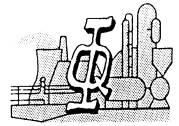


UNIVERSIDAD DE OVIEDO

DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA Y
TECNOLOGIA DEL MEDIO AMBIENTE

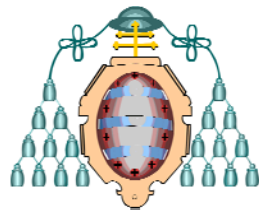


**APLICACIÓN DE LA ÓSMOSIS INVERSA Y LA
NANOFILTRACION EN EL
ACONDICIONAMIENTO DE AGUAS
PARA CALDERAS**

TESIS DOCTORAL

CARLOS FRANCISCO GARCIA OLMOS

Oviedo, Noviembre de 2002



Reservados todos los derechos
© El autor

Edita: Universidad de Oviedo,
Biblioteca Universitaria, 2007
Colección Tesis Doctoral-TDR nº 13
ISBN: 978-84-690-7796-2
D.L.: AS.03863-2007

AGRADECIMIENTOS

Al Profesor José Ramón Alvarez Saiz, Director de la Tesis, por su apoyo permanente, gran interés y preocupación en todos los aspectos del desarrollo de la investigación. El ha sido un verdadero equipo y un gran profesor, aportando todos sus amplios conocimientos en el área de la investigación y un verdadero amigo.

Al Profesor José Coca Prados, Director del Departamento de Ingeniería Química y Tecnología del Medio Ambiente, y Director de la Tesis, por todo su apoyo, respaldo, e interés tanto institucional como personal, con una gran calidad humana.

A la Profesora Susana Luque Rodríguez, Directora de la Tesis, y Tutora del suscrito, por su apoyo y colaboración.

A la **Universidad de Oviedo** y a la **Universidad Francisco José de Caldas** de Santa Fe de Bogotá, porque gracias a su respaldo institucional fue posible la investigación de la Tesis, mediante el convenio de colaboración académica, científica y cultural entre ellas y la comisión de estudios concedida por la Universidad Francisco José de Caldas.

A mi familia que amo infinitamente y le ofrezco muy especialmente este logro; su esfuerzo fue muy valioso; me apoyó en la distancia, y me dio las fuerzas para llegar a esta meta: Mi esposa Ruth Constanza, mi madre Manuela, mi hermana Gladys Angela y mis hijas Diana Constanza y Laura Jackeline y demás relacionados.

A mis compañeros y amigos que me han apoyando siempre y me han enriquecido con sus conocimientos y amistad: Dr. José Manuel Benito, Dr. Javier Parrondo, Francisco Ustáriz y María Eugenia Lucena, Angel Cambiella, Federico Gularte, Enrique Ortea y Eva Fernández Pérez.

A mis amigas de Colombia: Fabiola Sáenz Blanco y Ana María Peña Reyes que me apoyaron y animaron a seguir adelante.

A mis colegas y demás amigos en España e Iberoamérica.

INDICE

AGRADECIMIENTOS II
INDICE GENERAL III
INDICE DE FIGURAS X
INDICE DE TABLAS..... XVI
RESUMEN XX
ABSTRACT..... XXI

1. INTRODUCCION

1.1.JUSTIFICACION 1
1.2.OBJETIVOS..... 5

2. PROCESOS PARA EL ACONDICIONAMIENTO DE AGUAS

2.1.INTERCAMBIO IONICO EN ACONDICIONAMIENTO AGUAS 7
 2.1.1.Generalidades 7
 2.1.2.Equipo 8
 2.1.3.Ventajas..... 8
 2.1.4.Desventajas 8
2.2.PROCESOS CON MEMBRANAS 8
 2.2.1.Técnicas con membranas cuya fuerza impulsora es la presión..... 9
 2.2.2.Tipos de membranas 10
 2.2.3.Configuraciones, Módulos 12
 2.2.4.Ventajas..... 16
 2.2.5.Limitaciones 16
2.3.PROCESOS CON MEMBRANAS EN ESTA INVESTIGACION 16
 2.3.1.Nanofiltración 16
 2.3.2.Osmosis Inversa 18

3. FUNDAMENTOS DE LOS PROCESOS CON MEMBRANAS

3.1.POTENCIAL QUIMICO 21
3.2.OSMOSIS 21
3.3.PARAMETROS EN LOS PROCESOS CON MEMBRANAS 23
3.4.POLARIZACION POR CONCENTRACION 27
 3.4.1.Modelo de transferencia de materia 29
 3.4.2.Efectos de la capa de polarización y gel 31
3.5.ENSUCIAMIENTO DE MEMBRANAS..... 31
 3.5.1.Orígenes del ensuciamiento 32
 3.5.2.Expresión matemática para ensuciamiento de membranas 32
 3.5.3.Consecuencias del ensuciamiento 34
 3.5.4.Investigación reciente sobre ensuciamiento de membranas 34

3.6.PREVENCIÓN DE LAS INCRUSTACIONES	35
3.6.1. Uso de un ácido	35
3.6.2. Uso del factor de concentración	36
3.6.3. Uso de un inhibidor de incrustaciones	36
3.6.4. Ablandamiento con resinas IO de ácido fuerte	37
3.6.5. Ablandamiento con resinas IO de ácido débil.....	37
3.6.6. Ablandamiento con hidróxido de calcio.....	38
3.6.7. Limpieza preventiva	38
3.7.LIMPIEZA DE MEMBRANAS	39
3.7.1. Detección del ensuciamiento.....	39
3.7.2. Métodos de limpieza	40
3.7.3. Protocolo de limpieza.....	41
3.8.TRANSPORTE EN MEMBRANAS	42
3.8.1. Formas básicas de transporte.....	43
3.8.2. Clasificación de modelos de transporte.....	44
4. <u>MATERIALES Y METODOS</u>	
4.1.MATERIALES	47
4.1.1. Instalación experimental	47
4.1.2. Membranas utilizadas.....	48
4.1.3. Equipo para análisis del agua	49
4.2.METODOS	50
4.2.1. Protocolo de limpieza.....	50
4.2.2. Caracterización del agua de partida	50
4.2.3. Ensayo de membranas.....	50
4.2.4. Medición de calcio y magnesio	51
4.2.5. Pruebas de concentración.	52
4.2.6. Análisis de resultados.....	52
4.2.7. Modelización según el principio de solución-difusión	54
4.2.8. Modelización según solución-difusión-imperfección	55
4.2.9. Modelización según el principio de poros finos.....	57
4.2.10. Modelización según la termodinámica irreversible	59
4.2.11. Comparación de resultados	61
4.2.12. Optimización y ajuste de las modelizaciones.....	63
4.2.13. Diseño de instalaciones de acondicionamiento de aguas.....	64
4.2.14. Evaluación económica de los diseños	66
5. <u>COMPORTAMIENTO DE LAS MEMBRANAS EN ACONDICIONAMIENTO DE AGUAS</u>	
5.1.VELOCIDAD DE PERMEADO CON LA PRESION	67
5.2.VELOCIDAD DE PERMEADO CON LA TEMPERATURA	69
5.3.CONDUCTIVIDAD DE PERMEADO CON LA PRESION	72
5.4.CONCENTRACION DE PERMEADO CON LA PRESION	73
5.5.RETENCION CON LA PRESION	75
5.6.PRUEBAS DE CONCENTRACION	77
5.7.PERDIDAS DE CARGA CON EL CAUDAL	80
5.8.CONCLUSIONES	80

6.	<u>MODELIZACION SEGÚN EL PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION</u>	
6.1.	FUNDAMENTOS	83
6.2.	PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION	84
6.3.	MODELIZACION SEGÚN SOLUCION-DIFUSION.....	87
6.3.1.	Velocidad de permeado.....	87
6.3.2.	Velocidad de permeado del soluto	87
6.3.3.	Retención	88
6.4.	MODELIZACION DE MEMBRANA ESPA1 SEGÚN S.D.....	88
6.4.1.	Velocidad de permeado.....	88
6.4.2.	Velocidad de permeado del soluto	89
6.4.3.	Retención	90
6.5.	MODELIZACION DE MEMBRANA CPA2 SEGÚN S.D.....	90
6.5.1.	Velocidad de permeado.....	90
6.5.2.	Velocidad de permeado del soluto	91
6.5.3.	Retención	92
6.6.	MODELIZACION DE MEMBRANA PAC SEGÚN S.D.....	92
6.6.1.	Velocidad de permeado.....	92
6.6.2.	Velocidad de permeado del soluto	93
6.6.3.	Retención	94
6.7.	OPTIMIZACION Y AJUSTE DE MODELIZACION S.D.....	95
6.7.1.	Membrana ESPA1.....	95
6.7.2.	Membrana CPA2.....	99
6.7.3.	MembranaPAC.....	102
6.8.	ANALISIS Y DISCUSION	104
6.8.1.	Modelización.....	104
6.8.2.	Optimización.....	107
6.9.	CONCLUSIONES	108
7.	<u>MODELIZACION SEGÚN EL PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION-IMPERFECCION</u>	
7.1.	PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION-IMPERFECCION	111
7.2.	MODELIZACION SEGÚN SOLUCION-DIFUSION-I.....	112
7.2.1.	Velocidad de permeado.....	112
7.2.2.	Velocidad de permeado del soluto	112
7.2.3.	Retención	113
7.3.	MODELIZACION DE MEMBRANA ESPA1 SEGÚN S.D.I.	113
7.3.1.	Velocidad de permeado.....	113
7.3.2.	Velocidad de permeado del soluto	113
7.3.3.	Retención	115
7.4.	MODELIZACION DE MEMBRANA CPA2 SEGÚN S.D.I.	116
7.4.1.	Velocidad de permeado.....	116
7.4.2.	Velocidad de permeado del soluto	116
7.4.3.	Retención	118
7.5.	MODELIZACION DE MEMBRANA PAC SEGÚN S.D.I.	118
7.5.1.	Velocidad de permeado.....	118
7.5.2.	Velocidad de permeado del soluto	118
7.5.3.	Retención	120

7.6.OPTIMIZACION Y AJUSTE DE MODELIZACION S.D.I.....	120
7.6.1.Membrana ESPA1	120
7.6.2.Membrana CPA2	124
7.6.3.MembranaPAC	127
7.7.ANALISIS Y DISCUSION.....	130
7.7.1.Modelización.....	130
7.7.2.Optimización	132
7.8.CONCLUSIONES.....	135
8. <u>MODELIZACION SEGÚN EL PRINCIPIO DE POROS FINOS</u>	
8.1.CONSIDERACIONES GENERALES.....	137
8.2.FLUJO VISCOSO EN MEMBRANAS	137
8.3.PRINCIPIO DE POROS FINOS.....	138
8.4.MODELIZACION SEGÚN PRINCIPIO DE POROS FINOS	142
8.4.1.Velocidad de permeado	142
8.4.2.Velocidad de permeado del soluto	143
8.4.3.Retención.....	145
8.5.MODELIZACION DE MEMBRANA ESPA1 SEGÚN P.F.	145
8.5.1.Velocidad de permeado	145
8.5.2.Velocidad de permeado del soluto	146
8.5.3.Retención.....	146
8.6.MODELIZACION DE MEMBRANA CPA2 SEGÚN P.F.	147
8.6.1.Velocidad de permeado	147
8.6.2.Velocidad de permeado del soluto	148
8.6.3.Retención.....	148
8.7.MODELIZACION DE MEMBRANA PAC SEGÚN P.F.	149
8.7.1.Velocidad de permeado	149
8.7.2.Velocidad de permeado del soluto	150
8.7.3.Retención.....	150
8.8.OPTIMIZACION Y AJUSTE DE MODELIZACION P.F.	152
8.8.1.Membrana ESPA1	152
8.8.2.Membrana CPA2	155
8.8.3.MembranaPAC	158
8.9.ANALISIS Y DISCUSION.....	161
8.9.1.Modelización.....	161
8.9.2.Optimización	164
8.10.CONCLUSIONES.....	167
9. <u>MODELIZACION SEGÚN EL PRINCIPIO DE LA</u>	
 <u>TERMODINAMICA IRREVERSIBLE</u>	
9.1.CONSIDERACIONES GENERALES.....	171
9.2.PRINCIPIO DE TERMODINAMICA IRREVERSIBLE	171
9.3.MODELIZACION SEGÚN PRINCIPIO DE T.I.	178
9.4.MODELIZACION DE MEMBRANA ESPA1 SEGÚN T.I.	179
9.4.1.Velocidad de permeado	179
9.4.2.Velocidad de permeado del soluto	180
9.4.3.Retención.....	180

9.5.MODELIZACION DE MEMBRANA CPA2 SEGÚN T.I.....	180
9.5.1.Velocidad de permeado.....	180
9.5.2.Velocidad de permeado del soluto.....	180
9.5.3.Retención.....	181
9.6.MODELIZACION DE MEMBRANA PAC SEGÚN T.I.....	181
9.6.1.Velocidad de permeado.....	181
9.6.2.Velocidad de permeado del soluto.....	181
9.6.3.Retención.....	181
9.7.OPTIMIZACION Y AJUSTE DE MODELIZACION T.I.....	182
9.7.1.Membrana ESPA1.....	182
9.7.2.Membrana CPA2.....	185
9.7.3.MembranaPAC.....	188
9.8.ANALISIS Y DISCUSION.....	191
9.8.1.Modelización.....	191
9.8.2.Optimización.....	192
9.9.CONCLUSIONES.....	194
10. <u>MODELIZACION PARA ACONDICIONAMIENTO DE AGUAS</u>	
10.1.INTRODUCCION.....	197
10.2.FUNDAMENTOS.....	197
10.2.1.Modelo según principio de solución-difusión.....	197
10.2.2.Modelo según principio de solución-difusión-imperfección.....	197
10.2.3.Modelo según principio de poros finos.....	197
10.2.4.Modelo según principio de termodinámica irreversible.....	198
10.3.MODELIZACION.....	198
10.3.1.Por solución-difusión.....	198
10.3.2.Por solución-difusión-imperfección.....	198
10.3.3.Por poros finos.....	198
10.3.4.Por termodinámica irreversible.....	199
10.4.OPTIMIZACION.....	199
10.4.1.Por solución-difusión.....	199
10.4.2.Por solución-difusión-imperfección.....	199
10.4.3.Por poros finos.....	200
10.4.4.Por termodinámica irreversible.....	200
10.5.RESULTADOS.....	200
10.5.1.Velocidad de permeado.....	200
10.5.2.Velocidad de permeado del soluto.....	201
10.5.3.Retención.....	202
10.6.ANALISIS Y DISCUSION.....	203
10.6.1.Velocidad de permeado.....	203
10.6.2.Velocidad de permeado del soluto.....	204
10.6.3.Retención.....	205
10.7.ANALISIS DE SENSIBILIDAD.....	207
10.7.1.Velocidad de permeado.....	208
10.7.2.Velocidad de permeado del soluto.....	210
10.7.3.Retención.....	211
10.8.CONCLUSIONES.....	212

11.	<u>DISEÑO DE INSTALACIONES DE ACONDICIONAMIENTO DE AGUAS PARA CALDERAS</u>	
11.1.	INTRODUCCION.....	215
11.2.	CARACTERISTICAS DEL AGUA DE PARTIDA	215
11.3.	CARACTERISTICAS DEL AGUA DE CALDERA	216
11.4.	CAUDAL DE ALIMENTACION DE LA INSTALACION	217
11.4.1.	Turbina	217
11.4.2.	Caldera.....	219
11.4.3.	Resultados	221
11.5.	DESARROLLO DE LA METODOLOGIA DE DISEÑO	221
11.5.1.	Concentración de Alimentación	221
11.5.2.	Recuperación de Permeado	222
11.5.3.	Elementos y Tubos	222
11.5.4.	Hidrodinámica	223
11.5.5.	Permeado	225
11.5.6.	Rechazo	225
11.5.7.	Retención.....	225
11.5.8.	Potencia de la Bomba	226
11.6.	RESULTADOS.....	226
11.6.1.	ESPA1	226
11.6.2.	CPA2	227
11.6.3.	PAC	228
11.6.4.	ROPRO.....	228
11.6.5.	ESPA1 en dos Etapas	229
11.7.	ANALISIS Y DISCUSION.....	230
11.7.1.	Caudal de Alimentación	230
11.7.2.	Comportamiento del Agua de Partida	230
11.7.3.	Hidrodinámica	230
11.7.4.	Comportamiento de las Velocidades de Permeación	231
11.7.5.	Recuperación, Velocidad de Permeación y No. de Elementos	231
11.7.6.	Recuperación y Presión	231
11.7.7.	Recuperación y Concentración de Alimentación	233
11.7.8.	Recuperación y Concentración de Permeado.....	234
11.7.9.	Concentración de Alimentación y de Permeado	236
11.7.10.	Retención.....	236
11.7.11.	Potencia de la Bomba	237
11.7.12.	Permeación en dos Etapas	237
11.8.	CONCLUSIONES.....	237
12.	<u>EVALUACION ECONOMICA DE LOS DISEÑOS DE LA INSTALACION DE ACONDICIONAMIENTO DE AGUAS</u>	
12.1.	INTRODUCCION.....	239
12.2.	COSTES DE LA OSMOSIS INVERSA.....	239
12.2.1.	Costes de Capital	239
12.2.2.	Costes de Operación.....	244

12.3.PERFIL DEL PROYECTO DE INVERSION.....	247
12.3.1.Parámetros de la Inversión.....	247
12.3.2.Financiación.....	250
12.4.METODOLOGIA DE LA EVALUACION ECONOMICA.....	250
12.4.1.Criterio del Valor Actual Neto (VAN).....	250
12.4.2.Criterio de la Tasa Interna de Rentabilidad (TIR).....	251
12.4.3.Criterio del Plazo de Recuperación de la Inversión (PR).....	251
12.4.4.Financiación.....	252
12.5.RESULTADOS.....	252
12.5.1.Sin Financiación.....	252
12.5.2.Con Financiación.....	253
12.6.ANALISIS Y DISCUSION.....	253
12.6.1.Valor Presente Neto (VAN).....	253
12.6.2.Tasa Interna de rentabilidad (TIR).....	254
12.6.3.Plazo de Recuperación de la Inversión (PR).....	255
12.6.4.Financiación.....	255
12.6.5.Distribución de los Costes del Proyecto.....	256
12.6.6.Coste del Agua.....	257
12.6.7.Comparación con el Intercambio Iónico.....	258
12.7.CONCLUSIONES.....	259
13. <u>CONCLUSIONES GENERALES</u>.....	261
14. <u>REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS</u>.....	267
15. <u>APENDICE 1: TABLAS DE DISEÑO</u>	
15.1.DISEÑO ESPA1.....	271
15.2.DISEÑO CPA2.....	273
15.3.DISEÑO PAC.....	276
15.4.DISEÑO ESPA1 EN DOS ETAPAS.....	279
16. <u>APENDICE 2: TABLAS DE EVALUACION ECONOMICA</u>	
16.1.EVALUACION ECONOMICA ESPA1.....	283
16.2.EVALUACION ECONOMICA CPA2.....	284
16.3.EVALUACION ECONOMICA PAC.....	285
16.4.EVALUACION ECONOMICA ROPRO.....	286
16.5.EVALUACION ECONOMICA ESPA1 EN DOS ETAPAS.....	287
16.6.COSTES IO, RO, NF.....	289
17. <u>APENDICE 3: TABLAS DE CALCULO B₁ MODELOS SD, SDI</u>	
17.1.MODELO SOLUCION DIFUSION.....	291
17.2.MODELO SOLUCION DIFUSION IMPERFECCION.....	294

INDICE DE FIGURAS

	<u>Pág.</u>
Figura 1.1. Tipos de depósitos en calderas	2
Figura 2.1. Procesos con membranas cuya fuerza impulsora es la presión	9
Figura 2.2. Módulo de placas	12
Figura 2.3. Módulo tubular	13
Figura 2.4. Módulo en espiral	13
Figura 2.5. Sección Transversal de módulo en espiral	14
Figura 2.6. Vista de módulos en espiral.....	15
Figura 2.7. Módulo de fibra hueca	15
Figura 3.1. Ilustración del proceso de ósmosis	22
Figura 3.2. Operación de filtración tangencial en proceso con membranas	24
Figura 3.3. Variación de la velocidad tangencial en función de la presión	26
Figura 3.4. Capa límite y retrodifusión en el proceso de ósmosis inversa.....	27
Figura 3.5. Capa de gel por polarización de la concentración	28
Figura 3.6. Modelo de transferencia de materia.....	29
Figura 3.7. Resistencias que se oponen al flujo a través de la membrana	33
Figura 4.1. Instalación para ensayo de membranas	47
Figura 4.2. Vista de la instalación para ensayo de membranas.....	48
Figura 4.3. Función objetivo para calificar las predicciones de J_v	61
Figura 4.4. Función objetivo para calificar las predicciones de J_s	62
Figura 4.5. Función objetivo para calificar las predicciones de R	62
Figura 5.1. Variación de J_v con la presión, membrana ESPA1	68
Figura 5.2 Variación de J_v con la presión, membrana CPA2.....	68
Figura 5.3 Variación de J_v con la presión, membrana PAC.....	68
Figura 5.4 Variación de J_v con la temperatura, membrana ESPA1	70
Figura 5.5. Variación de J_v con la temperatura, membrana PAC	70
Figura 5.6. Variación de J_v con la temperatura, membrana CPA2	70
Figura 5.7 Variación de J_v / T_{eq} –presión, membrana ESPA1	71
Figura 5.8 C_d ($\mu\text{s/cm}$) y C (mg/L) del permeado –p(bar), ESPA1	72
Figura 5.9 C_d ($\mu\text{s/cm}$) y C (mg/L) del permeado –p(bar), CPA2.....	73
Figura 5.10 C_d ($\mu\text{s/cm}$) y C (mg/L) del permeado –p(bar), PAC.....	73

Figura 5.11 Cd ($\mu\text{s/cm}$) - C (gr/m^3) NaCl Calibración; (0 a 0,02%) NaCl.....	74
Figura 5.12 Cd ($\mu\text{s/cm}$) - C (gr/m^3) NaCl Calibración; (0,02% a 0,5%) NaCl	74
Figura 5.13 Cd ($\mu\text{s/cm}$) - C (gr/m^3) NaCl Calibración; (0,5 a 3,0%) NaCl.....	74
Figura 5.14 Cd ($\mu\text{s/cm}$) - C (mg/L) Ca Calibración; (30 a 130 $\mu\text{s/cm}$)	75
Figura 5.15 .Retención NaCl (%) -Presión (bar), membrana ESPA1	76
Figura 5.16 .Retención NaCl (%) -Presión (bar), membrana PAC	76
Figura 5.17 .Retención NaCl (%) -Presión (bar), membrana CPA2	76
Figura 5.18 .Concentración permeado (mg/L)-Factor de concentración.....	78
Figura 5.19 .Velocidad de permeación ($\text{L/m}^2\cdot\text{h}$)-Factor de concentración	78
Figura 5.20 .Retención (%) -Factor de concentración.....	78
Figura 5.21 .Pérdidas de carga-caudal, membrana ESPA1	79
Figura 5.22 . Pérdidas de carga-caudal, membrana PAC	79
Figura 5.23 Pérdidas de carga-caudal, membrana CPA2	79
Figura 6.1 . Determinación del coeficiente A, membrana ESPA1	88
Figura 6.2 . Correlación $J_s-(c'-c'')$, 1 ^{er} . método, modelo S.D, ESPA1.....	89
Figura 6.3 . Correlación $J_s-(c'-c'')$, 2 ^o . método, modelo S.D, ESPA1.	90
Figura 6.4 . Determinación del coeficiente A, membrana CPA2.....	91
Figura 6.5 . Correlación $J_s-(c'-c'')$, 1 ^{er} . método, modelo S.D, CPA2.....	91
Figura 6.6 . Correlación $J_s-(c'-c'')$, 2 ^o . método, modelo S.D., CPA2	92
Figura 6.7 . Determinación del coeficiente A, membrana PAC	93
Figura 6.8 . Correlación $J_s-(c'-c'')$, 1 ^{er} . método, modelo S.D, PAC.....	94
Figura 6.9 . Correlación $J_s-(c'-c'')$, 2 ^o . método, modelo S.D., PAC	94
Figura 6.10 .R (%) Experimental- Calculada, SD, C=0,1 y 0,5 %, ESPA1	96
Figura 6.11 .R (%) Experimental- Calculada, SD, C=1,0 y 3,0 %, ESPA1	97
Figura 6.12 . J_s Experimental-Calculado, SD, C=0,1 y 0,5 %, ESPA1	97
Figura 6.13 . J_s Experimental-Calculado, SD, C=1,0 y 3,0 %, ESPA1	98
Figura 6.14 . J_v Experimental-Calculado, SD, C=0,1 y 0,5 %, ESPA1	98
Figura 6.15 . J_v Experimental-Calculado, SD, C=1,0 y 3,0 %, ESPA1	99
Figura 6.16 .R (%) Experimental- Calculada, SD, C=0,1 y 0,5 %, CPA2	100
Figura 6.17 .R (%) Experimental- Calculada, SD, C=1,0 y 3,0 %, CPA2	100
Figura 6.18 . J_s Experimental-Calculado, SD, C=0,1 y 0,5 %, CPA2.....	100
Figura 6.19 . J_s Experimental-Calculado, SD, C=1,0 y 3,0 %, CPA2.....	101
Figura 6.20 . J_v Experimental-Calculado, SD, C=0,1 y 0,5 %, CPA2.....	101
Figura 6.21 . J_v Experimental-Calculado, SD, C=1,0 y 3,0 %, CPA2.....	101

Figura 6.22.R (%) Experimental- Calculada, SD, C=0,1 y 0,5 %, PAC.....	102
Figura 6.23.R (%) Experimental- Calculada, SD, C=1,0 y 3,0 %, PAC.....	103
Figura 6.24.J_s Experimental-Calculado, SD, C=0,1 y 0,5 %, PAC	103
Figura 6.25.J_s Experimental-Calculado, SD, C=1,0 y 3,0 %, PAC	103
Figura 6.26. J_v Experimental-Calculado, SD, C=0,1 y 0,5 %, PAC	104
Figura 6.27. J_v Experimental-Calculado, SD, C=1,0 y 3,0 %, PAC	104
Figura 7.1. Correlación para C ₁ , 1 ^{er} método de J _s , SDI, ESPA1	114
Figura 7.2. Correlación para B y C, 1 ^{er} método de J _s , SDI, ESPA1	114
Figura 7.3. Correlación para B y C, 2 ^o . método de J _s , SDI, ESPA1	115
Figura 7.4. Correlación para C ₁ , 1 ^{er} método de J _s , SDI, CPA2.....	116
Figura 7.5. Correlación para B y C, 1 ^{er} método de J _s , SDI, CPA2	117
Figura 7.6. Correlación para B y C, 2 ^o . método de J _s , SDI, CPA2	117
Figura 7.7. Correlación para C ₁ , 1 ^{er} método de J _s , SDI, PAC.....	118
Figura 7.8. Correlación para B y C, 1 ^{er} método de J _s , SDI, PAC	119
Figura 7.9. Correlación para B y C, 2 ^o . método de J _s , SDI, PAC	119
Figura 7.10.R (%) Experimental- Calculada, SDI, C=0,1 y 0,5 %, ESPA1	121
Figura 7.11.R (%) Experimental- Calculada, SDI, C=1,0 y 3,0 %, ESPA1	122
Figura 7.12.J_s Experimental-Calculado, SDI, C=0,1 y 0,5 %, ESPA1	122
Figura 7.13.J_s Experimental-Calculado, SDI, C=1,0 y 3,0 %, ESPA1	123
Figura 7.14. J_v Experimental-Calculado, SDI, C=0,1 y 0,5 %, ESPA1.....	123
Figura 7.15. J_v Experimental-Calculado, SDI, C=1,0 y 3,0 %, ESPA1.....	124
Figura 7.16.R (%) Experimental- Calculada, SDI, C=0,1 y 0,5 %, CPA2	125
Figura 7.17.R (%) Experimental- Calculada, SDI, C=1,0 y 3,0 %, CPA2	125
Figura 7.18.J_s Experimental-Calculado, SDI, C=0,1 y 0,5 %, CPA2	126
Figura 7.19.J_s Experimental-Calculado, SDI, C=1,0 y 3,0 %, CPA2.....	126
Figura 7.20. J_v Experimental-Calculado, SDI, C=0,1 y 0,5 %, CPA2.....	126
Figura 7.21. J_v Experimental-Calculado, SDI, C=1,0 y 3,0 %, CPA2.....	127
Figura 7.22.R (%) Experimental- Calculada, SDI, C=0,1 y 0,5 %, PAC	128
Figura 7.23.R (%) Experimental- Calculada, SDI, C=1,0 y 3,0 %, PAC	128
Figura 7.24.J_s Experimental-Calculado, SDI, C=0,1 y 0,5 %, PAC	128
Figura 7.25.J_s Experimental-Calculado, SDI, C=1,0 y 3,0 %, PAC	129
Figura 7.26. J_v Experimental-Calculado, SDI, C=0,1 y 0,5 %, PAC.....	129
Figura 7.27. J_v Experimental-Calculado, SDI, C=1,0 y 3,0 %, PAC.....	129

Figura 8.1. Determinación coeficiente B de J_v , PF, ESPA1	146
Figura 8.2. Correlación para L, Z de J_s , PF, ESPA1	146
Figura 8.3. Correlación exp. $1/(1-R)$ - J_v , PF, ESPA1	147
Figura 8.4. $R(\%)$ - J_v , PF, ESPA1	147
Figura 8.5. Determinación coeficiente B de J_v , PF, CPA2	148
Figura 8.6. Correlación para L, Z de J_s , PF, CPA2.....	148
Figura 8.7. Correlación exp. $1/(1-R)$ - J_v , PF, CPA2	149
Figura 8.8. $R(\%)$ - J_v , PF, CPA2.....	149
Figura 8.9. Determinación coeficiente B de J_v , PF, PAC	150
Figura 8.10. Correlación para L, Z de J_s , PF, PAC.....	150
Figura 8.11. Correlación exp. $1/(1-R)$ - J_v , PF, PAC	151
Figura 8.12. $R(\%)$ - J_v , PF, PAC.....	151
Figura 8.13. $R(\%)$ Experimental- Calculada, PF, C=0,1 y 0,5 %, ESPA1	153
Figura 8.14. $R(\%)$ Experimental- Calculada, PF, C=1,0 y 3,0 %, ESPA1	153
Figura 8.15. J_s Experimental-Calculado, PF, C=0,1 y 0,5 %, ESPA1	154
Figura 8.16. J_s Experimental-Calculado, PF, C=1,0 y 3,0 %, ESPA1	154
Figura 8.17. J_v Experimental-Calculado, PF, C=0,1 y 0,5 %, ESPA1	155
Figura 8.18. J_v Experimental-Calculado, PF, C=1,0 y 3,0 %, ESPA1	155
Figura 8.19. $R(\%)$ Experimental- Calculada, PF, C=0,1 y 0,5 %, CPA2.....	156
Figura 8.20. $R(\%)$ Experimental- Calculada, PF, C=1,0 y 3,0 %, CPA2.....	156
Figura 8.21. J_s Experimental-Calculado, PF, C=0,1 y 0,5 %, CPA2.....	157
Figura 8.22. J_s Experimental-Calculado, PF, C=1,0 y 3,0 %, CPA2.....	157
Figura 8.23. J_v Experimental-Calculado, PF, C=0,1 y 0,5 %, CPA2	158
Figura 8.24. J_v Experimental-Calculado, PF, C=1,0 y 3,0 %, CPA2	158
Figura 8.25. $R(\%)$ Experimental- Calculada, PF, C=0,1 y 0,5 %, PAC.....	159
Figura 8.26. $R(\%)$ Experimental- Calculada, PF, C=1,0 y 3,0 %, PAC.....	159
Figura 8.27. J_s Experimental-Calculado, PF, C=0,1 y 0,5 %, PAC.....	160
Figura 8.28. J_s Experimental-Calculado, PF, C=1,0 y 3,0 %, PAC.....	160
Figura 8.29 J_v Experimental-Calculado, PF, C=0,1 y 0,5 %, PAC	161
Figura 8.30 J_v Experimental-Calculado, PF, C=1,0 y 3,0 %, PAC	161
Figura 9.1. J_v -P (bar) para membranas de alta y baja permeabilidad	176
Figura 9.2. Representación ω , σ	177
Figura 9.3. Correlación para σ , ω , ESPA1	179
Figura 9.4. Correlación para σ , ω , CPA2	180
Figura 9.5. Correlación para σ , ω , PAC	181

Figura 9.6. R (%) Experimental- Calculada, TI, C=0,1 y 0,5 %, ESPA1	153
Figura 9.7. R (%) Experimental- Calculada, TI, C=1,0 y 3,0 %, ESPA1	153
Figura 9.8. J_s Experimental-Calculado, TI, C=0,1 y 0,5 %, ESPA1	154
Figura 9.9. J_s Experimental-Calculado, TI, C=1,0 y 3,0 %, ESPA1	154
Figura 9.10. J_v Experimental-Calculado, TI, C=0,1 y 0,5 %, ESPA1	155
Figura 9.11. J_v Experimental-Calculado, TI, C=1,0 y 3,0 %, ESPA1	155
Figura 9.12. R (%) Experimental- Calculada, TI, C=0,1 y 0,5 %, CPA2	156
Figura 9.13. R (%) Experimental- Calculada, TI, C=1,0 y 3,0 %, CPA2	156
Figura 9.14. J_s Experimental-Calculado, TI, C=0,1 y 0,5 %, CPA2	157
Figura 9.15. J_s Experimental-Calculado, TI, C=1,0 y 3,0 %, CPA2	157
Figura 9.16. J_v Experimental-Calculado, TI, C=0,1 y 0,5 %, CPA2	158
Figura 9.17. J_v Experimental-Calculado, TI, C=1,0 y 3,0 %, CPA2	158
Figura 9.18. R (%) Experimental- Calculada, TI, C=0,1 y 0,5 %, PAC	159
Figura 9.19. R (%) Experimental- Calculada, TI, C=1,0 y 3,0 %, PAC	159
Figura 9.20. J_s Experimental-Calculado, TI, C=0,1 y 0,5 %, PAC	160
Figura 9.21. J_s Experimental-Calculado, TI, C=1,0 y 3,0 %, PAC	160
Figura 9.22. J_v Experimental-Calculado, TI, C=0,1 y 0,5 %, PAC	161
Figura 9.23. J_v Experimental-Calculado, TI, C=1,0 y 3,0 %, PAC	161
Figura 10.1. Comportamiento Función Objetivo FOU- J_v ($L/m^2.h$)	200
Figura 10.2. Comportamiento Función Objetivo FOU- J_s ($mol/m^2.h$)	201
Figura 10.3. Comportamiento Función Objetivo FOU-R (%)	202
Figura 11.1. Instalación RO ($19000 m^3/dia$), Carson, California	215
Figura 11.2. Procesos real y reversible de una turbina	218
Figura 11.3. Flujos en el balance de Ca^{2+} de una caldera	219
Figura 11.4. Diseño instalación ESPA1	226
Figura 11.5. Diseño instalación CPA2	227
Figura 11.6. Diseño instalación PAC	228
Figura 11.7. Diseño instalación ROPRO	229
Figura 11.8. Diseño instalación ESPA1 en dos etapas	229
Figura 11.9. Número de elementos- J_v	232
Figura 11.10. Recuperación-Presión ($C_f= 102 mg/L$)	232
Figura 11.11. Recuperación- C_f , según P (bar) de diseño	233
Figura 11.12. Recuperación- C_f , según P = 30 bar	234
Figura 11.13. Recuperación- C_s según ΔP (bar)	235

Figura 11.14. Recuperación- C_s según ΔC_f (mg/L)	235
Figura 11.15. C_f (mg/L)- C_s (mg/L) según P (bar) de diseño	236
Figura 12.1. Diagrama de flujos de caja a 15 años	251
Figura 12.2. VAN-k (%), instalaciones sin financiación.....	254
Figura 12.3. VAN-k (%), instalaciones con financiación.....	255
Figura 12.4. Coste total-Tamaño planta IO, RO, NF.....	258
Figura 12.5. Coste unitario-Tamaño planta IO, RO, NF	258

INDICE DE TABLAS

	<u>Pág</u>
Tabla 2.1. Clasificación de las membranas	9
Tabla 2.2. Valores de los parámetros típicos de un agua	18
Tabla 3.1. Efectos del ensuciamiento sobre los parámetros característicos.....	22
Tabla 4.1. Características de las membranas.....	49
Tabla 4.2. Presiones de trabajo aplicadas a las membranas de ensayo	51
Tabla 4.3. Factores de concentración y recuperación s/membranas	53
Tabla 5.1. J_v máximas críticas de las membranas en espiral.....	67
Tabla 5.2. Conductividades de alimentación y permeados y % de reducción	72
Tabla 5.3. Variación de C_s , J_v , R en ensayos de concentración	77
Tabla 5.4. Variación de ΔC_s , ΔJ_v , ΔR en ensayos de concentración	77
Tabla 6.1. Modelización de J_v , SD	105
Tabla 6.2. Valores y grados de ajuste de coeficiente B , SD	105
Tabla 6.3. Comparación modelización retención, SD	106
Tabla 6.4. Optimización de la retención, SD	107
Tabla 6.5. Optimización de J_s , SD	108
Tabla 7.1. Modelización de J_v , SDI	130
Tabla 7.2. Valores y grados de ajuste de coeficiente B , SDI	131
Tabla 7.3. Comparación modelización retención, SDI	132
Tabla 7.4. Optimización de la retención, SDI	133
Tabla 7.5. Optimización de J_s , SDI	134
Tabla 7.6. Optimización de J_s , SDI	134
Tabla 8.1. Modelización de J_v , PF	162
Tabla 8.2. Valores y grados de ajuste de coeficiente B , PF	164
Tabla 8.3. Comparación modelización retención, PF	164
Tabla 8.4. Optimización de la retención, PF	165
Tabla 8.5. Optimización de J_s , PF	166
Tabla 8.6. Optimización de J_s , PF	167
Tabla 9.1. Modelización de J_v , TI	191
Tabla 9.2. Valores y grados de ajuste de coeficiente B , TI	192
Tabla 9.3. Comparación modelización retención, TI	192

Tabla 9.4. Optimización de la retención, TI	193
Tabla 9.5. Optimización de J_s , TI	193
Tabla 9.6. Optimización de J_s , TI	194
Tabla 10.1. Ecuaciones de J_v según modelos.....	203
Tabla 10.2. Coeficientes para flujo acoplado en J_v según modelos	204
Tabla 10.3. Ecuaciones de J_s según modelos	204
Tabla 10.4. Coeficientes para J_s según modelos	205
Tabla 10.5. Ecuaciones de R según modelos	205
Tabla 10.6. Retención-Presión, SDI, C=0,1 %	206
Tabla 10.7. Retención-Presión, PF, C=0,1 %	207
Tabla 10.8. Sensibilidad de expresiones modelizadas, C=0,1 %.....	208
Tabla 10.9. Sensibilidad de J_v s/C, SDI, ESPA1, C=0,1 %	208
Tabla 10.10. Sensibilidad de J_v s/B, PF, ESPA1, C=0,1 %	209
Tabla 10.11. Sensibilidad de J_v s/ σ , TI, ESPA1, C=0,1 %	209
Tabla 10.12. Sensibilidad de J_s s/C, SDI, ESPA1, C=0,1 %	210
Tabla 10.13. Sensibilidad de J_s s/L, PF, ESPA1, C=0,1 %.....	210
Tabla 10.14. Sensibilidad de J_s s/ σ , TI, ESPA1, C=0,1 %	210
Tabla 10.15. Sensibilidad de R s/B/A, SD, ESPA1, C=0,1 %	211
Tabla 10.16. Sensibilidad de R s/C/A, SDI, ESPA1, C=0,1 %	211
Tabla 10.17. Sensibilidad de R s/ β_2 , PF, ESPA1, C=0,1 %	212
Tabla 10.18. Sensibilidad de R s/ β_2 , PF, ESPA1, C=0,1 %	212
Tabla 11.1. Análisis típico de afluentes ablandados	216
Tabla 11.2. Química del agua para alimentación de calderas.....	216
Tabla 11.3. Entalpía y entropía en descarga de turbina, en saturación.....	221
Tabla 11.4. Entalpía y entropía en descarga de turbina, real	221
Tabla 11.5. Caudales Q_f , Q_b , Q_v de una caldera	221
Tabla 12.1. Porcentajes de los costes en RO	242
Tabla 12.2. Caudales y costes de módulos en espiral, de RO.....	242
Tabla 12.3. Costes de las instalaciones de RO	248
Tabla 12.4. Costes anuales de energía eléctrica de las instalaciones.....	248
Tabla 12.5. Costes anuales de agua, químicos y totales	249
Tabla 12.6. Ingresos anuales de las instalaciones	250
Tabla 12.7. Indicadores para la inversión, sin financiación.....	253
Tabla 12.8. Indicadores para la inversión, financiación al 5 %	254
Tabla 12.9. Distribución costes, sin financiación	256
Tabla 12.10. Distribución costes, sin financiación	257

Tabla 15.1. Datos generales de diseño, ESPA1	271
Tabla 15.2. Hidrodinámica, ESPA1	271
Tabla 15.3. Pérdidas de carga, ESPA1	271
Tabla 15.4. Permeados totales, J_v , Q_p , ΣQ_p , ESPA1	272
Tabla 15.5. C_s , J_s , ESPA1	272
Tabla 15.6. C_r , Q_r , R , ESP1	273
Tabla 15.7. Datos generales de diseño, CPA2	273
Tabla 15.8. Hidrodinámica, CPA2	273
Tabla 15.9. Pérdidas de carga, CPA2	274
Tabla 15.10. Permeados totales, J_v , Q_p , ΣQ_p , CPA2	274
Tabla 15.11. C_s , J_s , CPA2	275
Tabla 15.12. C_r , Q_r , R , CPA2	275
Tabla 15.13. Datos generales de diseño, PAC	276
Tabla 15.14. Hidrodinámica, PAC	276
Tabla 15.15. Pérdidas de carga, PAC	277
Tabla 15.16. Permeados totales, J_v , Q_p , ΣQ_p , PAC	277
Tabla 15.17. C_s , J_s , PAC	278
Tabla 15.18. C_r , Q_r , R , PAC	278
Tabla 15.19. Datos generales de diseño, ESPA1 en dos etapas	279
Tabla 15.20. Hidrodinámica, ESPA1 en dos etapas	279
Tabla 15.21. Pérdidas de carga, ESPA1 en dos etapas	280
Tabla 15.22. Permeados totales, J_v , Q_p , ΣQ_p , ESPA1 en dos etapas	280
Tabla 15.23. C_s , J_s , ESPA1 en dos etapas	281
Tabla 15.24. C_r , Q_r , R , ESPA1 en dos etapas	281
Tabla 16.1. Flujo de caja ESPA1, sin financiación	283
Tabla 16.2. Flujo de caja ESPA1, financiación al 5 %	283
Tabla 16.3. Flujo de caja CPA2, sin financiación	284
Tabla 16.4. Flujo de caja CPA2, financiación al 5 %	284
Tabla 16.5. Flujo de caja PAC, sin financiación	285
Tabla 16.6. Flujo de caja PAC, financiación al 5 %	285
Tabla 16.7. Flujo de caja ROPRO, sin financiación	286
Tabla 16.8. Flujo de caja ROPRO, financiación al 5 %	286

Tabla 16.9. Flujo de caja ESPA1 en dos etapas, sin financiación	287
Tabla 16.10. Flujo de caja ESPA1, en dos etapas, financiación al 5 %.....	287
Tabla 16.11. Costes de capital IO, RO, NF	288
Tabla 16.12. Costes de operación, IO, RO, NF	288
Tabla 16.13. Resumen costes IO, RO, NF	289
Tabla 16.14. Cualificación costes RO, IO, NF.	289

RESUMEN

Se estudió el comportamiento de membranas de ósmosis inversa y nanofiltración a utilizar en el pretratamiento del agua para la alimentación de calderas.

Se analizó la velocidad de permeado y la selectividad de las membranas respecto de la presión, temperatura y concentración del agua de alimentación.

Se estudiaron siete membranas; dos de nanofiltración y cinco de ósmosis inversa. Los mejores análisis de la retención fueron para las membranas ESPA1, CPA2 y PAC, con retenciones mínimas del 99.3%, cuando las concentraciones son del 0.1 %, NaCl.

La modelización se desarrolló con base en los principios de solución-difusión, solución-difusión-imperfección, poros finos y termodinámica irreversible, y se determinó un modelo con cada uno de ellos, utilizando para el efecto correlaciones lineales y no lineales. Se definió expresiones para la velocidad de permeación, velocidad de permeación del soluto y la retención, identificando en cada caso los valores de los coeficientes.

El proceso de modelización se optimizó por el criterio de los mínimos cuadrados y una función objetivo, que establece una calificación de las predicciones de los modelos, para los errores por defecto o por exceso a los valores reales de la experimentación.

Los modelos fueron evaluados conforme a la función objetivo, de donde se determinó aplicar el modelo de poros finos, por sus mayores aproximaciones en las predicciones al comportamiento de las membranas ESPA1, CPA2 y PAC, además de brindar mayores opciones de calibración y ajuste.

Se elaboró un diseño con cada una de las membranas seleccionadas, de un sistema de acondicionamiento de aguas para una caldera, con aguas de dureza alta, media y baja, los cuales se compararon con el diseño obtenido mediante software comercial. Para cada uno de ellos se hizo su evaluación económica, y se comparó el coste del metro cúbico de agua tratada con el de otros tratamientos como el intercambio iónico.

ABSTRACT

This study is carried out to assess the use of nanofiltration and reverse osmosis as pre-treatment of feed boiler water depending on water salinity.

Seven different membranes were used, two of nanofiltration and five of reverse osmosis.

Best results were obtained for the membranes ESPA1, CPA2 and PAC, with minimum NaCl rejection of 99.3%, when the feed concentrations are of 0.1%, NaCl.

Several models were used such as the solution-diffusion, solution-diffusion-imperfection, irreversible thermodynamics and fine porous. The determined parameters from the models were obtained by using linear and not linear regressions from the experimental data.

The modelling process was optimised by the least squares approach and a function objective that it establishes a qualification of the model predictions, to the real values of the experimentation.

The models were evaluated according to the function objective. The fine porous model was selected due to its approach in prediction for ESPA1, CPA2 and PAC membranes behaviour.

A boiler water conditioning system was designed each one of the selected membranes, using three different type feed of water. They were compared with the designs obtained by means of ROPRO6 commercial software. Economic evaluations were also made, and the cost of conditioned water was compared to the ionic exchange.

1.1. JUSTIFICACION

Entre los problemas a resolver para el agua de uso industrial es el de disponerla de la calidad necesaria, para lo cual se requiere aplicarle un pretratamiento de acondicionamiento.

Las plantas térmicas para generación de energía eléctrica, lo hacen sobre la base del calor producido por la quema de combustibles fósiles. Este ciclo termodinámico lo cumple para el caso en mención el agua con su calentamiento, evaporación, expansión en la turbina y condensación. (Ciclo líquido-vapor) En la expansión ocurre el paso de energía térmica a energía eléctrica.

Uno de los componentes fundamentales en una central térmica es la caldera, donde sucede el cambio del agua líquida a vapor, con pérdidas de vapor y condensado del orden del 3% del agua que circula por el sistema, lo cual requiere el ingreso de agua fresca al ciclo líquido-vapor. En una central térmica de 300 Mw el consumo de agua es de aproximadamente 2000 m³/día (Alvarez, J.R, Luque, S, Coca, J, 2000).

El uso de la caldera como generador de vapor no es exclusivo de las centrales térmicas, sino que existen muchas industrias que las emplean en sus procesos productivos.

El agua que ha de utilizarse en la alimentación de calderas requiere una calidad especial, libre en lo posible de iones bivalentes de calcio y otros contaminantes, a fin de prevenir corrosiones e incrustaciones en ellas y sus conducciones, que aparecen como depósitos.

Los depósitos son el mayor problema en la operación de equipos de generación de vapor. Estos son debidos a la acumulación de material sobre las paredes de la caldera, que pueden causar recalentamiento, como también pérdida de eficacia del sistema, y restricciones en la circulación del agua. Esto sucede por falta de previsión en las etapas de salida.

El pretratamiento del agua de alimentación de la caldera ha tenido significativos avances y ahora es posible tener calderas con un suministro de agua, aproximadamente ultra-pura. Este grado de pureza requiere inversiones importantes de capital en equipos, a menudo no justificables cuando se comparan con la capacidad de tratamiento interno.

Además es indispensable una operación y mantenimiento cuidadosos. La calidad del agua de alimentación que se necesita depende de la presión de operación de la caldera, diseño y tasas de transferencia de calor.

Esta necesidad de disponer de agua de una alta calidad en la alimentación está vinculada con los avances hechos en el tema de las calderas. La relación entre el calentamiento de la superficie de la caldera y la evaporación ha disminuido, y está en continua reducción, de donde resulta una alta tasa de transferencia de calor, que irradia el agua en las paredes de los tubos, a menudo de más de 200.000 B.t.u./(pie².h), y una tolerancia correspondientemente baja para los depósitos.

La mayoría de los sistemas de caldera que hoy en día operan, lo hacen con una calidad de agua de alimentación relativamente buena, pero que no llega a ser ultra-pura. En gran

parte los sistemas de caldera tienen al menos un tratamiento de ablandamiento con zeolita de sodio; muchos tienen trazas desmineralizadas. La calidad del agua de alimentación resultante tiene un rango de 0,01 a 2 ppm total de dureza. Pero no ofrece una operación libre de depósitos. Además, son necesarios buenos programas internos del tratamiento del agua de caldera.

Muchos sólidos solubles del agua de alimentación precipitan en la caldera. Esto sucede por una o dos de las siguientes razones: cambio en la química del agua, cuando va de la alimentación a la caldera, por la variación de las condiciones del agua en ella, y retroceso en las características de solubilidad de algunas sales.

Uno de los cambios más significativos en el agua, desde la alimentación a la caldera, es la conversión de bicarbonato a carbonato. Esta es una interacción que resulta por la formación de ion carbonato (CO_3^{2-}), a partir de ion bicarbonato (HCO_3^-) del agua de alimentación. Finalmente el carbonato se combinará con el calcio para formar carbonato de calcio, sal que es relativamente insoluble. Hidróxido de magnesio y óxido de hierro son también producidos por cambios en la química del agua.

Otras sales solubles del agua de alimentación llegan a ser insolubles cuando la temperatura se ha incrementado. Silicatos y aluminatos, son algunas de estas sales que tienen una reducción de su solubilidad.

Calcio, magnesio, hierro, cobre, aluminio, sílice y en menor proporción sedimentos y aceites, son contaminantes comunes en el agua de alimentación que pueden formar depósitos.

Los depósitos que resultan, son de dos tipos: una cristalización directa sobre las superficies del tubo identificada como incrustación, y depósitos de lodos, que consisten de varias sales, que tienen precipitados de partículas discretas no uniformes. **Figura 1.1.**

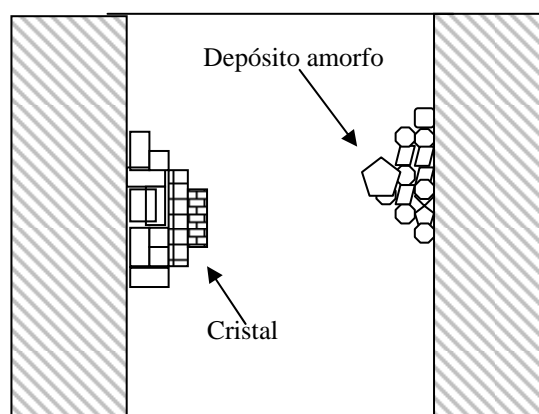


Figura 1.1. Formación de depósitos sobre las paredes de las calderas, de naturaleza cristalina, de precipitación relativamente selectiva, y de amorfa.

Las sales que no son totalmente insolubles en el agua de la caldera, cuando la solubilidad disminuye y la temperatura de la solución se incrementa, a menudo precipitan directamente sobre las paredes del tubo. Estas sales alcanzan a depositarse en forma soluble. El precipitado formado de esta manera, generalmente tiene una composición homogénea, y estructura de cristal.

Antes de la introducción del control químico interno con fosfato hace algunos años, el depósito de carbonato de calcio de naturaleza cristalina era el más común. El propósito del control con fosfato es eliminar la formación de la cristalización; esto favoreció la formación de un precipitado que puede producir depósitos de lodos.

Las incrustaciones son poco toleradas cuando se requiere una alta transferencia de calor de las superficies. Para este caso se hallaron las condiciones bajo las cuales se produce precipitación. En áreas de alta transferencia de calor y altas tasas de evaporación, hay un significativo incremento en la concentración de sólidos disueltos. También se ha identificado una temperatura local extrema.

Diferentes sales que pueden producir incrustaciones, precipitan en estas zonas de alta transferencia de calor. La naturaleza de los depósitos depende de la actividad química local de la película de agua concentrada.

Los constituyentes normales de este tipo de depósitos son el calcio, sílice, aluminio, hierro y en algunos casos sodio. La combinación exacta en que ellos se encuentran, es diferente de una caldera a otra, y aún de un sitio a otro de la misma. La precipitación es sin embargo algo selectiva de acuerdo con la química del agua en la caldera. En unas calderas la escala se forma como silicato de calcio, y en otras como silicato de hierro y sodio.

Comparando con otras reacciones de precipitación, tales como la del fosfato de calcio, la precipitación en escala es una reacción lenta. Se favorece la formación creciente de cristales, dependiendo de la composición del agua en cada sitio. Lentamente, el crecimiento de cristales forma un material duro, denso, vidrioso y altamente aislante, que es depositado sobre el metal del tubo. Algunas formas de la incrustación en escala, resisten a tipos de eliminación como la mecánica o química.

La acumulación de sólidos que precipitan en el cuerpo de la caldera, o que la afectan, como son los sólidos suspendidos, es un segundo tipo de depósito. En este caso, estas partículas más insolubles que los iones, son transportadas a un sitio de deposición por el agua. El depósito resultante es de lodos.

Desde un punto de vista práctico, los depósitos de partículas pueden ser duros, densos y tenaces. El calor tiene una tendencia a cocer los depósitos, en sitios donde el drenaje es predominantemente inadecuado (rápido), en una caldera caliente. Una vez cocidos en su lugar, estos pueden ser tan inconvenientes como los de incrustaciones.

Para depósitos cristalinos, los factores que controlan su formación son la creación de una solución local supersaturada por sobreconcentración, y un extremo local de temperatura.

Con depósitos de partículas, los factores que los controlan son la carga superficial sobre las partículas, y el flujo de agua por el metal del tubo, el cual deberá normalmente dar una buena acción de limpieza.

Una vez la deposición ha comenzado, muchas partículas llegan a unirse entre ellas. La unión física no ocurre necesariamente entre todas las que se encuentran en la masa de agua. Algunas partículas que no se unen, pueden ser efectivamente capturadas por una red de partículas unidas.

El ligar partículas es a menudo una función de la carga superficial y de la pérdida de agua por hidratación.

El hierro el cual existe en muchas formas hidratadas y de óxido, es particularmente propenso a este fenómeno de unión. Algunos silicatos harán lo mismo, y muchos contaminantes de aceites son notables promotores de los depósitos, debido a reacciones de polimerización y degradación.

El pretratamiento del agua de alimentación que permite el acondicionamiento requerido para el ciclo líquido-vapor de una caldera, se suele obtener con un proceso de intercambio iónico, el cual tiene como problema añadido el de que las resinas se ensucian y requieran limpiarse y regenerarse en cierto lapso de tiempo, causando un mayor coste en la operación del sistema, y arrojando como residual un efluente de agua altamente contaminante, con efectos ambientales si no se le maneja adecuadamente.

El caso del que se ocupa este trabajo es el del pretratamiento del agua para calderas. Como respuesta a los problemas planteados se propone las técnicas con membranas, específicamente de nanofiltración y ósmosis inversa, que reducen los inconvenientes comentados y se espera que se puedan emplear como alternativa de solución para sustituir total o parcialmente las resinas de intercambio iónico.

Desde ya hace mucho tiempo se conoce la capacidad de las membranas para separar, pero sólo hasta 1960 tienen alguna importancia con Loeb y Sorirajan, cuando estos consiguieron la primera membrana sintética simétrica, utilizada en la obtención de agua potable a partir de agua de mar, y desde entonces esta técnica ha evolucionado mucho, y se han obtenido membranas de muy variadas condiciones, y resistentes a diversos agentes químicos. (Mulder, 1991).

Los procesos con membranas han tenido un aumento en aplicaciones en el tratamiento del agua para la industria, debido a diversas ventajas, cuando son comparados con procesos alternativos:

- Bajos requerimientos de energía, puesto que no involucran un cambio de fase en función de la temperatura.
- Proceso en continuo, lo cual permite un control automático y una operación estable.
- Bajos costes de mantenimiento, puesto que el sistema tiene un mínimo de partes móviles y es fácil de operar y mantener. Son más rápidos y económicos que las

técnicas que tradicionalmente se habían venido aplicando. (Coca, J, Luque, S, 1999).

- Es fácil realizar el cambio de escala, y no es necesario agregar nuevos componentes para llevar a cabo la separación, hechos que la hacen una tecnología atractiva, que tiene un crecimiento grande en su empleo, (Courtney, 1986, Mulder, 1991).

Algunas veces no es deseable o no es posible el uso de un sistema de membranas para obtener la separación completa. Por ejemplo, para algunas aguas industriales el tratamiento con membranas no es práctico por las altas presiones osmóticas que se producen, o la viscosidad, o la concentración de sólidos suspendidos que resultan.

Hay diversos efluentes que pueden causar un serio ensuciamiento de la membrana, que hace necesario un pretratamiento para mantener una velocidad de permeación alta y estable a través de ella. Esa situación puede llevar a una solución no sólo con membranas, sino a procesos integrados, denominados híbridos, que permiten un buen funcionamiento de los sistemas de membranas junto con otros elementos, y ofrecen una mayor vida útil de ellas, como puede ser el caso de la nanofiltración y la ósmosis inversa en el acondicionamiento de aguas para calderas.

En los próximos 50 años, las membranas serán utilizadas total o parcialmente para tratar aguas de muy diversos usos, puesto que ellas pueden resolver requerimientos técnicos complejos, que a veces son complicados, como los que corresponden al control de variedad de contaminantes.

En la década de los años setenta los procesos con membranas emergieron como una tecnología limitada y costosa que podría ser usada con aguas salobres. Estos sistemas de alto coste limitaban los procesos de ósmosis inversa, hasta que aparecieron las configuraciones de módulos en espiral, que permitieron una competitividad, al reducirse los costes. Los procesos de nanofiltración fueron beneficiados de las configuraciones en espiral, y su uso en el control del carbón orgánico y su dureza se incrementó notablemente.

Las membranas continúan evolucionando mucho en cuanto a los programas de ordenador, que están mejorando continuamente su capacidad y funcionamiento. Los requerimientos de presión son cada vez más bajos y las membranas normalizadas llegan a ser atractivas para los diseñadores de estos sistemas versátiles.

El diseño del futuro, será con la integración de las membranas a muy diferentes sistemas de tratamiento, que usaran diversas configuraciones y fuentes de energía alternativas, algo que parece ciencia ficción hoy en día. (Duraceu, 2000).

1.2. OBJETIVOS

1.2.1. Objetivo Principal

Investigar la eficacia de aplicar la nanofiltración y la ósmosis inversa en el acondicionamiento de aguas para calderas.

1.2.2. Objetivos Concretos

- Estudiar y definir un modelo matemático que represente el comportamiento de las membranas de nanofiltración y ósmosis inversa seleccionadas, en el acondicionamiento de aguas para calderas.
- Diseñar la instalación de acondicionamiento de aguas con cada una de las membranas seleccionadas, que sustituya total o parcialmente el intercambio iónico, como pretratamiento del agua para calderas.
- Hacer evaluación económica de los diseños con membranas, para determinar el tipo de instalación propuesta para el acondicionamiento de aguas en calderas.

2.1. INTERCAMBIO IONICO PARA EL ACONDICIONAMIENTO DE LAS AGUAS INDUSTRIALES

2.1.1. Generalidades

El ablandamiento de aguas con intercambio iónico (en adelante IO), es una de las herramientas más comunes en el acondicionamiento de aguas. Este puede obtener desmineralización de las aguas, por medio de resinas que hacen la eliminación de iones, que como los de calcio y magnesio del agua dura, son los que interesan en ésta investigación.

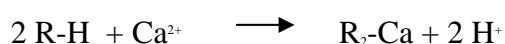
El agua es pre-tratada para reducir los sólidos en suspensión y los TDS (sólidos disueltos totales) de la carga, en la unidad IO.

Este intercambio iónico es el proceso más empleado hasta la fecha en el tratamiento de aguas para calderas. Tras el proceso de desmineralización, el agua se envía a una torre de desgasificación, con lo que se evitan problemas de corrosión en la instalación, y por último se hace un ajuste del pH.

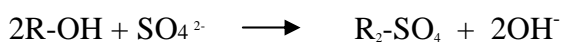
En este proceso el agua a tratar pasa por una columna, donde hay una resina sintética cambiadora de cationes, y luego por otra torre donde se encuentra una resina cambiadora de aniones. Se puede tener un lecho mixto que realice ambos procesos de IO en forma simultánea.

En el intercambio iónico los cationes como el Ca^{2+} y Mg^{2+} reemplazan en la resina a los iones H^+ que se pasan a la disolución y los aniones como HCO_3^- y SO_4^{2-} son retenidos en la resina aniónica y sustituyen a los aniones OH^- que van al agua y allí se neutralizan con los H^+ que quedaron libres en el intercambio catiónico, y así se obtiene un agua neutra.

Para cationes el intercambio es:



Para aniones el intercambio es:



Este intercambio se produce hasta el agotamiento de la capacidad de intercambio de la resina, y se requiere regenerarla con un ácido fuerte como el sulfúrico, y una base fuerte como el hidróxido sódico. Lo anterior indica que es un proceso reversible.

En una central térmica con una producción de 300 Mw la regeneración de resinas se hace cada 3 a 7 días, y dura unas 16 horas, donde se produce un volumen de agua residual de unos 200 m^3 , y en ella hay sólidos suspendidos, óxido de hierro, sulfatos, cloruros y diversos metales en baja concentración. (Alvarez, JR, Luque, S, Coca, J, 2000).

El intercambio iónico que se aplica en calderas no sólo trata el agua fresca que se aporta al ciclo, sino el condensado que se recicla, para evitar la acumulación de óxidos de hierro, sólidos en suspensión y la contaminación de efluentes.

2.1.2. Equipo

Las unidades de tratamiento de agua para caldera más usados consisten de pre-filtración, intercambio iónico, tanques de almacenamiento, y distribución a través de tuberías.

Un ablandador normalizado tiene cuatro componentes mayores: Tanque de resina, resina, tanque de salmuera y válvula de control. Sin embargo, el ablandamiento de agua no es ventajoso cuando se requiere una alta calidad, si los iones de sodio están presentes después del proceso de intercambio iónico.

2.1.3 Ventajas

- Elimina partículas inorgánicas disueltas.
- Las Resinas son regenerables.
- Presentan relativamente bajo capital inicial de inversión.
- Puede usarse con tasas de flujo fluctuantes.
- Hay gran variedad de resinas específicas para cada caso, disponibles comercialmente, contando con que cada resina es efectiva en una eliminación específica de un contaminante.

2.1.4 Desventajas

- Deben usarse ácidos y bases fuertes, y ser gestionados debidamente.
- No son efectivos para eliminar partículas pirogénicas o bacterias.
- Las resinas se pueden ensuciar permanentemente y propiciar el crecimiento de bacterias.
- Los costes totales de operación son altos, de larga duración, especialmente por regeneración de resinas.
- Las aguas residuales del intercambio iónico son altamente concentradas y requieren disposición cuidadosa.
- No tienen capacidad para aceptar niveles picos de contaminación en el efluente.
- Usualmente no factible con altos niveles de sólidos totales disueltos.
- Pre-tratamiento requerido para la mayoría de las aguas superficiales.
- Las unidades IO también son sensibles a la presencia de iones que compiten. Por ejemplo, influente con altos niveles de dureza competirá con otros cationes por espacio en el medio de intercambio, y el medio de intercambio deberá ser regenerado más frecuentemente.

2.2. PROCESOS CON MEMBRANAS

Las membranas (Osada, 1988), son un medio que separa dos fases y permite a su través el paso de disolvente y algunos solutos, y no permite el paso de otros de un modo selectivo.

Constituyen un amplio campo, y se clasifican según la fuerza de impulsión que utilizan y que depende también de tipo de fluido que se requiere tratar. Esta fuerza de impulsión puede ser una presión hidráulica, una diferencia de concentración entre las soluciones en contacto con la membrana, una diferencia de potencial eléctrico o una diferencia de presión parcial. (Alvarez, 2000, Luque, 2000)

A escala industrial las principales aplicaciones de las membranas son en la producción de agua potable a partir del agua de mar, tratamiento de aguas residuales urbanas, descontaminación de efluentes industriales y recuperación de productos de elevado valor añadido. (Groves, 1983, Perry, 1989, Mulder, 1991, Luque, 1995).

2.2.1. Técnicas con Membranas cuya Fuerza Impulsora es la Presión

De acuerdo con el tamaño de las partículas del soluto que va a atravesar la membrana, se clasifican éstas, valiéndose para ello del denominado umbral de corte, que es un parámetro referido al peso molecular medido en Dalton, del producto más pequeño que es retenido por la membrana en un 90 o 95%, aunque en la retención influyen otros factores como la forma y carga de las moléculas, otros solutos, etc, (Cheryan, 1986, Mulder, 1991).

Estas técnicas con membranas, cuya fuerza impulsora es la presión son Microfiltración (MF), Ultrafiltración (UF), Nanofiltración (NF) y Ósmosis inversa (OI). **Figura 2.1.**

La Microfiltración retiene partículas en suspensión con un diámetro medio de una micra, con tamaños que van de 0,05 a 10 micrómetros. Utiliza membranas porosas y el mecanismo de exclusión. Las presiones que se aplican van de 0,5 a 3 bar y se dispone de membranas con un amplio rango de materiales.

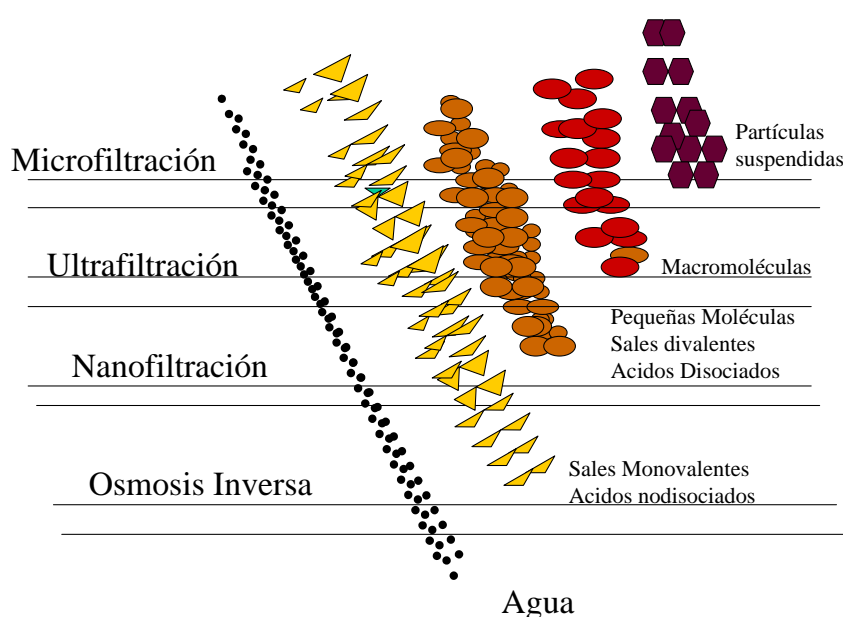


Figura 2.1. Procesos cuya Fuerza Impulsora es la Presión

La microfiltración se emplea en la clarificación de vinos, cerveza y zumos de frutas, en la esterilización de fármacos, concentración de células, como pretratamiento para procesos posteriores de nanofiltración y ósmosis inversa, y en el tratamiento de aguas residuales utilizadas para reemplazar filtros prensa, decantadores, etc.

La Ultrafiltración retiene macromoléculas, pero utiliza el peso molecular como índice de rechazo, ya que por tamaño de las moléculas no se puede determinar el umbral de corte. El intervalo está entre 1000 y 50000 Dalton, o de 2 a 100 nanómetros. Utiliza como principio el mecanismo de exclusión mediante membranas porosas, de material polimérico o inorgánico. Presentan el problema del ensuciamiento.

Las aplicaciones de la ultrafiltración se dan en la concentración y purificación empleados en la industria lechera y de alimentos, en la metalurgia, textiles y automóviles y en el tratamiento de aguas residuales y otros efluentes.

A la **nanofiltración** se le dedicará el apartado 2.3.1. Esta ocupa un lugar intermedio entre la Ultrafiltración (UF) y la Ósmosis Inversa (RO).

En la **ósmosis inversa** (RO) la separación del soluto no se debe a su tamaño, y es un mecanismo de disolución- difusión a través de la membrana. Estas sólo permiten el paso del agua, (Mulder, 1991, Bhattacharyya, 1992). Se abordará la RO en el apartado 3.3.2.

2.2.2. Tipos de Membranas

Las membranas se pueden clasificar según su estructura, naturaleza, forma, composición química, carga superficial, morfología de la superficie, presión de trabajo y técnica de fabricación. (Fariñas, 1999)

Tabla 2.1

Clasificación de las Membranas

Parámetros	Tipos
ESTRUCTURA	
NATURALEZA	Integrales y Compuestas de capa fina
FORMA	Planas, Tubulares y de Fibra hueca
COMPOSICION QUIMICA	Biológicas y Sintéticas
CARGA SUPERFICIAL	Neutras, Catiónicas y Aniónicas.
MORFOLOGIA DE LA SUPERFICIE	Lisas y Rugosas
PRESION DE TRABAJO	Muy baja, Baja, Media y Alta
TECNICA DE FABRICACION	De máquina: Inversión de fase, policondensación entre fases y polimerización de plasma. Dinámicas

Fuente: Adaptado de Fariñas, M "Ósmosis Inversa, Fundamentos, Tecnología y Aplicaciones", EVE e IBERDROLA, 1999.

Las membranas simétricas son microporosas y densas.

Las microporosas, tienen un diámetro entre 1 y 50 nm, utilizan el mecanismo de exclusión, y se emplean en microfiltración (MF), ultrafiltración (UF) y diálisis (D).

Las densas que constan de una densa película por la cual pasan algunas especies químicas bajo la fuerza impulsora de un gradiente de concentración, presión o potencial eléctrico, y la separación se determina por difusividad y concentración relativa en la membrana.

En este tipo de membrana especies químicas de tamaño similar y por tanto difusividades similares se pueden separar cuando su solubilidad en la membrana es significativamente diferente, y se usan en ósmosis inversa (RO), pervaporación (PV), permeación de gases y electrodiálisis (ED).

Las membranas asimétricas, constan de una película muy delgada, entre 0.1 y 2 nm de espesor, sobre una capa altamente porosa de espesor entre 100 y 200 nm, que sirve solamente como soporte. Estas son las más utilizadas en el ámbito industrial, especialmente en RO y UF.

Las membranas según su naturaleza son integrales y compuestas de capa fina. Integrales cuando hay continuidad entre la capa activa y el lecho poroso de soporte, y ambos son del mismo polímero, la misma composición química, no hay una clara separación pero si un aumento progresivo de la porosidad.

Son membranas compuestas de capa fina cuando la capa activa y el lecho microporoso de soporte corresponden a materiales diferentes.

Según su composición química las membranas pueden ser biológicas y sintéticas. Estas últimas son poliméricas e inorgánicas. (Luque, 2000)

Poliméricas cuando su capa activa se ha hecho utilizando un polímero o copolímero orgánico. A pesar de que hay muchos polímeros, copolímeros y mezclas, siendo éstas naturales o sintéticas, muy pocas son aptas para membranas como las de ósmosis inversa. (Fariñas, 1999)

En ósmosis inversa los compuestos orgánicos que han servido para fabricar membranas son acetato de celulosa (CA), triacetato de celulosa (CTA), poliamidas aromáticas (AP), poliéter-urea, poliacrilonitrilo, polibencimidazola, polipiperacidamidas, polifurano sulfonado y polisulfona sulfonada.

Las membranas inorgánicas surgieron debido a las limitaciones de estabilidad química y resistencia a la temperatura de las poliméricas. Estas membranas inorgánicas se clasifican en cuatro grandes grupos que son cerámicas, vidrios, fosfacenos y carbonos.

Es importante apuntar que aún no hay en el mercado membranas de ósmosis inversa de naturaleza inorgánica. Además su coste es entre 5 y 10 veces el de una membrana polimérica, y existe dificultad el hacer módulos con ellas.

2.2.3. Configuraciones módulos

Se disponen las membranas en diversas configuraciones con el propósito de satisfacer unos requerimientos de producción en planta, y de acuerdo con unas condiciones técnicas de operación como la presión de trabajo, caudal a tratar, etc.

Las configuraciones que existen son las de módulos de placas, tubulares, espirales y de fibra hueca. Los de placas fueron los primeros, y están constituidos por un grupo de membranas planas, de forma rectangular o circular y se apoyan en mallas de drenaje o placas porosas. Las membranas se separan con espaciadores con espesor del orden de 2 mm. **Figura 2.2.**

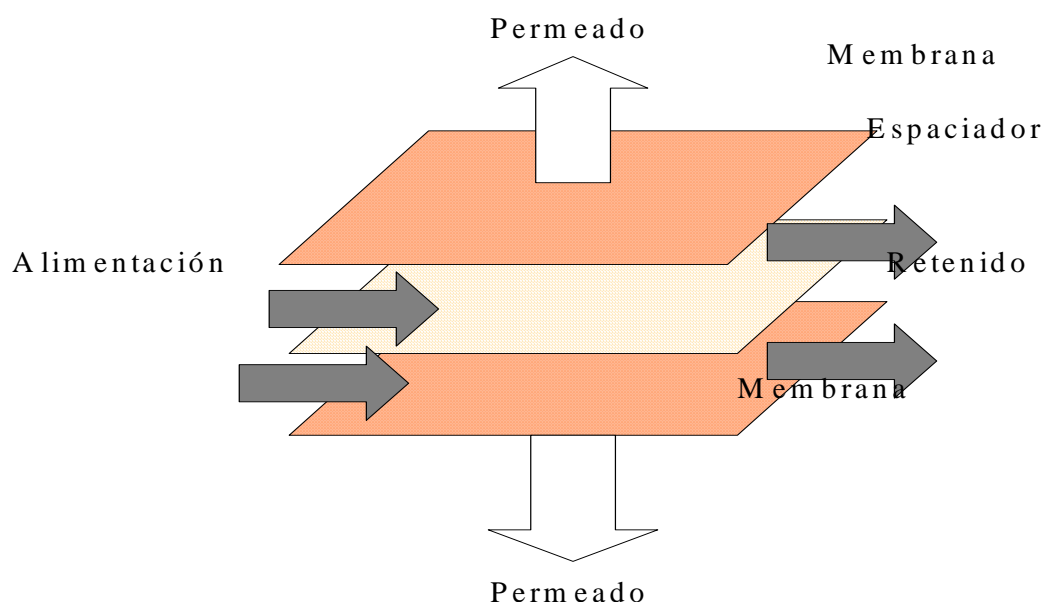


Figura 2.2. Módulo de Placas

Los módulos tubulares se fabrican utilizando como soporte un tubo perforado o poroso, dentro del cual van las membranas tubulares. **Figura 2.3.**

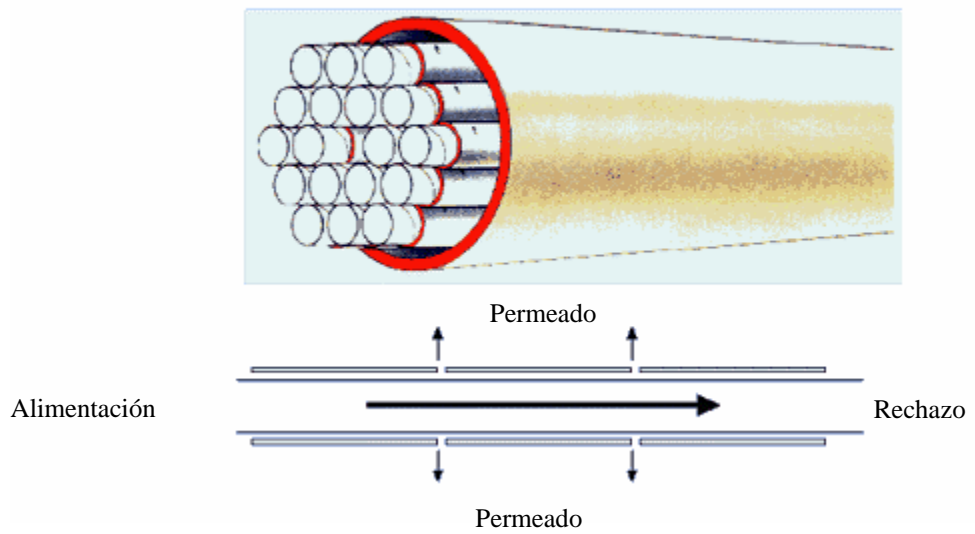


Figura 2.3. Módulo Tubular. (P.C.I. Membranes).

Los módulos espirales están constituidos por membranas planas que se enrollan en espiral en torno a un tubo central, de plástico y que tiene orificios. Se muestra en **Figura 2.4.**

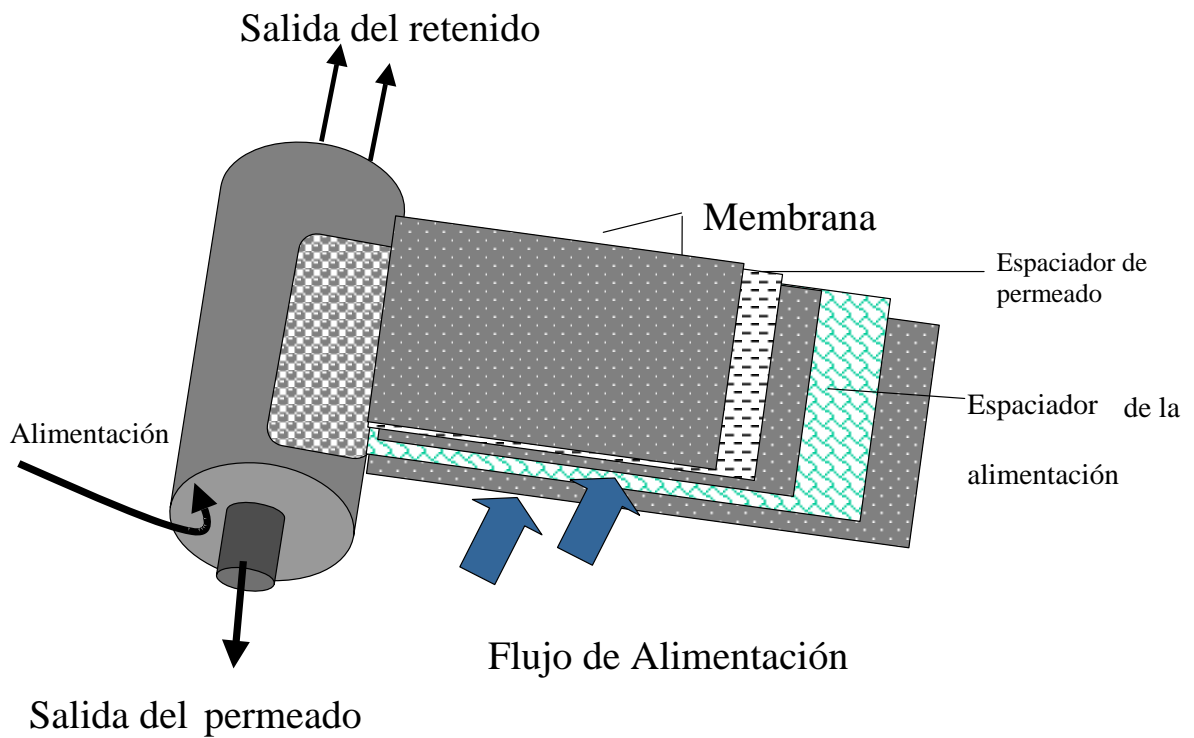


Figura 2.4. Módulo en Espiral

Por el tubo central discurre el permeado. El módulo se forma a partir una lámina rectangular de membrana semipermeable que se dobla por la mitad, de tal forma que la capa activa quede en su exterior. En el interior de las dos mitades se coloca un espaciador que permite que el permeado de la membrana circule y se colecte en el tubo central.

Sobre la capa activa de la membrana va una malla que tiene canales de distribución, con el fin de repartir uniformemente sobre la membrana el flujo de alimentación a tratar.

La estanqueidad entre el flujo de alimentación y el permeado se mantiene sellando con cola en los laterales, al tejido colector de permeado y la membrana, de tal manera que el adhesivo penetre perfectamente en los tejidos. Estos laterales del tejido colector de permeado también se pegan al tubo central, como se ve en la **Figura 2.5**.

Todo el paquete va envuelto alrededor del tubo central formando un cilindro, que finalmente va recubierto con una capa de resina epoxi reforzada con fibra de vidrio.

Estos módulos en espiral son los que interesan en este Trabajo de Investigación, puesto que son los utilizados en él.

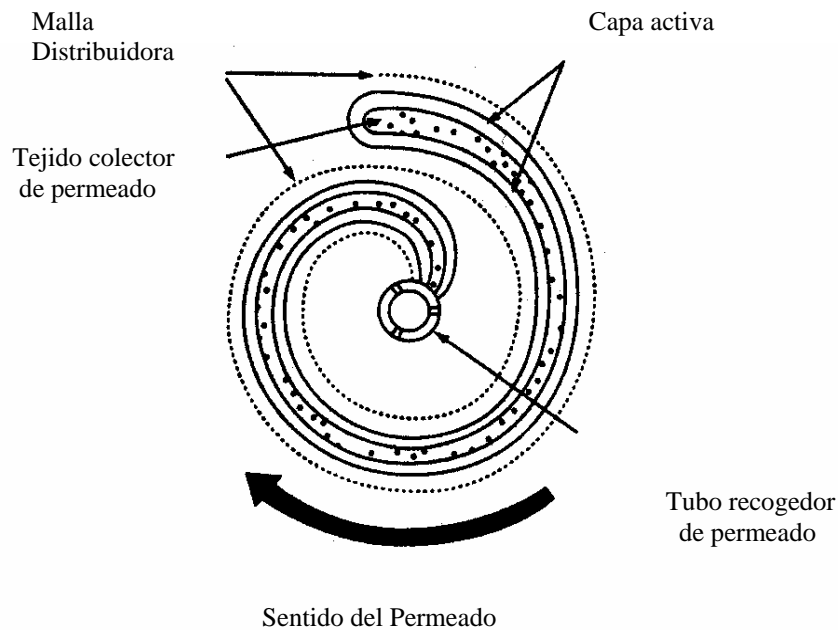


Figura 2.5. Sección Transversal de Módulo en Espiral. (Fariñas, 1999)



Figura 2.6. Vista de Módulos en Espiral disponibles en el mercado. (P.C.I.Membranes)

Los módulos de fibra hueca pueden estar constituídos por varios centenares de miles de membranas de fibra hueca instaladas en forma paralela a un tubo central. Estas membranas se sujetan en ambos extremos con resina epoxi, que permite darle estabilidad al haz formado. **Figura 2.7.**

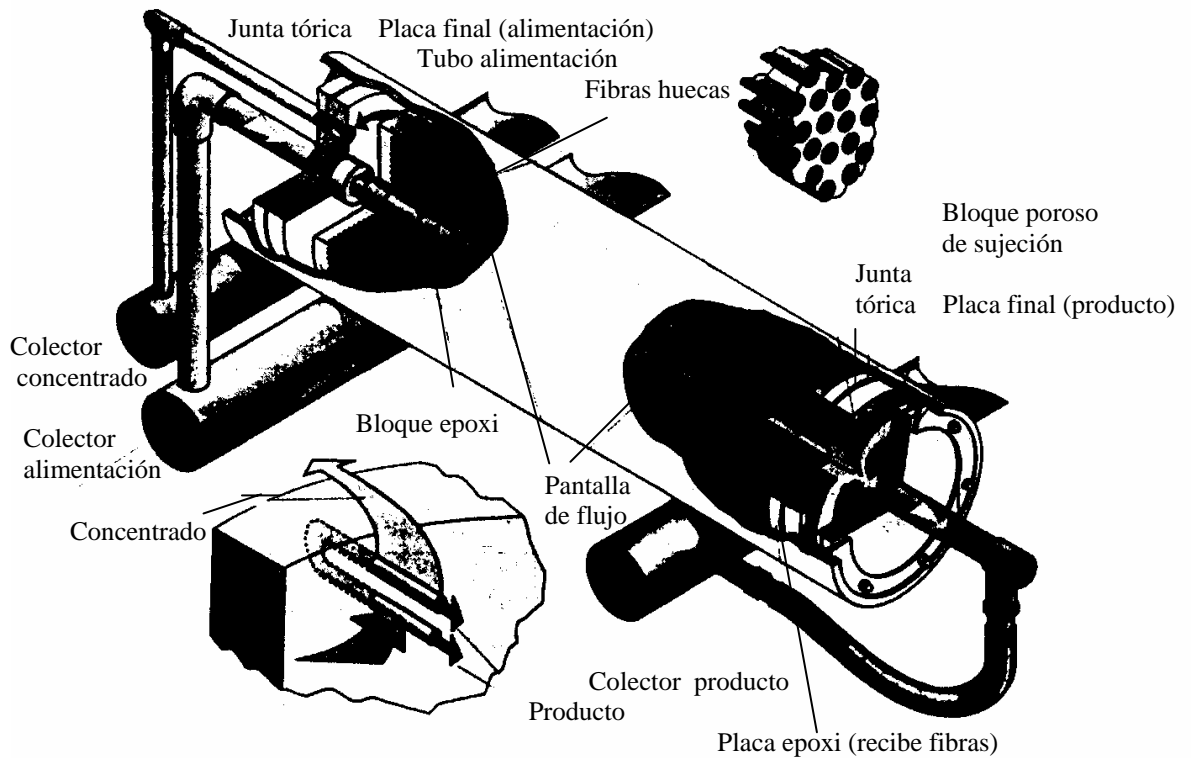


Figura 2.7. Módulo de fibras huecas. (DUPONT –PERMASEP Products, 1999)

Estos módulos de fibra hueca pueden configurarse también en forma de U, con lo que solamente un extremo está pegado con resina epoxi.

2.2.4. Ventajas de las Membranas

- ◆ Menor coste que otras tecnologías que tienen objetivos similares.
- ◆ Alta selectividad
- ◆ Diseño a menudo simple.
- ◆ Trabajan en continuo y en condiciones poco forzadas.
- ◆ Fácil cambio de escala.
- ◆ Flexibilidad para ser ajustada a diferentes procesos y fácil de ser combinada en procesos híbridos. Lo más importante es que puede ser combinada con un proceso tradicional, puesto que hay procesos que no son suficientemente eficaces, pero al trabajar conjuntamente con membranas pueden dar muy buenos resultados.
- ◆ Se considera como una de las mejores tecnologías medioambientales disponibles por su gran selectividad para efluentes.

2.2.5. Limitaciones de las Membranas

- ◆ Polarización de la concentración
- ◆ Ensuciamiento de las membranas
- ◆ Bajo tiempo de vida de las membranas

2.3. PROCESOS CON MEMBRANAS EN ESTA INVESTIGACION

2.3.1. Nanofiltración

.

- **Concepto**

Es un proceso relativamente reciente, y utiliza membranas compuestas, con tamaño de poro menor de 2 nanómetros. Separa las moléculas de bajo peso molecular, de 200 a 1000 Dalton, y se aplican gradientes de presión de 3 a 25 bar, que son menores a los utilizados por la RO. El espesor de las membranas es del orden de los 150 μm , y son en gran parte poliméricas.

La nanofiltración es capaz de retener especies iónicas bivalentes (aniones y cationes), siendo esta una ventaja frente a la UF.

- **Principio de Separación**

Este proceso de filtración utiliza el principio de separación de la solución –difusión, y el material utilizado por las membranas es especialmente poliamida (polimerización interfacial).

Con respecto a la RO tiene también la ventaja de presentar mayores velocidades de filtración, utilizando presiones menores, aunque la retención de iones monovalentes es solo del 30 al 70%.

- **Selectividad**

La selectividad de la nanofiltración se le atribuye al efecto de tamiz sobre moléculas neutras tales como azúcares, metales complejados, etc., y por efectos electrostáticos entre las cargas fijas de la superficie de la membrana y los iones en disolución. Por estas razones con nanofiltración se pueden obtener retenciones importantes de sales polivalentes, azúcares y complejos metálicos.

- **Relación con la Investigación**

Interesa la retención de los iones bivalentes que dan la dureza al agua, y que trae como consecuencia la formación de incrustaciones en las calderas. Estas membranas pueden alcanzar una retención de los iones de calcio y magnesio en un intervalo del 85 al 95%, que es un buen índice para considerar los costes del proceso en comparación con los que implican otros procesos para el mismo fin como son el intercambio iónico (IO) y la (RO).

- **Aplicaciones de la Nanofiltración**

En consideración a la estructura de su red, que retiene los iones divalentes tales como los de Ca mayor al 90%, se dan sus aplicaciones. La nanofiltración se utiliza especialmente cuando se quieren retener iones divalentes y microsolutos con pesos moleculares que van desde 500 a unos pocos miles de Dalton.

- a. Retención de Contaminantes**

La retención es alta para microsolutos tales como herbicidas, insecticidas y pesticidas y otros componentes de bajo peso molecular tales como tintas (industria textil) y azúcares.

- b. Ablandamiento de Aguas**

Otra importante aplicación es la de ablandamiento de aguas con contenidos de iones de calcio y magnesio, como el requerido para las aguas industriales de proceso.

El agua natural, si se tiene en cuenta para uso industrial no es pura, en razón de su contenido en mayor o menor grado de sustancias disueltas, tales como sales y gases atmosféricos, materia orgánica, óxidos de hierro y magnesio, partículas en suspensión, coloides, ácidos, bases y microorganismos. En la Tabla II se presentan los Valores de los Parámetros Típicos de un agua de baja dureza.

Según la utilización que se le vaya a dar al agua, es necesario llevar a cabo un tratamiento de acondicionamiento adecuado. Podría bastar con una precipitación de sólidos en suspensión y materia coloidal, un ablandamiento o una filtración.

Pero en el caso de agua para calderas se requiere eliminar todas las sales disueltas, porque si las sales de calcio, magnesio y sílice se cristalizan e incrustan en los tubos de la instalación y en las calderas, esto significa una peor transmisión del calor, con recalentamiento de los tubos, y quizás hasta llegar a su ruptura.

Tabla 2.2**Valores de los parámetros típicos de un agua**

PARAMETRO	(mg/L)
Dureza (CaCO ₃)	0 –20
Calcio	8- 10
Cloruros	0
Manganeso	-
Hierro	0.01-0.03
Color	-
Alcalis	40-140
Sólidos en Suspensión	0-10

*Fuente: Alvarez S, J.R., Luque R, S y Coca, J.

2.3.2. Osmosis Inversa

- **Generalidades**

Es uno de los procesos de separación con membranas, cuya fuerza de impulsión es la presión, pero a diferencia de la UF y la MF, en la RO la separación del soluto no es debida al tamaño del mismo.

No se trata de un proceso de filtración sino de un mecanismo de disolución-difusión. Las sustancias que pueden disolver y difundir pasan. Retiene casi todo menos los compuestos orgánicos pequeños.(los aldehídos se disuelven muy bien en las membranas).

La técnica de ósmosis inversa es la que tiene el mayor poder de retención, que alcanza hasta el no permitir el paso de las sales monovalentes disueltas, del orden de hasta los 10 Å. En el caso del NaCl llega hasta el 99,9% de retención, y en la retención de compuestos de bajo peso molecular dependerá de la naturaleza y estructura de la membrana.

En general del 95 al 99% de los materiales disueltos en el agua pueden ser eliminados, dependiendo del abastecimiento del agua de entrada. El agua limpia producida puede estar entre 25,000 y 500,000 ohm/cm de conductividad. El agua residual o concentrada es entonces enviada al drenaje. Las membranas no se ensucian, y sólo necesitan ser limpiadas sobre una base anual, dependiendo de las condiciones del agua de entrada.

- **Equipo**

La RO utiliza membranas densas. Las unidades típicas incluyen bombas de agua de alimentación, filtros y módulos de membrana, seleccionadas según tipo y tamaño de poro, entre los 2 y los 12 Å, y que pueden ir secuencialmente en serie. Se deberá contar además con medidores de presión, temperatura y caudal.

Este equipo puede operar en continuo, ya que el ensuciamiento de las membranas se puede producir después de muchas horas de operación, dependiendo de la naturaleza del agua de alimentación.

Las presiones aplicadas van de 10 hasta 50 bar, con membranas poliméricas (celulosa/poliamida).

◆ **Aplicaciones**

- a. Desalinización de aguas.
- b. Obtención de agua ultrapura.
- c. Concentración de azúcares, leche y zumos de frutas.
- d. Tratamiento de aguas.

• **Ventajas**

- a. Permiten la eliminación de todos los iones contaminantes inorgánicos y la mayoría de los iones disueltos.
- b. Son relativamente insensibles a flujos y niveles de sólidos disueltos totales (TDS), y así, apropiado para sistemas pequeños con alto grado de fluctuación estacional en la demanda de agua.
- c. La RO opera sin interrupciones y en continuo
- d. La baja concentración posible del efluente favorece la mayor velocidad de permeación.
- e. Se eliminan también bacterias y partículas.
- f. La simplicidad en la operación y en la automatización permite la menor atención del operador y hace a la RO adecuada para aplicaciones en sistemas pequeños.

• **Desventajas**

- a. Las membranas son propensas al ensuciamiento.
- b. Alta inversión de capital y costes de operación.
- c. Importancia de la presión osmótica que se opone a la presión aplicada.
- d. Manejo de aguas residuales (solución de salmuera) es un problema potencial.
- e. En algunos casos se requiere un alto nivel de pre-tratamiento.
- f. Umbral de corte de las membranas no muy bien definido.

3.1. POTENCIAL QUIMICO

En todos los procesos con membranas la separación se hace a través de ellas, y se puede considerar que una membrana es una barrera selectiva que hay entre dos fases homogéneas. El transporte por la membrana ocurre cuando se aplica a la solución de la alimentación una fuerza impulsora, la cual suele ser una diferencia de presión o de concentración (actividad) alrededor de ella. (Mulder, 1991).

El potencial químico (μ) que propicia la separación suele ser expresado en función de los parámetros de presión, concentración (o actividad) e incluso temperatura:

$$\mu = f(T, P, a \text{ o } c)$$

A temperatura constante T, el potencial químico del componente i en la mezcla está dado por:

$$\mu_i = \mu_i^* + RT \ln a_i + V_i P$$

donde μ_i^* es el potencial químico de 1 molécula de sustancia pura a la presión P y temperatura T. Para componentes puros la actividad es unitaria ($a=1$), pero para soluciones de líquidos la actividad está dada por el producto de la fracción molar x_i y el coeficiente de actividad γ_i :

$$a_i = x_i \cdot \gamma_i$$

Otras fuerza de impulsión, en los procesos de separación con membranas, es la diferencia de potencial eléctrico. Esta fuerza solamente influencia el transporte de partículas cargadas o moléculas.

3.2. OSMOSIS

Se produce una presión osmótica cuando dos soluciones de diferente concentración son separadas por una membrana semipermeable, la cual es permeable al solvente pero impermeable al soluto.

En la **Figura 3.1** se observa como la membrana separa dos fases líquidas: una concentrada (fase 1) y una diluida (fase 2)

En condiciones isotermas el potencial químico del solvente en la fase concentrada está dado por:

$$\mu_{i,1} = \mu_{i,1}^* + RT \ln a_{i,1} + V_i P_1 \quad (3.1)$$

donde el potencial químico del solvente en la fase diluida (fase 2) esta dada por:

$$\mu_{i,2} = \mu_{i,2}^* + RT \ln a_{i,2} + V_i P_2 \quad (3.2)$$

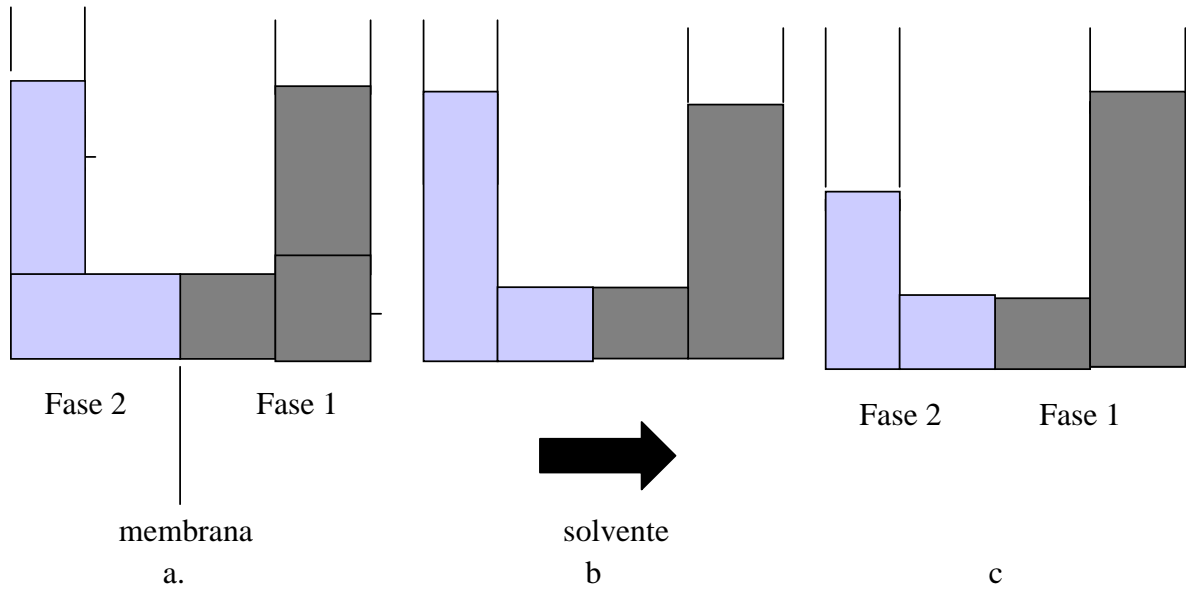


Figura 3.1. Ilustración del proceso de ósmosis (Fariñas 1999)

Las moléculas de solvente en la fase diluida tienen un potencial químico más negativo que los de la fase concentrada. Esta diferencia de potencial químico causa un flujo de moléculas de solvente desde la fase diluida a la fase concentrada (el flujo es proporcional a $\delta\mu/\delta x$). Esto se observa en la Figura 3.1 b. El proceso continúa hasta que encontrar el equilibrio osmótico, cuando los potenciales químicos de las moléculas de solvente sean iguales en ambas fases. Figura 3.1 c:

$$\mu_{i,1} = \mu_{i,2} \quad (3.3)$$

Reemplazando en la ecuación (3.3), las ecuaciones (3.1) y (3.2):

$$RT(\ln a_{i,2} - \ln a_{i,1}) = (P_1 - P_2) V_i = \Delta\pi \cdot V_i \quad (3.4)$$

Esta diferencia de presión termodinámica ($P_1 - P_2$) es llamada diferencia de presión osmótica ($\Delta\pi = \pi_1 - \pi_2$). Cuando hay solo solvente puro en un lado de la membrana (fase 2), entonces $a_{i,2} = 1$, y la ecuación (3.4) queda:

$$\pi = -RT \ln a_{i,1} / V_i \quad (3.5)$$

donde π es la presión osmótica de la fase 1. Para concentraciones muy bajas de soluto ($\gamma_i = 1$), la ecuación (3.5) puede ser simplificada por aplicación de la ley de Raoult:

$$\ln a_i = \ln \gamma_i x_i = \ln x_i = \ln(1 - x_j) = -x_j \quad (3.6)$$

$$\pi = RT x_j / V_i \quad (3.7)$$

con $x_j = n_j / (n_i + n_j)$. Para una solución diluida $x_j = n_j / n_i$ y entonces:

$$\pi n_i V_i = n_j RT \quad (3.8)$$

Si $n_i V_i = V$ para soluciones diluidas:

$$\pi V = n_j RT \quad (3.9)$$

donde $n_j/V = c_j/M$, entonces:

$$\pi = c_j RT / M \quad (3.10)$$

Esta relación entre la presión osmótica π y la concentración del soluto c_j es la Ecuación de **Van't Hoff**. Según ella la presión osmótica es proporcional a la concentración e inversamente proporcional al peso molecular.

Para altas concentraciones y con soluciones macromoleculares ocurren desviaciones significativas de la ley de Van't Hoff . En este caso la presión osmótica puede ser descrita por una expansión de términos en la que la ecuación de Van't Hoff es el primer término:

$$\pi = \frac{RT}{M}c + Bc^2 + \dots \quad (\text{Mulder, 1991}) \quad (3.11)$$

3.3. PARAMETROS EN LOS PROCESOS CON MEMBRANAS

Los principales parámetros que se tendrán en cuenta en esta investigación son la velocidad de filtración (J), la retención de solutos por la membrana (R), la presión de operación (P), la temperatura (T) y la concentración de solutos en la alimentación (c_f).

a. Velocidad de Filtración: (J)

Se determina con base en el volumen de solución de la alimentación (agua de la red en esta investigación) que pasa en un lapso de tiempo a través de la membrana, donde el flujo de alimentación es tangencial a la superficie a permear por unidad de área. **Figura 3.2.**

El concepto de velocidad de filtración anterior se expresa matemáticamente como:

$$J = V / (t \cdot A) \quad (3.12)$$

De acuerdo con (Mulder, 1991, Raman, 1994), la resistencia al flujo a través de la membrana se puede obtener como la suma de las resistencias R :

$$R = R_m + R_a + R_p + R_g + R_{cp} \quad (3.13)$$

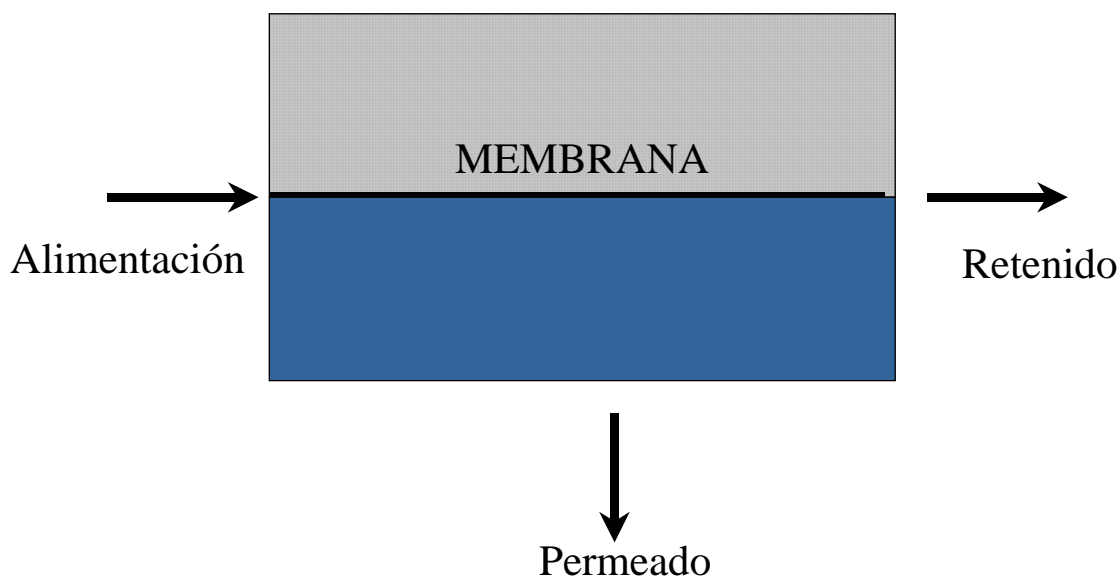


Figura 3.2. Operación de filtración tangencial en proceso con membranas

donde:

R_m = Resistencia de la membrana, que depende del grado de porosidad de la membrana y del espesor de la misma.

R_a = Resistencia por la adsorción de solutos sobre la membrana.

R_p = Resistencia por el bloqueo de poros, debido a sustancias en suspensión.

R_g = Resistencia debido a la capa de gel formada a la entrada de flujo a permear la membrana y localizada sobre ella. Es similar a la de polarización de la concentración. Responde a sustancias que se agregan y se compactan formando una segunda capa. No siempre ocurre, pero es causada por la concentración de sólidos sobre la membrana.

R_{cp} = Resistencia debida a la polarización de la concentración, por sólidos que se agrupan a la entrada de la membrana, y se oponen a la filtración.

Las resistencias anteriores no siempre se presentan todas, pero su ocurrencia afecta de forma inversa la velocidad de filtración, de tal manera que si la fuerza impulsora que es la diferencia de presión es directamente proporcional a ella, esta relación se puede expresar como:

$$J = \frac{\Delta P}{R} \quad (3.14)$$

Como se desprende de la expresión (3.14), el aumento de la resistencia va reduciendo la velocidad de filtración, y esta resistencia puede ir en aumento porque el transporte de sólidos hacia la membrana se hace cada vez mayor, y se consolida la capa de gel hasta llevar la velocidad J a valores límite.

La formación de la torta en un proceso de filtración a presión constante en el cual la dirección del flujo es tangencial a la membrana, y se expresa como:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu}{\Delta P} \frac{1}{A} \left(\frac{V c_s \alpha}{2A} + R_m \right) \quad (3.15)$$

donde:

μ = Viscosidad dinámica de la solución de alimentación.

c_s = Concentración de la solución de alimentación.

α = Característica de la torta, y depende de los sólidos que se aglomeran encima de la superficie de la membrana.

Combinando las ecuaciones (3.12) y (3.15), se obtiene:

$$J = \frac{\Delta P}{\left(\mu \frac{V c_s \alpha}{2A} + R_m \right)} \quad (3.16)$$

En la ecuación (3.16) el término $V c_s \alpha / 2A$ representa la resistencia de las partículas que se van acumulando.

De acuerdo con (3.16) se puede afirmar que la velocidad de filtración se ve afectada por cambios en la presión; por cambios en la temperatura porque su variación afecta la viscosidad del fluido y por cambios en la concentración de solutos en la alimentación, ya que una mayor concentración de ellos hará más difícil el flujo a través de la membrana.

En esta investigación se trabaja con flujos que lo hacen en dirección tangencial a una misma velocidad de alimentación en todos los ensayos; es importante apuntar que su aumento ocasiona una turbulencia mayor, que reduce la concentración de sólidos alrededor de la membrana.

b. Retención de Solutos:(R)

Su variación no suele ser muy crítica por cambios en los parámetros de presión, temperatura y concentración de solutos en la alimentación, excepto casos especiales. Esta retención de solutos determina la calidad del permeado.

$$R_i = 1 - C_{p_i}/C_{r_i}$$

donde:

C_{p_i} = Concentración del soluto i, en la solución del permeado.

C_{r_i} = Concentración del soluto i, en la solución del retenido.

c. Presión de Operación:(P)

En los procesos de nanofiltración y ósmosis inversa el flujo de alimentación es en dirección tangencial a la superficie de permeado de la membrana, y en razón de la alta velocidad de alimentación inducida por la presión aplicada, las sustancias retenidas allí son arrastradas de la superficie, evitando así la obstrucción de poros. (Mulder, 1991, Aptel, 1994). **Figura 3.3.**

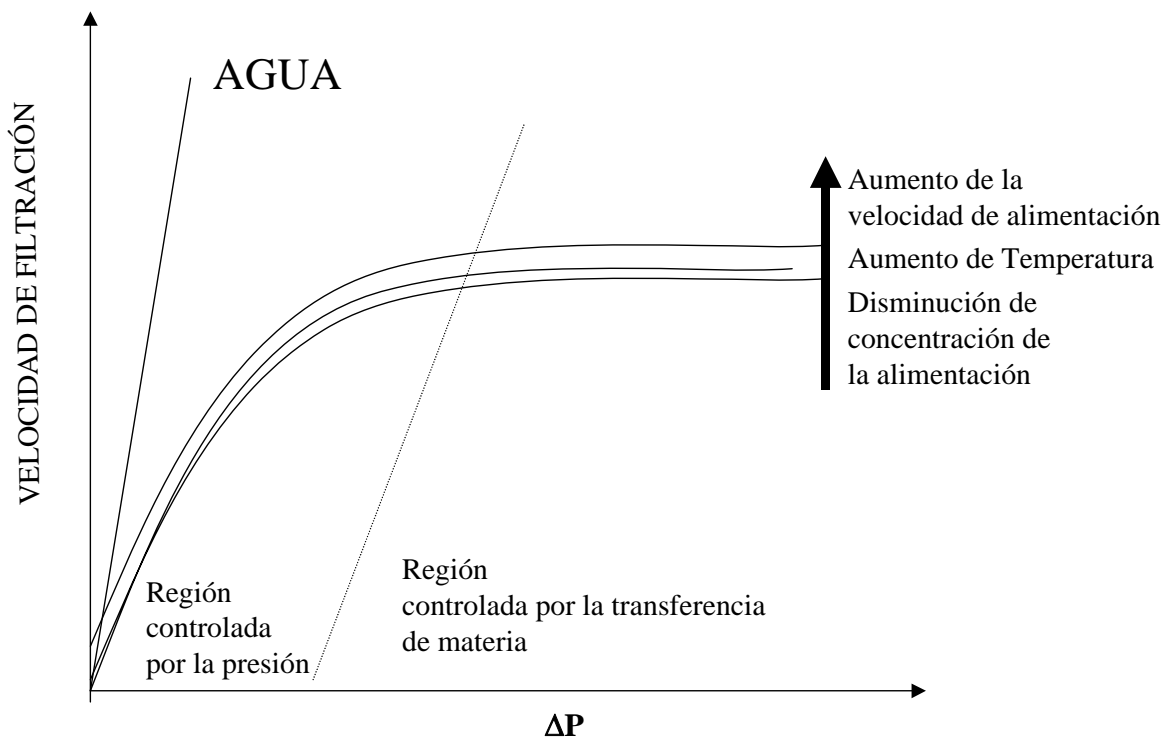


Figura 3.3. Variación de la velocidad de filtración en función de la presión aplicada

Como se vio al tratar lo relativo a la velocidad de filtración, ésta está afectada directamente por la presión aplicada a la solución de alimentación, y la relación entre la velocidad de filtración y la presión transmembrana se mantiene constante sólo cuando el flujo de alimentación está libre de solutos como el agua pura.

a. Temperatura.

En el caso de esta investigación se utilizan membranas poliméricas, las cuales son sensibles a los cambios de temperatura, cuyo incremento afecta la permeabilidad de la membrana por reducción de la resistencia de ésta al flujo, aumentando la velocidad de filtración; y una mayor temperatura reduce la viscosidad del solvente, situación que también conlleva una mayor velocidad de filtración. En la ecuación (3.16) se verifican estas afirmaciones.

b. Concentración de Solutos en la Alimentación.

Una mayor cantidad de sólidos disueltos hace que halla mayor concentración de ellos depositados sobre la membrana, hecho que causa una reducción de la velocidad de filtración. La expresión (3.16) ilustra esta situación.

La relación entre los parámetros de velocidad de filtración y presión transmembrana frente a los incrementos de velocidad de alimentación y temperatura, y reducción de la concentración de alimentación se pueden visualizar en la **Figura 3.3**.

En los procesos de separación con membranas, cuando la fuerza impulsora es la presión la velocidad de permeación se suele disminuir con el tiempo, y este hecho se debe a los fenómenos que se llaman polarización de la concentración y ensuciamiento de las membranas, por adsorción, formación de una capa de gel y taponamiento de los poros.

Los hechos anteriores contribuyen a aumentar la resistencia al transporte en general a través de la membrana. Esto depende del tipo de proceso con membranas que se esté utilizando y de la solución de alimentación.

3.4. POLARIZACION POR CONCENTRACION

Cuando se desarrolla un proceso de separación con membranas, a medida que avanza el tiempo van quedando solutos en cercanías de la membrana, del lado de la alimentación, las cuales pertenecen a sales disueltas que no han podido pasar al permeado.

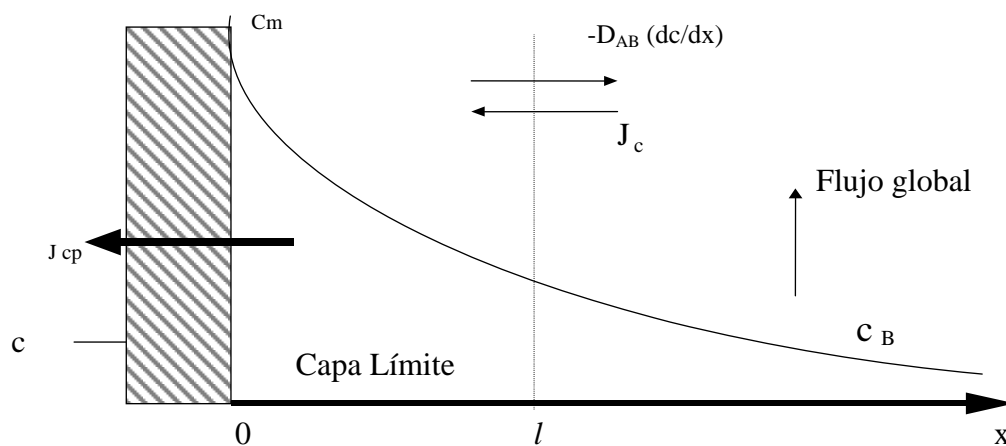


Figura 3.4. Capa límite y retrodifusión en el proceso de polarización por concentración

Estos solutos son arrastrados por la corriente de rechazo, pero esta velocidad en la superficie de la membrana es casi nula, por lo que estos sólo pueden pasar a la corriente rápida del rechazo por difusión, que se produce en sentido contrario a la del flujo a permear, razón por la cual se le puede llamar retrodifusión, y que origina una zona en la que la concentración de especies es mayor que la del resto de la solución, y que se denomina “capa límite”. **Figura 3.4**

La situación anterior se ha llamado polarización de la membrana, y cuando aumenta la concentración de esta solución en contacto con la membrana, se dice que hay concentración por polarización. (Fariñas, 1999).

Con el tiempo esta concentración de soluto en proximidades de la superficie de la membrana se incrementa, pero llega hasta un valor límite para el que los dos flujos opuestos se igualan y se llega al estado estacionario. Sin embargo puede suceder que la concentración de soluto en la capa de polarización se incremente hasta que llegue a formarse una capa de gel que se opone a la transferencia de materia. **Figura 3.5.**

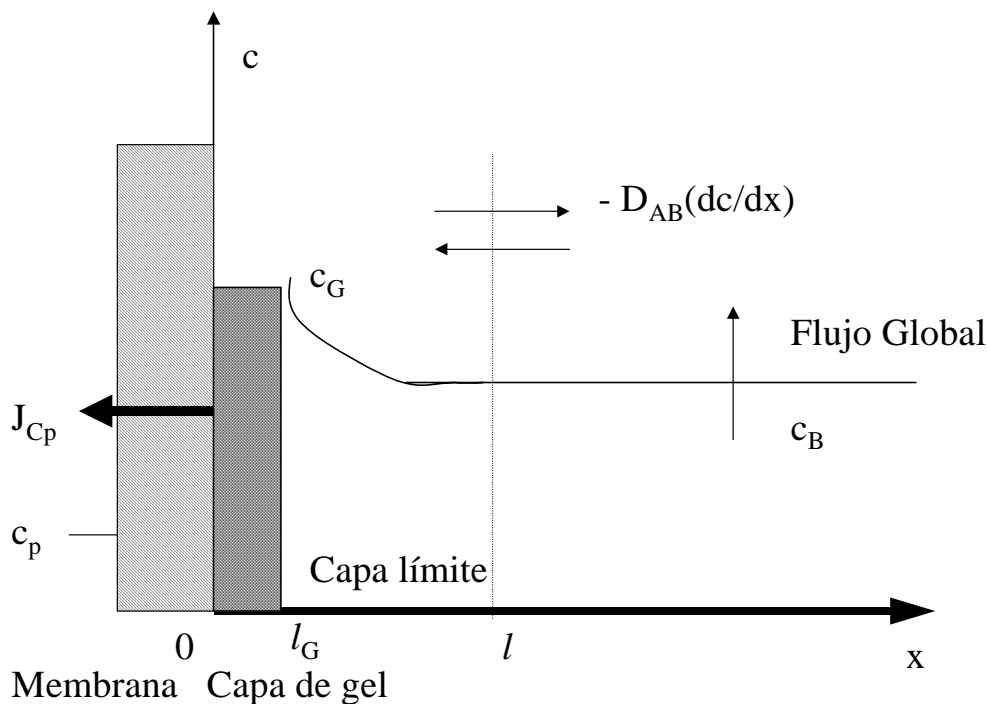


Figura 3.5. Capa de gel por incremento de la polarización por concentración

Desde la superficie de la membrana hacia la corriente principal difunden diversos solutos, a distintas velocidades, dependiendo del tamaño del ión o partícula, su carga y su concentración, pero los iones monovalentes lo hacen mucho más rápido que los de valencias superiores.

La concentración de solutos límite en la superficie de la membrana se denomina concentración de gel. (Cheryan, 1986, Shu-Sen, 1988, Mulder, 1991, Kulkarni, 1992). Cuando se llega a esta situación, un incremento en la presión de operación no aumenta la velocidad de permeación sino únicamente el espesor de la capa de gel.

La capa límite se forma rápidamente durante el proceso, pero desaparece cuando se suspende el gradiente de presión, pero la capa de gel se forma más lentamente, y suele ser permanente.

3.4.1. Modelo de Transferencia de Materia.

Como se vio en la Figura 3.3, existe una región en el proceso de separación con membranas, hasta una velocidad de filtración crítica, que indica que se pasa de una zona donde la velocidad de permeación (J) está controlada por el gradiente de presiones, a una zona donde está controlada por la transferencia de materia. Este modelo es válido solo en esta última zona. **Figura 3.6**

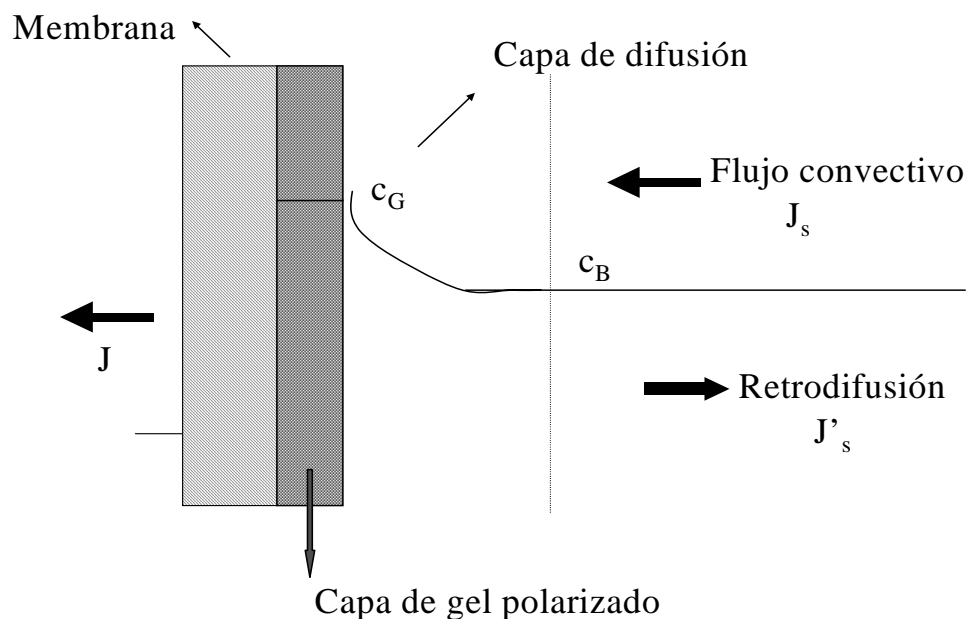


Figura 3.6. Modelo de transferencia de materia

Las condiciones en la alimentación de la membrana son tales que a una distancia l de la superficie de la misma la concentración es c_b . Pero cerca de la superficie está la capa límite formada hasta donde la concentración se incrementa y llega a un valor máximo c_m . El flujo convectivo de solutos hacia la membrana es $j c$.

Si el soluto no está completamente retenido por la membrana, habrá un flujo de él a través de ella $j c_p$. La acumulación de soluto en la superficie de la membrana ocasiona la retrodifusión hacia la corriente de la alimentación $D dc/dx$. Las condiciones del estado estacionario se encuentran cuando:

$$Jc + D \frac{dc}{dx} = Jc_p \quad (3.17)$$

Las condiciones límite son:

$$x=0 \quad \Rightarrow \quad c = c_m$$

$$x=l \quad \Rightarrow \quad c = c_b$$

$$-D \frac{dc}{dx} = J(c - c_p)$$

$$\int_{c_m}^{c_b} \frac{dc}{(c - c_p)} = \int_0^l -\frac{Jdx}{D}$$

$$\ln \frac{c_m - c_p}{c_b - c_p} = \frac{Jl}{D}$$

$$J = k \ln \left(\frac{c_m - c_p}{c_b - c_p} \right) \quad (3.18)$$

donde:

$$k = D / l \quad \text{es el coeficiente de transferencia de materia.} \quad (3.19)$$

En la ecuación (3.18) se puede ver que la velocidad de permeación “J” no depende de la presión, o sea que esta expresión corresponde a la zona de transferencia de materia, como se planteó inicialmente.

Para muy diversos casos las concentraciones c_m y c_b dependen de las propiedades físico-químicas de la alimentación, por lo cual para incrementar la velocidad de permeación se tendrá que aumentar k o reducir el espesor de la capa límite.

Al introducir el término de la retención intrínseca (R'), en la ecuación (3.18):

$$\frac{c_m}{c_b} = \frac{\exp\left(\frac{J}{k}\right)}{R' + (1 - R')\exp\left(\frac{J}{k}\right)} \quad (3.20)$$

La relación c_m / c_b es llamado factor de polarización. Esta relación se incrementa si aumenta J , o se reduce R' o se disminuye el coeficiente k .

Cuando el soluto está completamente retenido por la membrana ($R' = 1.0$ y $c_p = 0$), con las ecuaciones (3.18) y (3.19) se obtiene:

$$\frac{c_m}{c_b} = \exp \frac{J}{k} \quad (3.21)$$

3.4.2. Efectos de la capa de polarización y gel.

Debido a la formación de esta capa se incrementa la presión osmótica de la disolución en la superficie de la membrana, con la consecuente reducción de la presión eficaz ($\Delta P - \Delta \pi$). Se disminuye la velocidad de permeación del solvente, aumenta la velocidad de permeación de soluto, y se reduce la selectividad de la membrana.

Puede haber precipitación de soluto sobre la membrana cuando la concentración de gel sea mayor que la solubilidad del soluto, y llegar hasta bloquear los poros de la membrana totalmente.

Esto último puede suceder con sales poco solubles, coloides y materias en suspensión sobre la superficie de la membrana. Esta situación se debe poder solucionar mediante lavado de la membrana con agua, y en caso contrario se ha llegado a un estado de colmatación o ensuciamiento, que será abordado en el apartado 3.5.

Por los efectos anteriores es conveniente limitar la concentración en la capa límite de tal manera que el factor de polarización no supere el valor de 1,15.

Polarización por concentración es un fenómeno inevitable en el proceso de separación con membranas, pero se puede reducir su efecto con un diseño adecuado de los módulos y estrategias en las condiciones de operación. Estas estrategias pueden ser un régimen de flujo turbulento elevado, o un régimen laminar con un esfuerzo cortante de gran magnitud sobre la superficie de la membrana.

3.5. ENSUCIAMIENTO DE MEMBRANAS

Primero que todo es necesario distinguir entre polarización de la concentración y ensuciamiento, aunque estos dos fenómenos no son completamente independientes, ya que el ensuciamiento es favorecido por la polarización por concentración. (Mulder, 1991).

Si aumenta la concentración del flujo de alimentación y se produce adsorción, o interacción química de sustancias en la superficie de la membrana o al interior de los poros, entonces aumenta la polarización de la membrana, puesto que los depósitos sobre las mismas retrasan la retrodifusión de los solutos hacia la corriente principal, ocasionando una disminución de la productividad y un aumento en el paso de esos solutos, y por consiguiente una mayor concentración del permeado.

Así es que ocurre el ensuciamiento de la membrana, que ya constituye un estado permanente mientras no se le limpie debidamente utilizando sustancias químicas, y ya

no simplemente con agua, como se afirmaba para el caso de polarización de la concentración.

El ensuciamiento se debe a las interacciones soluto-soluto y soluto –membrana, pero para cada aplicación tiene un origen determinado, de acuerdo con el material de la membrana y la solución a tratar.

3.5.1. Orígenes del Ensuciamiento.

- ◆ Físico-químicos: adsorción de moléculas sobre la superficie de la membrana o su interior.
- ◆ Químicos: poca solubilidad en la capa de polarización o insolubilización por cambio de condiciones. Precipitación sobre la superficie de la membrana de sales minerales y óxidos metálicos.
- ◆ Mecánicas: depósitos en los poros de la membrana, bloqueándolos.
- ◆ Hidrodinámicos: irregularidad en el reparto del flujo, que acelera la concentración por polarización y el ensuciamiento en zonas de la membrana que trabajan con conversiones elevadas, y la existencia de zonas muertas, que tienen muy poco flujo.
- ◆ Otros: ensuciamientos extraños, como el de azufre coloidal, cuando en un pozo de captación de agua, hay H₂S, y se inyecta cloro o entra aire en el pozo, se puede llegar a formar azufre coloidal por oxidación del H₂S por parte del oxígeno o del cloro. Este azufre coloidal es muy difícil de eliminar.

3.5.2. Expresión Matemática para Ensuciamiento de Membranas

Se emplea una ecuación como la de los estudios de filtración, donde a la resistencia de la membrana (R_m) se le añade la del ensuciamiento (R_e). (Cheryan, 1986, Kulkarni, 1992):

$$J = \frac{\Delta P}{(R_m + R_e)} \quad (3.22)$$

La resistencia del ensuciamiento cambia con el tiempo, con lo cual para poder predecir su valor hay que realizar pruebas con la disolución a separar.

De acuerdo con Mulder, 1991, la velocidad de permeación convectiva (J) a través de la membrana se relaciona directamente con la diferencia de presiones aplicada entre alimentación y permeado, (ΔP), y en forma inversa con la viscosidad entre la solución y la membrana, (η), y la resistencia total a la velocidad de permeación J , como (R_T):

$$J = \frac{\Delta P}{\eta R_T} \quad (3.23)$$

En mayor o menor grado las resistencias que contribuyen a R_T son, según **Figura 3.7**:

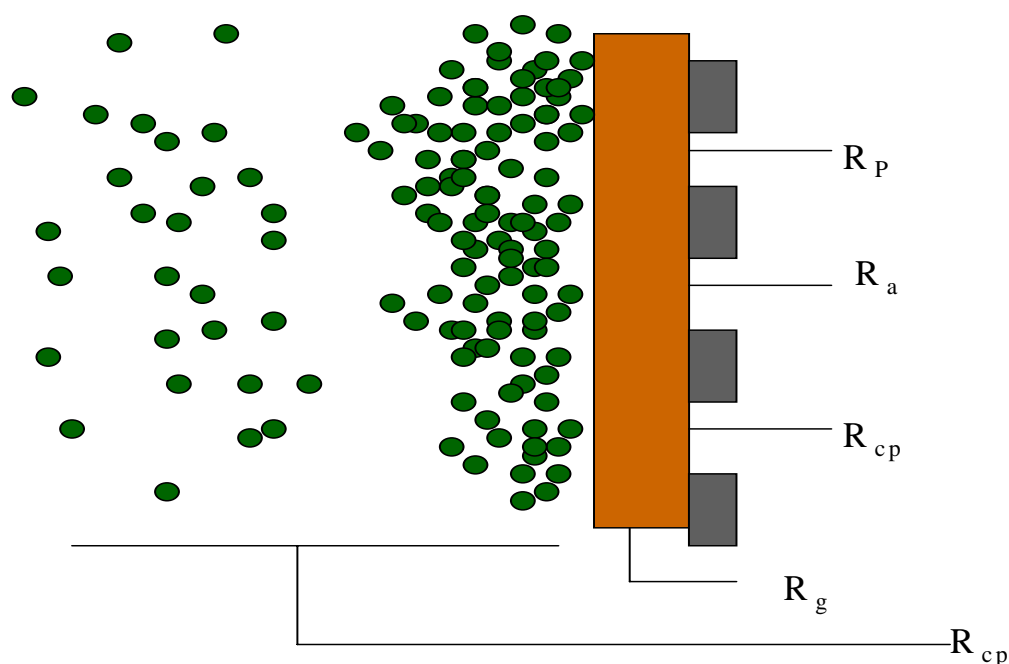


Figura 3.7. Resistencias de la membrana

la resistencia de la membrana, (R_m), la cual sería la única involucrada en un caso ideal, la resistencia por el bloqueo de poros, R_p , la resistencia de adsorción de solutos por parte de la membrana, la resistencia por la formación de la capa de gel, R_g , y la resistencia de la polarización por concentración, R_{cp} , que se vio en el apartado 3.4.

El ensuciamiento se relaciona con el tamaño de la molécula o partícula, (d), y el tamaño del poro (d_p) de la membrana.

Si: $d/d_p > 1.0 \Rightarrow$ Ensuciamiento por adsorción sólo en la superficie de la membrana.
No gran incidencia en la velocidad de permeación.

Si: $d/d_p < 1.0 \Rightarrow$ Ensuciamiento también al interior de los poros.
Si incide en la velocidad de permeación.

El ensuciamiento se puede sostener dentro de un cierto rango de valores cuando las moléculas o partículas permanecen estables con relación al pH, fuerza iónica y temperatura de la disolución.

También es importante tener presente que una alta velocidad tangencial de circulación, resulta en un incremento del esfuerzo cortante sobre la superficie de la membrana, desfavoreciendo la adsorción de moléculas sobre ella.

3.5.3. Consecuencias del ensuciamiento

Entre los efectos del ensuciamiento se puede mencionar la reducción del tamaño aparente de los poros e incremento de la selectividad con el paso del tiempo, pero con reducción de la velocidad de permeación, (flux). No obstante esta disminución aparente de los poros es de acuerdo a la estructura inicial de ellos, y del tamaño de las sustancias que causan ensuciamiento.

Estos hechos hacen un tanto compleja la predicción de la selectividad en el tiempo, sobre todo a largo plazo, y cuando se hacen separaciones finas.

La disminución de la velocidad de permeación tiene una influencia negativa sobre la economía de una operación con membranas, y por consiguiente la medida a tomar es la de reducir su ocurrencia, lo cual se recomienda mediante el pretratamiento del flujo de alimentación, del que se espera sirva como método preventivo de este ensuciamiento, y preserve la membrana de sustancias o elementos agresivos.

Para un funcionamiento adecuado de las membranas es conveniente que la solución de alimentación se halla sometido previamente a un pre-tratamiento, para retener sustancias que se puedan depositar sobre la membrana o quedar atrapadas en el interior de los módulos.

En general los sistemas de membranas tienen una instalación de pretratamiento, ya que es mejor evitar ese ensuciamiento, que pensar en protocolos de limpieza, puesto que estos van reduciendo su vida útil. Este pretratamiento es un punto de análisis económico importante, puesto que se evalúa frente a sus beneficios al evitar el ensuciamiento y la limpieza de la membrana.

Bhattacharyya, 1992, recomienda unos métodos de pretratamiento empleados en ósmosis inversa, para diversos agentes de ensuciamiento.

3.5.4. Investigación reciente sobre ensuciamiento de membranas

El control del ensuciamiento de membranas tiene un vacío grande en la práctica de la ósmosis inversa desde hace mucho tiempo. Los esfuerzos por mejorar la eficacia de los procesos se reducen por el ensuciamiento de las membranas.

Khedr, 2000, observó las causas bajo las cuales se produce, y estudió el mecanismo con el cual se forma la capa de ensuciamiento sobre la superficie de la membrana, de donde derivó algunas recomendaciones para su prevención. Aún así, él concluye que en muchos aspectos se requiere mucho más conocimiento para entender mejor el problema.

El potencial de ensuciamiento se reduce en el caso de las plantas de ósmosis inversa que tengan un adecuado sistema de diseño, un pretratamiento eficaz, que conserve las características requeridas en la alimentación, y una técnica adecuada del personal de operación. (Khedr, 2000).

La acción más oportuna es la de eliminar la capa de ensuciamiento en sus primeras etapas utilizando una limpieza adecuada. En estos casos la recuperación completa de la membrana a sus condiciones iniciales de operación es alcanzada.

El mejor control al ensuciamiento de la membrana puede lograrse con:

- ◆ Pretratamiento de la membrana
- ◆ Saneamiento y cloración de la corriente de alimentación y/o
- ◆ Altas temperaturas en la operación de la ósmosis inversa.

3.6. PREVENCIÓN DE INCRUSTACIONES

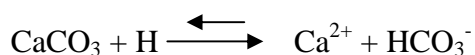
En la ósmosis inversa llega a ocurrir que sales solubles como CaCO_3 se concentran por debajo de su límite de solubilidad. Aunque el CaCO_3 es más soluble que muchas otras sales, (BaSO_4 , SrSO_4 , etc.), el Ca^{++} es un elemento mucho más abundante en la naturaleza.

El CaCO_3 se precipita rápido, si se concentra por debajo de su límite de solubilidad. Este problema se previene añadiendo un ácido, un inhibidor de incrustaciones, haciendo un ablandamiento del agua de alimentación, limpieza preventiva o utilizando una baja recuperación.

El uso de ácido sulfúrico para bajar el pH y prevenir la formación de incrustaciones de CaCO_3 puede aumentar la probabilidad de estas por el sulfato.

3.6.1. Uso de un ácido

La solubilidad del CaCO_3 depende del pH:



Se puede alcanzar el equilibrio del lado derecho cuando se pasa el CaCO_3 a $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ al añadir un ácido que baja el pH. El ácido a utilizarse deberá ser de alto grado de calidad.

El H_2SO_4 es muy empleado, pero es preferible el HCl en el caso de tener un alto potencial de que se forme incrustación por CaSO_4 , SrSO_4 y BaSO_4 .

Para que no haya incrustaciones en un sistema de ósmosis inversa, por carbonato de calcio, el pH en la corriente concentrada deberá ser menor que el pH de saturación, (pH_s), y así esté en equilibrio con el CaCO_3 .

La relación anterior se puede poner en términos del índice de saturación de Langelier (LSI) para aguas salobres, y el índice de estabilidad de Stiff & Davis para aguas de mar.

El LSI se calcula como*:

$$\text{LSI} = \text{pH} - \text{pH}_s$$

Para Sólidos Disueltos Totales (SDI) < 10,000 mg/L

$$Ph_s = (9,3 + A + B) - (C + D)$$

donde:

$$A = (\text{Log}_{10} [\text{SDT}] - 1) / 10 \quad \text{SDT (mg/L)}$$

$$B = -13,12 \times \text{Log}_{10} (^\circ\text{C} + 273) + 34,55$$

$$C = \text{Log}_{10} [\text{Ca}^{2+} \text{ como CaCO}_3] - 0,4 \quad \text{Ca}^{2+} \text{ (moles/L)}$$

$$D = \text{Log}_{10} [\text{alcalinidad como CaCO}_3] \quad \text{(moles/L)}$$

* ASTM D3739-88: Cálculo y Ajuste del LSI para Osmosis Inversa.

El S & DSI⁺:

$$S \& \text{DSI} = \text{pH} - \text{pCa} - \text{pAlk} - k$$

donde:

pCa = logaritmo negativo de la concentración de calcio (moles/L)

pAlk = logaritmo negativo de la concentración total de la alcalinidad (moles/L)

k = constante que es función de la temperatura del agua y de la energía iónica.

⁺ STM D4582-86: Cálculo y Ajuste del S & DSI para Osmosis Inversa.

3.6.2. Uso del Factor de Concentración

El factor de concentración se calcula como $(1/(1-\text{recuperación}))$, pero si se tiene en cuenta la polarización de la concentración, se escribe como:

$$FC = \text{polarización de la concentración} / (1 - \text{recuperación}) \quad (3.24)$$

Donde la polarización de la concentración depende de la turbulencia en la corriente principal, y en una membrana de ósmosis inversa va de 1.13 a 1.2.

En el control de depósitos como incrustaciones por carbonato de calcio añadiendo ácido, el LSI o S & DSI deberán ser negativos. Una guía es bajar el pH del agua de alimentación a 6.0. Si se usa un inhibidor de escala el LSI puede subir hasta 1.8. Así se puede llegar a reducir o eliminar el consumo de ácido, y también disminuir la corrosión potencial que causa el ácido.

3.6.3. Uso de un inhibidor de las incrustaciones

Estos hacen más lento el proceso de precipitación de las sales solubles, siendo absorbidas sobre cristales de sal formados, que previenen la atracción de sales supersaturadas a las superficies del cristal. En estas condiciones los cristales nunca crecen de tamaño hasta una concentración suficiente que les permita caer y quedar fuera de la suspensión.

Además, muchos inhibidores de incrustaciones tienen algunas cualidades dispersivas. Estos disponen de partículas que circundan las sales suspendidas, o sólidos orgánicos con el inhibidor de escala cargado aniónicamente. Estas partículas cargadas repelen la aglomeración de sales, que podrían llegar a precipitar.

Los inhibidores de incrustaciones que son efectivos para controlar la del carbonato de calcio, sulfato de calcio y fluoruro de calcio son:

Hexametáfosfato de sodio (SHMP), ampliamente utilizado porque es un buen inhibidor, y de bajo coste. Sin embargo se debe tener cuidado con la hidrólisis del SHMP en la dosificación del tanque de alimentación (debe prepararse una solución fresca cada 3 días).

La hidrólisis no solo disminuye la eficacia en la prevención de incrustaciones, sino que puede originar una incrustación de fosfato de calcio.

El SHMP debe ser dosificado para que resulte una concentración en la corriente de 20 mg/L. La dosis en la corriente de alimentación se calcula como:

$$\text{Dosis} = 20 \times (1 - \text{recobro})$$

Otros inhibidores de incrustaciones que se utilizan son los organofosfonatos, que son más resistentes a la hidrólisis, pero son más costosos; y los ácidos poliacrílicos (PAA) de mayor peso molecular; llegan a ser más efectivos que SHMP.

3.6.3. Ablandamiento con resinas de intercambio iónico de ácido fuerte

Los cationes que forman escala tales como Ca^{2+} , Ba^{2+} , Sr^{2+} , Mg^{2+} y Fe^{2+} pueden ser eliminados por una resina de intercambio iónico. Esta puede ser una forma de prevenir la escala en plantas pequeñas a medianas de ósmosis inversa.

Estas resinas deben ser regeneradas con NaCl al acercarse a la saturación. Este sistema tiene el problema del alto consumo de cloruro de sodio, con el consiguiente efecto ambiental si no se dispone convenientemente el efluente, y motiva un coste económico añadido.

Una técnica reciente de regeneración es el uso de resinas denominadas Menósferas Dowex, que pueden reducir el consumo de NaCl en 110 % del valor estequiométrico.

3.6.4. Ablandamiento con resinas de intercambio iónico de ácido débil

Este tipo de resinas puede eliminar cationes que forman incrustaciones tales como Ca^{2+} , Ba^{2+} , Sr^{2+} , Mg^{2+} y Fe^{2+} , ligado a bicarbonato, y liberan H^+ , y se baja el pH a un valor mínimo de 4.2, para el cual los ácidos del grupo carboxílico no están muy disociados.

Esta forma de ablandamiento es solo parcial, y es ideal para aguas con un alto contenido de bicarbonato, y tiene como ventajas que el consumo de ácido para regeneración es casi el estequiométrico (105 %), y en consecuencia se reduce los costes de operación y

el impacto ambiental, y además la disminución de los SDT del agua por la eliminación de las sales del bicarbonato permite obtener permeados con menores SDT.

Como desventajas de estas resinas está la dureza residual del ablandamiento incompleto y las variaciones del pH del agua tratada de 3.5 a 6.5, según el grado de ensuciamiento de la resina.

Cuando el pH es menor de 4.2 el paso de ácido mineral aumenta los SDT en el permeado, por lo cual se recomienda usar más de una columna de resina en paralelo y regenerarlas en diferentes tiempos para mantener el valor del pH. Otras posibilidades para evitar pH bajos son la eliminación de CO₂ o el ajuste del pH con NaOH.

3.6.5. Ablandamiento con Hidróxido de Calcio

Cuando el Ca(OH)₂ reacciona con el calcio soluble o el bicarbonato de magnesio elimina la dureza del carbonato:



La dureza del calcio no carbonatado puede ser además eliminada añadiendo carbonato de sodio (soda ash):



El proceso Ca(OH)₂- Na₂CO₃ puede reducir también la concentración de sílice. Cuando el aluminato de sodio y el cloruro férrico son añadidos como coagulantes, el Ca(OH)₂-Na₂CO₃ precipitará el CaCO₃ y un complejo de calcio, aluminio y silicato de hierro.

El ablandamiento con hidróxido de calcio deberá tenerse en cuenta para plantas de aguas salobres mayores que 200 m³/h.

3.6.6. Limpieza Preventiva

En algunos casos, como en plantas pequeñas, la limpieza preventiva de las membranas permite al sistema operar sin dosificación de ácidos, inhibidores de incrustaciones o ablandamiento. Se trata de sistemas que operan con una recuperación hasta el 25 %, y los elementos de membranas son reemplazados después de 1 o 2 años.

La forma más simple de limpieza es un lavado rápido y abundante a baja presión, por apertura de la válvula del concentrado. Debe hacerse en intervalos cortos; así es más efectivo que largos periodos: por ejemplo 30 segundos cada 30 minutos.

En síntesis, para sistemas como los de plantas pequeñas, (hasta 380 m³/día, Ray, R.J., 1992), una baja recuperación combinado con un programa de limpieza preventiva es una forma recomendada para controlar las incrustaciones.

3.7. LIMPIEZA DE MEMBRANAS

3.7.1. Detección del ensuciamiento

El requerimiento de limpieza se convierte en una urgencia cuando se reduce la velocidad de permeación en forma significativa, con problemas tan difíciles de resolver como el ensuciamiento al interior de los poros, dificultando la recuperación total de la membrana a pesar de que se use agentes químicos a elevadas temperaturas.

Si las membranas se ensucian en un corto periodo de operación del sistema, la recuperación de membranas es muy factible. Sin embargo cuando una membrana sucia sigue trabajando, puede llegar a un estado irreversible totalmente, por atascamiento, creando caminos preferenciales, que evitan que el agente de limpieza llegue donde se le requiere.

En una planta de ósmosis inversa los parámetros más importantes son su pérdida de carga, su producción (caudal de permeado) y el porcentaje de rechazo de sales. (Fariñas, 1999).

Los parámetros anteriores dependen de unas variables entre las cuales están:

- ◆ Presión de funcionamiento
- ◆ Temperatura del sistema
- ◆ Salinidad
- ◆ Porcentaje de recuperación.

El ensuciamiento o precipitación en las membranas se puede detectar por el seguimiento de los parámetros en el tiempo, bajo condiciones estacionarias. Por ejemplo, una primera señal de ensuciamiento es la pérdida de carga a través de los módulos, que suele suceder antes de que el porcentaje de rechazo de sales o la velocidad de permeación comience a disminuir.

El paso de sales es también un buen indicador, el cual cuando la membrana esta limpia, no varía en un lapso importante de tiempo.

Otros indicadores para saber cuando limpiar la membrana son la variación del caudal de rechazo y de permeado, y la necesidad de incrementar la presión de operación.

Se recomienda realizar limpiezas preventivas periódicamente, ante la sospecha de que hay ensuciamiento, verificando antes que esta situación no sea atribuible a otros motivos.

3.7.2. Métodos de Limpieza

La selección de un método específico depende del agente que provoca el ensuciamiento, pero en principio se hace un enjuague con agua para que la suciedad no se quede adherida a su superficie. Luego se hacen unos tratamientos, hasta que recupere sus condiciones iniciales.

Mulder, 1991, distingue los siguientes métodos de pretratamiento:

- ◆ Limpieza hidráulica
- ◆ Limpieza mecánica
- ◆ Limpieza química
- ◆ Limpieza eléctrica

Limpieza Hidráulica. Incluye el lavado con permeado a presión y retroalimentación, que solo es aplicable a membranas de microfiltración y ultrafiltración. Se utiliza normalmente durante las paradas, a fin de:

- a. Disminuir el retorno de solvente por ósmosis natural.
- b. Eliminar completamente la solución a tratar, del interior de las tuberías y de los módulos del sistema, evitando corrosión de partes metálicas y precipitación posible de sales.

Lo anterior también se realiza para desplazar reactivos del interior de la planta, cuando esta se somete a limpieza química.

Son limpieza hidráulica también la presurización y despresurización, y el cambio en la dirección del flujo con una frecuencia dada.

Limpieza Mecánica. Solo se puede aplicar a sistemas tubulares, donde se utiliza un cepillo o una esponja para retirar la suciedad de las membranas. También haciendo circular bolas de esponja, como se acostumbra a hacer con los condensadores de las centrales térmicas.

Esta limpieza mecánica no es posible en los módulos espirales ni de fibra hueca, por no tener acceso a su superficie activa. Pero debido a lo delicado de la superficie activa no se recomienda este método de limpieza, en general.

Limpieza Química. Es el método más importante para reducir el ensuciamiento, con diversos químicos que se utilizan separados o en combinación, que se hacen recircular por los módulos para disolver las precipitaciones o remover depósitos de las membranas.

Los pasos recomendados a seguir para realizar la limpieza química son:

- ◆ Identificación del problema
- ◆ Selección del sistema de limpieza
- ◆ Formulación para el tipo de ensuciamiento.

Para identificar el problema se debe averiguar el origen y tipo de ensuciamiento que se ha producido. Para facilitar esta identificación, Fariñas, 1999, elaboró una Tabla de los efectos que causa cada tipo de ensuciamiento sobre los valores normalizados del paso de sales, la pérdida de carga de los módulos y el caudal de permeado, y localización del problema. Tabla 2.5.1.

3.8. Transporte en Membranas

Este tipo de transporte es entendido como el paso de partículas o moléculas tanto de soluto como de la solución a través de una barrera, con características de permeabilidad y selectividad, que es la membrana, y que se produce entre dos fases homogéneas, por acción de una fuerza impulsora que actúa sobre las partículas o moléculas, y que depende de la diferencia de potencial entre los dos lados de la membrana, y del espesor de la misma:

$$\text{Fuerza Impulsora} = \frac{\Delta x}{\ell} \text{ (N/mol)}$$

En el transporte en membranas las diferencias de potencial más importantes son la del potencial químico ($\Delta\mu$) y la del potencial eléctrico (ΔF). El potencial electroquímico es la suma de los anteriores. Otras fuerzas que pueden llegar a actuar son los campos magnéticos, centrífugos y la gravedad, pero que no serán estudiados en esta investigación.

3.8.1. Formas Básicas de Transporte

- **Transporte Pasivo.** En este tipo de transporte las partículas son transferidas de una fase con un alto potencial a una con un bajo potencial. En este caso la fuerza impulsora es el gradiente de potencial, y la fuerza impulsora media equivale a la diferencia de potencial a través de la membrana, partido por el espesor de la misma.

$$F_m = \Delta X / l$$

donde:

ΔX = diferencia de potencial

l = espesor de la membrana

El sistema estará en equilibrio cuando la diferencia de potencial se hace nula, siempre y cuando no haya fuerzas externas que se estén aplicando.

Si se aplica una fuerza impulsora que se mantiene constante, ella hace que se produzca un flujo también constante a través de la membrana, luego que se establezca un estado estacionario. En estas condiciones hay una relación de proporcionalidad entre la velocidad de permeación (J), y la fuerza impulsora (X):

$$J = A * (X)$$

donde:

A es el factor de proporcionalidad, y la magnitud que puede alcanzar significa que tan rápido un componente es transportado a través de la membrana; como también se le

puede interpretar como una medida de la resistencia ejercida por la membrana como medio de difusión, cuando una fuerza actúa sobre un componente.

La ley de Fick es un caso de linealidad similar al anterior, en el que la velocidad de permeación total se relaciona con la diferencia de concentración.

En las ecuaciones de caja negra como generalmente son las fenomenológicas, no se dice nada de la naturaleza física o química de la membrana, o de cómo el transporte se relaciona con su estructura.

El transporte facilitado es otra forma de transporte pasivo. En este caso el transporte de un componente a través de la membrana es ayudado por un agente transportador. Este actúa sobre uno o más componentes específicos en la alimentación, además de la difusión libre, de tal manera que se produce un aumento del transporte.

Algunas veces los componentes son transportados contra su propio gradiente de potencial químico. Esto sólo es posible cuando se añade una energía al sistema, como por ejemplo, en el caso de una reacción química.

- **Transporte Activo.** Se encuentra principalmente en las membranas de células vivas. En forma muy específica, a menudo hay en los sistemas biológicos, transportadores muy complejos. Este tipo de transporte no hará parte de esta investigación.

Para soluciones de alimentación de múltiples componentes, los flujos no pueden ser descritos por ecuaciones fenomenológicas simples, porque los flujos y las fuerzas impulsoras son acoplados, lo cual significa que no pueden permear independientemente.

Eso se puede ver por ejemplo, en el flujo de solvente a través de una membrana, el cual no sólo se debe a la diferencia de presión, sino también es debido al gradiente de concentración del soluto. Además, la transferencia de materia por difusión, no sólo se debe al gradiente de concentración, sino también es debido a la presencia de la presión hidrostática.

La ósmosis es un fenómeno que resulta del acoplamiento entre una diferencia de concentración y una presión hidrostática. El acoplamiento también es propio de otras fuerzas impulsoras, como la eletro-ósmosis, como resultado del acoplamiento entre una diferencia de potencial eléctrico y una diferencia de presión hidrostática.

Estos acoplamientos no pueden ser descritos por ecuaciones fenomenológicas lineales, simples, y el tema deberá ser discutido en términos de la termodinámica del no equilibrio. Precisamente, uno de los modelos que se considerarán en esta investigación es el de la termodinámica irreversible.

3.8.2. Clasificación de Modelos del Transporte

Los modelos de transporte a través de membranas han sido presentados en la bibliografía entre otros por Kedem, Katchalsky y Spiegler (1958), y luego por Pusch

(1986), Soltanieh y Gill (1981), Mazid (1984), Dickson (1988), Dresner y Johnson (1980), Rautenbach y Albrechet (1989), Sourirajan y Matsuura (1985) y Song (2000)

Algunos de estos modelos describen los flujos de soluto y solvente a través de la membrana. Se pueden clasificar en la siguiente forma:

- **Membranas Homogéneas o no Porosas**

- a. Solución –Difusión
- b. Solución-Difusión Extendida
- c. Solución-Difusión-Imperfección

- **Membranas Basadas en Poros**

- a. Sorción Preferencial-Flujo Capilar
- b. Poros Finos
- c. Fuerza Superficial- Flujo de Poros

- **Termodinámica Irreversible**

De acuerdo con la clasificación anterior se escogió en esta investigación trabajar con dos modelos para membranas homogéneas no porosas como son las que lo hacen con los principios de solución-difusión y solución-difusión –imperfección; un modelo para las basadas en poros como es el de poros finos; y por último, un modelo que se basa en las fuerzas de acoplamiento, pero no en la naturaleza de la membrana y su estructura, como es el de la termodinámica irreversible.

4.1. MATERIALES

4.1.1. Instalación para Ensayos con Membranas

Esta instalación se observa en la **Figura 4.1**, y consta de un tanque de alimentación con capacidad de 120 litros, que recibe el agua procedente del sistema de abastecimiento, la bomba, la membrana en ensayo, la válvula reguladora de presión, dos transductores para la medida de la presión, el medidor de temperatura y el tablero de control con su pantalla.

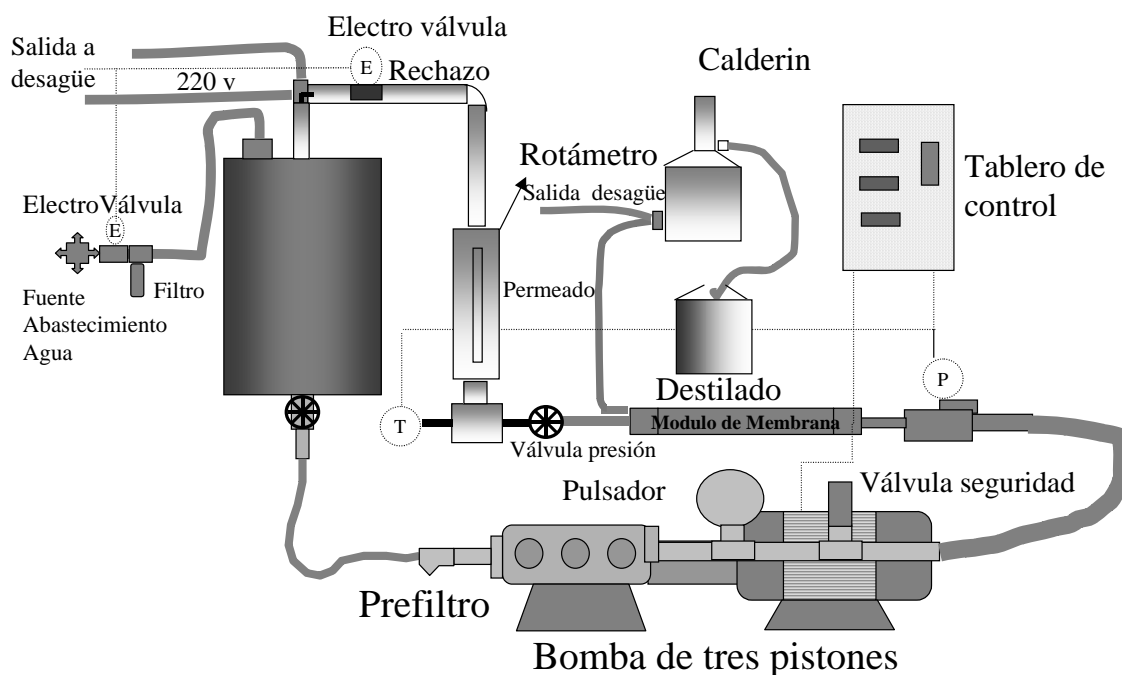


Figura 4.1. Instalación para Ensayo de Membranas

El agua que abastece el tanque, previamente ha pasado por un filtro de 20 μm . La salida del tanque de alimentación queda en su fondo, y luego la solución va por una goma hasta un filtro laminar de material polimérico, colocado en sentido diagonal al de circulación del agua, y sirve para proteger a la bomba desde su entrada.

Luego se llega a la bomba de impulsión, de desplazamiento positivo y tres pistones. Esta se conecta a la membrana en ensayo mediante una goma. A la entrada y salida de la membrana la presión es medida por transductores, que a su vez están conectados al tablero de control, el cual presenta esa información en pantalla.

A la salida de la membrana es donde se regula la presión del flujo, con una válvula manual de control. Por esta salida circula el caudal de rechazo. También allí hay instalado un rotámetro, que mide ese caudal.



Figura 4.2. Vista de la Instalación para ensayo de membranas.

Este rechazo tiene una conducción para ir hacia el tanque de alimentación y una goma para ser retirado del sistema. Junto a la válvula de control también se encuentra instalado el medidor de temperatura, conectado también al tablero de control.

El agua que ha pasado a través de la membrana en ensayo es conducida a través de una goma para su recirculación al tanque de alimentación, ya que durante estos ensayos se mantiene la concentración de la solución en alimentación.

4.1.2. Membranas para ensayos

Se utilizaron membranas poliméricas (poliamida/polisulfona), en módulo de espiral de nanofiltración u ósmosis inversa, con 53 mm de diámetro y 1016 mm de longitud. Estas son:

- **CPA2-2540**

Nominalmente se caracteriza por su alta retención de sales, mínima del 99.0%, 37.9 m³/día de caudal de permeado, y un bajo coste de reemplazo, aún en instalaciones antiguas. Opera con soluciones de alimentación con pH en el rango de 3.0 a 10.0, y presión máxima de 4.14 Mpa.

- **ESPA1-2540**

Membrana que tiene una alta productividad nominal, y permite un ahorro de energía. Tabla 4.1.

Tabla 4.1**Características de las Membranas**

Parámetros	CPA2-2540	ESPA1-2540
Mínima R (%) sales	99.2	99.0
Caudal permeado	37.9 m ³ /d	45.4 m ³ /d
Caudal alimentación	3.6 m ³ /h	3.6 m ³ /h
Màxima Presión	4.14 Mpa	4.14 Mpa
Màx. Temperatura	45 °C	45 °C
pH en alimentación	3-10	3-10
Turbidez alimenta	1 NTU	1 NTU
Màximo HCl	<0.1 ppm	<0.1 ppm
Mín Relación Ret/P	5:1	5:1
Pelíc selec/soporte	Poliamida/polisulfona	Poliamida/polisulfona
Diámetro	53 mm	53 mm
Longitud (mm)	1016	1016
Area filtración, m ²	2.5	2.5

Fuente: HYDRANAUTICS, www.membranes.com

- **PAC-2540 AP**

Es una poliamida compuesta. Se caracteriza por su rechazo de sales mínima nominal del 99.0% y 1.4 m³/día de caudal máximo de permeado. En su aplicación la presión máxima no debe exceder 50 bar, un caudal máximo de alimentación por elemento de 1 m³/h y una temperatura máxima de 45°C.

El rango de pH permitido en la alimentación es de 3,0 a 10,0. Turbidez máxima en la alimentación de 1,0 NTU, y una concentración de cloro en la alimentación menor a 0,15 ppm. La relación mínima de caudal de rechazo y caudal de permeado por elemento es de 5:1.

4.1.3. Equipo para Análisis del Agua

- Conductivímetro

Se utilizó para caracterizar el agua de partida de cada ensayo, como también de los permeados y los rechazos de cada membrana en los ensayos.

- Espectrofotómetro DR/2010.

Tiene variadas opciones de mediciones químicas. En una primera fase de esta investigación se utilizó para medir las concentraciones de calcio, carbonato de calcio, magnesio y sílice de agua de alimentación, permeados, concentrados, destilados y efluentes.

Este aparato está basado en la refracción de un haz de luz que pasa través del fluido en prueba.

4.2. METODOS

4.2.1. Protocolo de Limpieza

Constituye la garantía de que los ensayos con cada una de las membranas y con cada presión de trabajo se hacen en todos los casos bajo las mismas condiciones de trabajo de la membrana, y se garantiza que este libre de ensuciamiento.

En primer lugar se lleva a cabo un enjuague de la membrana, aún si es nueva, que consiste en ir reduciendo el volumen almacenado en el tanque de alimentación al cual llega el rechazo cuando se aplican diluciones hasta que quede solo agua limpia proveniente de la red de abastecimiento. El agua pasa de la alimentación directamente al rechazo, con la válvula de control completamente abierta. Esta operación dura 15 minutos.

Este protocolo se hace cada vez que se va a realizar un ensayo, y la verificación de que la membrana se ha recuperado satisfactoriamente se hace con las medidas de la velocidad de permeación ($L/h.m^2$) para cada una de las presiones de trabajo que se le asignaron a cada membrana para su estudio.

Las mediciones del flujo se hicieron por el método gravimétrico, pesando el volumen de agua recogido en un vaso plástico de 5000 ml, en un tiempo de 30, 40 o 50 segundos, según la magnitud del volumen producido en cada caso.

4.2.2. Caracterización del agua de Partida

Se refiere a la evaluación de la composición del agua que se habrá de utilizar en los procesos de nanofiltración y ósmosis inversa.

En estos ensayos se midió la conductividad ($\mu S/cm$) del agua utilizada en las diversas soluciones con cloruro sódico preparadas para cada uno de los ensayos.

También se tomaba en cada ensayo una muestra de 50 ml al agua de la red proveniente del sistema de abastecimiento. Se le medía en ppbs las concentraciones de carbonato de calcio, calcio y magnesio con el espectrofotómetro DR 2010.

Esta caracterización se realizaba durante todos los ensayos.

4.2.3. Ensayo de Membranas

Una vez realizado el protocolo de limpieza, se hizo el ensayo a cada membrana, con la solución de alimentación respectiva. Se inició con una operación de estabilización de 30 minutos, al cabo de los cuales comenzaba la toma de datos.

Los siguientes son los valores de la presión de trabajo con que se ensayó cada una de las membranas.

Tabla 4.2

Presiones de Trabajo Aplicadas a las Membranas en Ensayo

MEMBRANA	PRESIONES DE TRABAJO (bar)							
CPA2-2540	10	-	20	-	30	35	40	
ESPA1-2540	10	15	20	25	30	35	40	
PAC-2540 AP	10	14	18	22	26	35	40	

Cada membrana fue ensayada con agua destilada, y luego con concentraciones de 0.1, 0.5, 1.0, 2.0 y 3.0 % de cloruro sódico, con un volumen constante en la alimentación de 100 litros de solución.

Con la aplicación de cada presión se hicieron mediciones de la velocidad de permeación mediante el método gravimétrico, temperatura del equipo, caudal del rechazo, y conductividad del permeado y del retenido, con sus temperaturas correspondientes.

Con un volumen constante en la alimentación, la concentración se mantuvo también constante durante cada ensayo, por lo cual el permeado y el retenido retornan todo el tiempo al tanque de alimentación.

El recorrido de las presiones se hizo en sentido ascendente y luego descendente, y en ambos casos se tomaron los datos.

4.2.4. Medición de Calcio y Magnesio

Esta determinación se hizo como verificación para el agua de alimentación, permeado y retenido, durante el transcurso del ensayo y al finalizar el mismo.

El calcio como Ca^{+2} , carbonato de calcio, (CaCO_3), y magnesio (Mg^{+2}) se midieron con el espectrofotómetro DR 2010. Para el efecto se usaron recipientes prismáticos de 25 ml, en los cuales se dispusieron las muestras de agua.

La escala de trabajo fue la del agua ultrapura, con concentraciones de calcio entre cero y 1000 ppbs, con lo cual sólo las muestras de destilados se pudieron leer directamente en el equipo. Para permeados, flujos de alimentación, de salida del calderín y de volumen almacenado en el calderín se debieron diluir entre 200 y 250 veces, utilizando para ello matraces aforados.

Una vez preparada la dilución correspondiente, la lectura en el espectrofotómetro se puede hacer, si a la muestra de 25 ml se le añade un mililitro de clorofosfonaso, que es la solución indicadora en el rango ultrapuro.

Una vez disuelto el clorofosfonaso, se fija con la muestra el valor cero en el espectrofotómetro, y luego se retira y se le aplica una gota del reactivo cuya sigla es CDTA, que contiene ácido ciclohexanediamnetetracético, hidróxido de tetrametilamonio y agua desmineralizada.

4.2.5. Pruebas de Concentración

Se realizaron con todas las membranas, a una presión de 30 bar con las membranas CPA2-2540 y ESPA1-2540, y a 26 bar para la membrana PAC-2540 AP.

Estas pruebas se hicieron con 120 litros de agua a una concentración de 0,1 % de cloruro sódico, con medición de la velocidad de permeación cada 5 litros y toma de muestras de concentrado y retenido, a las cuales se les midió la conductividad posteriormente.

Igualmente se tomaron muestras del concentrado inicial y del final.

Según el factor de concentración, $F_c = V_o/V_f$

donde:

V_o = Volumen inicial de concentrado

V_f = Volumen final de concentrado

Los factores de concentración muestreados se presentan en la Tabla 4.3.

4.2.6. Análisis de Resultados Experimentales

Se hicieron en principio para cada ensayo en particular, determinando las condiciones óptimas de trabajo para cada membrana.

Posteriormente se llevaron a cabo las comparaciones para las concentraciones de cloruro sódico establecidas, sobre la base de los parámetros de velocidad de permeación total, velocidad de permeación del soluto y retención, observando su variación con las presiones de trabajo especificadas para cada membrana.

- ◆ **Comportamiento de la Velocidad de Permeación con la Presión.** Se compararon las curvas de las membranas para las diferentes concentraciones de cloruro sódico y se identificó la mejor relación velocidad de permeación-presión, en razón de obtener las condiciones óptimas de rendimiento en cuanto a producción de agua, y luego contrastarlas para determinar las mejores condiciones de estabilidad del flujo y retención de solutos.
- ◆ **Comportamiento de la Velocidad de Permeación con la Temperatura del Equipo.** Su comparación se hizo con base a tener en cuenta las variaciones de temperatura del equipo en la velocidad de permeación en un instante dado del ensayo, es decir sin que intervenga la variable tiempo. Se busca determinar la mayor estabilidad de la velocidad de permeación para las variaciones de la temperatura del equipo.
- ◆ **Comportamiento de la Velocidad de Permeación de Solute con la Presión.** Se compararon las curvas de las membranas para las diferentes concentraciones de cloruro sódico y se identificó la mejor relación velocidad de permeación de soluto-

presión, en razón de obtener las condiciones óptimas de retención de cada membrana y luego contrastarlas para determinar la membrana que se comporta con mejores valores de retención de solutos, y demás condicione que se requiere para el acondicionamiento de aguas.

- ◆ **Comportamiento de la Temperatura del Equipo con la Presión.** Al considerar los valores de temperatura del equipo al iniciar cada ensayo y al finalizarlo, y luego con los valores medios. Se observó la forma como cada membrana, bajo las concentraciones de alimentación establecidas, y para las diferentes presiones, incrementan la temperatura del equipo.
- ◆ **Comportamiento de la Retención de Calcio con la Presión.** Se representaron las curvas de retención de calcio (%) contra la presión para cada una de las membranas, las cuales se compararon a fin de establecer cual es la membrana que presenta el mejor comportamiento al respecto.

Tabla 4.3

Factores de Concentración y Volúmenes con Recuperación de Muestras

Factor de Concentración	Volúmen Permeado (L)	Volúmen Concentrado(L)
1,00	0	120
1,04	5	115
1,09	10	110
1,14	15	105
1,20	20	100
1,26	25	95
1,33	30	90
1,41	35	85
1,50	40	80
1,60	45	75
1,71	50	70
1,85	55	65
2,00	60	60
2,18	65	55
2,40	70	50
2,67	75	45
3,00	80	40
3,43	85	35
4,00	90	30
4,80	95	25
6,00	100	20

- ◆ **Comportamiento de las Pérdidas de Carga con el Caudal.** Se estudió como variaban éstas pérdidas de acuerdo con el incremento del caudal, y se analizó cuales eran las membranas más eficaces desde este punto de vista.

- ◆ **Estudio de las Pruebas de Concentración.** Con base a los ensayos de concentración, para los factores de concentración considerados.

Se evalúa la concentración de cloruro sódico en el permeado a medida que se concentra un volumen de agua. Permite determinar el incremento de la concentración, tanto en el permeado como en el retenido, estimar las variaciones en la retención para las membranas de ósmosis inversa, y establecer que membrana presenta el mejor comportamiento, que tenga además en cuenta la variación de la velocidad de permeación con el factor de concentración.

4.2.7. Modelización según el Principio de Solución-Difusión

- Ecuaciones

Velocidad del permeado total (J_v)

$$J_v = A * (\Delta P - \Delta \pi) \quad (4.1)$$

Donde A se determinó como la pendiente de la recta de J_w del agua destilada contra la diferencia de presión aplicada ΔP .

Velocidad de permeado del soluto (J_s)

$$J_s = B * (c' - c'') \quad (4.2)$$

- **Primer Método:**

El coeficiente de permeabilidad del soluto se determinó de la siguiente forma:

- Se determinó en primer lugar B_1 , para cada concentración y diferencia de presión, a partir de la retención (R), de donde se obtuvo valores distintos en cada caso.
- Con los coeficientes B_1 obtenidos se calculó J_{sc} para cada caso.
- Con los J_{s1} y $(c' - c'')$ se hizo una correlación lineal, de donde se obtuvo un valor único de B.
- Con B hallado se calculan los J_s .

- **Segundo Método:**

El coeficiente de permeabilidad del soluto se determinó de la siguiente forma:

- Se estimó los J_s observados para cada caso como:

$$J_{s0} = c_{s0} * J_{v0} \quad (4.3)$$

donde:

c_{s0} es la concentración de cloruro sódico observada en el permeado.

J_{vo} es la velocidad de permeación total observada.

b. Con los J_{so} y $(c' - c'')$ se hizo una correlación lineal, de donde se obtuvo un valor único de B.

c. Con B hallado se calculan los J_{sc} .

Retención de Solutos

$$R = \left[1 + \left(\frac{B}{A} \right) \left(\frac{1}{\Delta P - \Delta \pi} \right) \right]^{-1} \quad (4.4)$$

4.2.8. Modelización según el Principio de Solución-Difusión-Imperfección

- Ecuaciones:

Velocidad del permeado total (J_v)

$$J_v = A * (\Delta P - \Delta \pi) + C * \Delta P \quad (4.5)$$

Donde A se determinó como la pendiente de la recta de J_w del agua destilada contra la diferencia de presión aplicada ΔP .

Velocidad de permeado del soluto (J_s)

$$J_s = B * (c' - c'') + C * \Delta P * c' \quad (4.6)$$

- **Primer Método:**

a. Se hizo el siguiente desarrollo a partir de la ecuación (4.5) para llegar a una representación lineal, que permite determinar el coeficiente “ C_1 ”:

$$\frac{J_v}{\Delta P} = A \left(1 - \frac{\Delta \pi}{\Delta P} \right) + C_1 \quad (4.7)$$

b. Se obtiene un coeficiente “ B_1 ” a partir de la retención “R”, con lo que se llega a la siguiente expresión:

$$B_1 = \left[\left(\frac{1}{R'} \right) - 1 - \left(\frac{C}{A} \right) \left(\frac{\Delta P}{\Delta P - \Delta \pi} \right) \right] A (\Delta P - \Delta \pi) \quad (4.8)$$

c. Una vez determinados “ B_1 ” y “ C_1 ”, se calculan los J_s , y se hace la correlación lineal:

$$\frac{J_s}{\Delta c} = B + C * \frac{\Delta P * c'}{\Delta c} \quad (4.9)$$

De donde se obtiene la ecuación de una recta, cuya representación gráfica permite la determinación de “B” y “C”.

Al ser determinados “B” y “C”, se calculan J_v , J_s y R los cuales se comparan con los observados.

Retención de soluto. (R)

Con A, B y C obtenidos se calcularon las retenciones “R”, para comparar con las observadas.

$$R = \left[1 + \left(\frac{B}{A} \right) \left(\frac{1}{\Delta P - \Delta \pi} \right) + \left(\frac{C}{A} \right) \left(\frac{\Delta P}{\Delta P - \Delta \pi} \right) \right]^{-1} \quad (4.10)$$

- **Segundo Método:**

a. Se hallan los J_s a utilizarse en el siguiente paso, como el producto de los $J_{vo} * c_{so}$, ambos observados.

b. Se hace el siguiente desarrollo para llegar a una representación lineal, que permite determinar los coeficientes “B” y “C”.

$$\frac{J_s}{\Delta c} = \frac{B * (c' - c'')}{\Delta c} + \frac{C * \Delta P * c'}{\Delta c}$$

Por consiguiente, queda:

$$\frac{J_s}{\Delta c} = B + C * \frac{\Delta P * c'}{\Delta c} \quad (4.11)$$

De donde se obtiene la ecuación de una recta, cuya representación gráfica permite la determinación de “B” y “C”.

b. Una vez determinados “B” y “C”, se calculan J_v , J_s y R, los cuales se comparan con los observados.

4.2.9. Modelización según el Principio de Poros Finos

- Ecuaciones:

Velocidad del permeado total (J_v)

$$J_v = \frac{HC}{\phi} \left[\frac{1}{1 + HC \left(\frac{x_{AM}}{\varepsilon} \right) c_s} \right] (\Delta P - \Delta \pi) \quad (4.12)$$

donde:

$$\frac{HC}{\phi} = A = \frac{C R_w^2}{8\mu\left(\frac{\phi}{\varepsilon}\right)}$$

Reemplazando la expresión anterior:

$$J_v = A \left[\frac{1}{1 + \frac{HC}{\phi} \left(\frac{X_{AM}}{\varepsilon} \right) \phi c_s} \right] (\Delta P - \Delta \pi)$$

con $X_{AM} = \frac{B}{\frac{HC}{\phi} \left(\frac{\phi}{\varepsilon} \right)}$ se obtiene:

$$J_v = A \left[\frac{1}{1 + A \left(\frac{B}{\frac{HC}{\phi} \left(\frac{\phi}{\varepsilon} \right)} \right) \frac{\phi c_s}{\varepsilon}} \right] (\Delta P - \Delta \pi)$$

$$J_v = A \left[\frac{1}{1 + B c_s} \right] (\Delta P - \Delta \pi) \quad (4.13)$$

donde:

A se determinó como la pendiente de la recta de J_w del agua destilada contra la diferencia de presión aplicada ΔP .

c_s como la concentración del permeado

B se determinó haciendo una regresión lineal de la ecuación (4.13).

De la expresión anterior se escogió como valor de B, el que obtuviese la mayor correlación posible, dada por R^2 .

Posteriormente se hizo una optimización del valor de B, con base a mínimos cuadrados, entre los valores observados y los calculados para J_v , utilizando la ecuación que se determinó en este apartado.

Velocidad de permeación de solutos (J_s):

A partir de la ecuación dada por Merten, y expresada aquí como:

$$J_s = \frac{RT(c_b - c_s)}{X_{AB} b \phi} + \frac{c_m}{b} J_v \quad (4.14)$$

donde J_s y J_v son las velocidades de permeación total y del soluto,; y c_s es la concentración del permeado.

Si se hace $W = X_{AB} b \phi$ y además la ecuación anterior se parte por $T\Delta c$, se tiene:

$$\frac{J_{so}}{T\Delta c} = \frac{RT\Delta c}{WT\Delta c} + \frac{c_m}{b} J_{vo}$$

$$\frac{J_{so}}{T\Delta c} = L + Z \frac{c_m J_{vo}}{T\Delta c}$$

donde:

$$L = \frac{R}{W}$$

$$Z = \frac{1}{b}$$

Con esta última expresión se hizo una regresión lineal para determinar las constantes L y Z , para estimar la J_{sc} como velocidad de permeación calculada, con la ecuación que resulta ser:

$$J_s = L T (c_b - c_s) + Z C_m J_v \quad (4.15)$$

donde:

T es la temperatura del sistema en °K.

C_b como la concentración en la alimentación, en moles/L

C_s es la concentración del permeado, en moles/L

J_v es la velocidad de permeación total, en $L/m^2 \cdot h$.

Luego se hizo la optimización de los valores de L y Z utilizando mínimos cuadrados entre los valores observados y los calculados.

Retención (R)

Se hizo la correlación de los R observados contra las velocidades de permeación observadas, de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{1-R'} = \beta_1 + \beta_2 * \exp(\beta_3 * J_v) \quad (4.16)$$

De allí se determinó los valores de β_1 , β_2 y β_3 .

Se estableció el grado de ajuste de los datos de R y J_v al modelo, para lo cual R se calculó como:

$$R' = \frac{[(\beta_1 - 1) + \beta_2 * \exp(\beta_3 * J_v)]}{[\beta_1 + \beta_2 * \exp(\beta_3 * J_v)]} \quad (4.17)$$

Velocidad de Permeado del Solute (J_s)

$$J_s = c_{sc} * J_{vc} \quad (4.18)$$

donde

c_{sc} es la concentración del permeado calculada.

J_{vc} es la velocidad de permeación total calculada

Por último la optimización por mínimos cuadrados

4.2.10. Modelización según el principio de la Termodinámica Irreversible.

- Ecuaciones:

Velocidad del permeado total (J_v)

$$J_v = L_{11} * \Delta P + L_{12} * \Delta \pi \quad (4.19)$$

Donde L_{11} se determinó como la pendiente de la recta de J_w del agua destilada contra la diferencia de presión aplicada ΔP .

L_{12} se halló de acuerdo a la correlación de la siguiente ecuación lineal:

$$\frac{J_v}{\Delta \pi} = L_{12} + L_{11} * \frac{\Delta P}{\Delta \pi} \quad (4.20)$$

Pero también se puede determinar a partir del coeficiente de reflexión “ σ ” que se podrá encontrar en este apartado. Este se define como:

$$\sigma = - \frac{L_{12}}{L_{11}}$$

tal que:

$$L_{12} = - \sigma * L_{11}$$

Con L_{11} y L_{12} obtenidos, se calcularon los J_v para los datos de la ecuación, y se compararon con los J_v observados.

Velocidad de permeado del soluto (J_s)

Se halló la observada de acuerdo con la ecuación (4.3).

Con los anteriores J_{s0} y J_{v0} se determinaron “ ω ” y “ σ ”, según la correlación de la siguiente ecuación lineal:

$$\frac{J_s}{\Delta c} = \omega + (1 - \sigma) * J_v * \frac{\bar{c}}{\Delta c} \quad (4.21)$$

Con ω y σ se calcularon los J_s para comparar con los observados.

Retención de solutos (R)

$$R = \left(1 - \frac{c_{sc}}{c_r} \right) * 100 \quad (4.22)$$

donde:

c_r es la concentración del rechazo.

c_{sc} es la concentración del permeado calculada a partir de la expresión (4.18) como:

$$c_{sc} = \frac{J_{sc}}{J_{vc}}$$

En todas las modelizaciones se comparan gráficamente las velocidades de permeación total, velocidades de permeación de solutos y retenciones de solutos, observadas y calculadas, las cuales deben caer sobre la recta de los 45° cuando los valores calculados son iguales a los observados.

4.2.11. Comparación de Resultados en la Aplicación de Modelos de Transporte en Membranas

Para establecer el grado de aproximación de cada uno de los modelos aplicados a las membranas se formuló una función objetivo que cuantifica la precisión en la predicción de las principales variables en el proceso de transporte de agua y solutos. Para el caso, son:

- Velocidad de permeación total “ J_v ”.
- Velocidad de permeación de soluto “ J_s ”
- Retención de soluto “R”

Esta función objetivo permite estimar la calidad de las predicciones de cada una de las variables de los modelos, y de esta manera poder compararlos.

El proceso seguido se explica en los siguientes apartados.

a. Función Objetivo

Es una expresión que establece un valor para esa función de acuerdo al porcentaje de variación de un dato experimental respecto del calculado. La tasa de incremento en la función objetivo será mayor cuando más desfavorable sea la predicción hecha.

Por ejemplo, en la estimación de la velocidad de permeación total es más desfavorable que esta velocidad calculada sea mayor a la observada, ya que nos conduciría a esperar una producción de agua superior a la que realmente se obtendría.

Se formularon tres funciones objetivo: Una para la velocidad de permeación total, otra para la velocidad de permeación del soluto y otra para la retención de soluto. **Figuras 4.3, 4.4 y 4.5.**

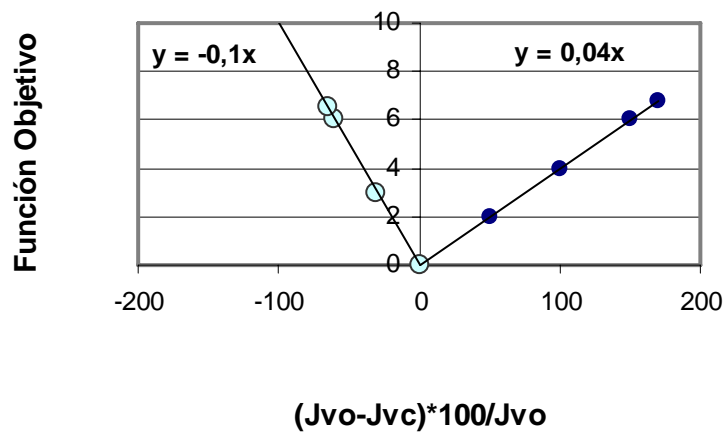


Figura 4.3. Función Objetivo para cuantificar la predicción de la velocidad de permeación total. λ Valor calculado de la predicción menor al real; \circ Valor calculado de la predicción mayor al real.

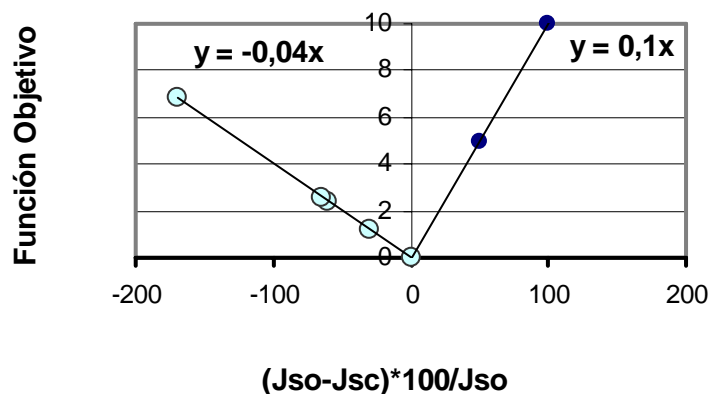


Figura 4.4. Función Objetivo para cuantificar la predicción de la velocidad de permeado del soluto. λ Valor calculado de la predicción menor al real; \circ Valor calculado de la predicción mayor al real

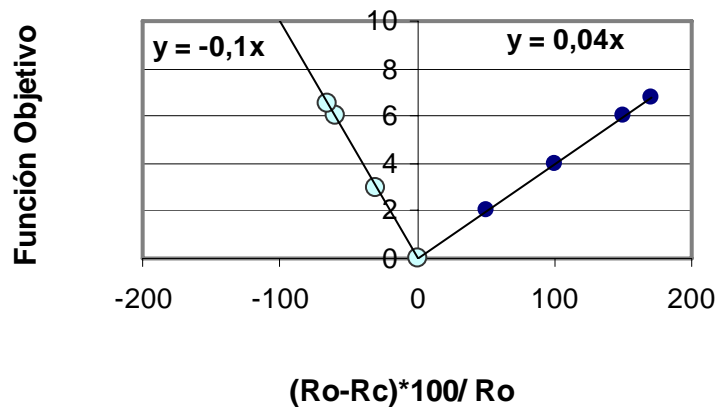


Figura 4.5. Función Objetivo para cuantificar la predicción de la retención de soluto.
 λ Valor calculado de la predicción menor al real; ○ Valor calculado de la predicción mayor al real

b. Aplicación de la Función Objetivo

Con la función objetivo que se basa en $\Delta J_v(\%)$, $\Delta J_s(\%)$ y $\Delta R(\%)$ de acuerdo con las ecuaciones de las Figuras 4.2, 4.3 y 4.4., se hace su aplicación con cada uno de los datos obtenidos.

- **Función Objetivo Total.**

Luego se halló la función objetivo total (**FOT**) de $\Delta J_v(\%)$, $\Delta J_s(\%)$ y $\Delta R(\%)$ para cada modelo y tipo de membrana.

- **Función Objetivo Unitaria.**

En razón de que el número de datos en cada experimento y tipo de membrana resultó diferente, debido al comportamiento de cada membrana, se calculó la función objetivo unitaria, (**FOU**), que es el resultado del cálculo de FOT partido por el número de valores de la FO que entraron en el cálculo de la FOT.

c. Resultados

Los modelos se compararon con base en la función objetivo unitaria, la cual es menor mientras más cercano sea el modelo al comportamiento real, de tal manera que corresponde al modelo que tenga la función objetivo unitaria mínima las mejores predicciones, y en consecuencia es el mejor para una membrana dada.

En la Figuras que se presentan en el capítulo 10, está la comparación de los modelos de solución-difusión, solución-difusión imperfección, poros finos y termodinámica irreversible para las membranas CPA2-2540, ESPA1-2540 y PAC 2540 AP. En principio para cada membrana, y luego en conjunto.

4.2.12. Optimización y Ajuste de las Modelizaciones

Los resultados obtenidos de las modelizaciones mediante correlaciones se optimizan para cada uno de los modelos en estudio.

- **Solución-Difusión**

Se escogió la retención, ecuación (6.16), como expresión a optimizar puesto que ella incluye el coeficiente “B” que es objeto de optimización, y además esta ecuación no se tuvo en cuenta en forma directa en el procesos de modelización. El coeficiente de permeabilidad del agua pura, “A”, es una característica que fue muy claramente definida desde el comienzo de la modelización, y que se mantiene para todos los modelos.

Se realizó una optimización general con mínimos cuadrados, pero aunque permite obtener datos calculados cercanos a los valores experimentales, no es la herramienta que más convenga en este caso, en virtud de que las aproximaciones del modelo a los datos experimentales no tienen igual significado cuando el error es por exceso, que cuando es por defecto, como se explicó en el apartado 4.2.11.

En consecuencia de lo anterior se hace una optimización con la función objetivo unitaria “FOU”, en la cual se tiene especial interés por las predicciones para concentraciones del 0.1 %.

Luego de optimizar los coeficientes de la retención, enseguida se realiza los cálculos de ella, y de las velocidades de permeación total y del soluto, y en todos los casos se valora los indicadores de mínimos cuadrados unitario, (mínimos cuadrados/número de datos), “MCU”, FOU y ΔJ_s .

- **Solución-Difusión-Imperfección**

Igualmente se trabajó con la retención, ecuación (7.3), como expresión a optimizar en sus coeficientes “B” y “C”, siguiendo un procedimiento similar al del modelo anterior.

- **Poros Finos**

Se optimizó el coeficiente “B” de la velocidad de permeación total, ecuación (8.25), pero como en la modelización ya se ha hecho por mínimos cuadrados, entonces ahora se hace con la función objetivo, con especial interés en concentraciones del 0.1 %, lo cual significa procurar las mejores predicciones posibles para ellas, sin distanciarse demasiado en las predicciones con otras concentraciones.

La velocidad de permeación del soluto se optimizará en sus coeficientes “L” y “Z” de ecuación (8.31), llevando a cabo el procedimiento señalado.

Los coeficientes “ β ” de la retención, ecuación (8.33), se optimizan igualmente.

- **Termodinámica irreversible**

Se optimiza los coeficientes “ σ ” y “ ω ” de la ecuación de la velocidad de permeación del soluto, de la manera ya descrita. Pero a la velocidad de permeación total no se le aplica esta optimización, ya que el coeficiente L_{12} depende de “ σ ”.

4.2.13. Diseño de la instalación para acondicionamiento de aguas

a. **Información de partida.** Donde se consideran los diversos datos que se requieren de entrada al cálculo del diseño:

- Calidad del agua de entrada a la instalación, como de la que debe entregar a la caldera donde se transformará en vapor.
- La potencia que se debe generar en la planta de producción de energía eléctrica con base al vapor en caldera.
- Dimensiones y características de los módulos en espiral, que se han de utilizar en cada diseño, tales como la longitud, diámetro, ancho de canal, caudal máximo de alimentación permitido, material de las membranas y retención media de sales.

b. **Esquemas de diseño.** Se estudiaron los posibles esquemas, a partir de sistemas como el de circulación simple, y el de recirculación del rechazo a la alimentación, (en bucle), de acuerdo al sistema elegido se proyectó un número de etapas a estudiar.

c. **Cálculos de diseño.**

- Caudal de alimentación. Se estudió con base a la potencia que ha de tener la planta de energía eléctrica, y las condiciones de entrada y expansión en la turbina del vapor de agua, en cuanto a presión y temperatura. y teniendo en cuenta la eficacia máxima de la turbina, se determinó el cambio de entalpía del vapor de agua en la turbina, para llegar a determinar el caudal de vapor necesaria para alimentar esta turbina.
- Caudal de purga. Se obtuvo de acuerdo al conocimiento del caudal de alimentación, y las concentraciones de carbonato de calcio en la alimentación y en la purga.
- Hidrodinámica. Con base en establecer el caudal inicial que circulará por cada elemento de membrana, y el caudal por tubo, de acuerdo al número de elementos por tubo. También se tuvo en cuenta aquí el área de la sección de cada elemento y el área total de sección por tubo.

Sucesivamente para cada etapa se realizaron las siguientes estimaciones:

Cálculo del número de tubos con base en el caudal de alimentación y el caudal por tubo.

La velocidad con que circulará el agua, en forma tangencial a la membrana se estimó en cada etapa teniendo en cuenta la velocidad inicial calculada para un módulo, resultante de dividir el caudal por módulo entre el área de la sección, aplicando la ley de conservación de la masa.

- Pérdidas de carga en cada etapa. Se refieren fundamentalmente a las pérdidas de superficie, siendo las de accesorios de menor valor, por la cual se desestimaron. Esto último se demostrará en los cálculos de diseño. Las pérdidas de carga se calcularon con base en ecuaciones halladas según las mediciones experimentales y una variante de la expresión de Darcy, como se ilustrará en el Capítulo 11.
- Permeado. En primer lugar se halló el área total de permeado en cada etapa, para luego pasar a aplicar las ecuaciones modelizadas para determinar la velocidad de permeación total y la velocidad de permeación del soluto. Pero para esta aplicación tuvo que calcularse previamente las concentraciones del permeado al comienzo de la etapa y al final de ella, para luego establecer el caudal total de permeado en ella.
- Estos cálculos debieron realizarse en forma circular, ya que implicaban conocer la retención, la cual no se conocía, y por ejemplo, su estimación también necesitaba conocer, la velocidad de permeación, y a su vez esta última pedía saber la retención. Estas concentraciones de permeado se hallaron utilizando la fórmula típica de la retención.
- Rechazo. También las concentraciones del rechazo al comienzo y final de la etapa se calcularon en forma circular, puesto que involucraban la retención, y a su vez las concentraciones de rechazo se requerían para calcular las concentraciones de permeado. Estas concentraciones se determinaron con base en la conservación de la masa.
- Resultados en cada etapa. Al final de cada una de ellas lo importante es haber llegado a la concentración de permeado y caudal de permeado esperados, de acuerdo con el diseño planeado.
- Sucesivamente se continuó con los cálculos en forma cíclica a partir de la mención sobre hidrodinámica expresado en este apartado, verificando la condición de flujo turbulento, que debe haber en todas las etapas, para evitar el ensuciamiento de las membranas.

4.2.14. Evaluación económica de alternativas para acondicionamiento de aguas

Las instalaciones diseñadas con las membranas ensayadas ESPA1, CPA2 y PAC, se evaluaron en sus costes de capital y operación con los que se determinó los criterios de evaluación económica, y el precio del metro cúbico de agua acondicionada para caldera. Igualmente se calculó la amortización de la instalación dentro de una propuesta de financiación.

5.1. COMPORTAMIENTO DE LA VELOCIDAD DE PERMEADO CON LA PRESION

Este análisis busca obtener las mejores condiciones de filtración, con los valores de permeación mayores, para las diversas concentraciones en la alimentación, y los menores valores de presión aplicada, que permitan la utilización de una menor cantidad de energía en la instalación, con cada una de las membranas, y además establecer cual de las membranas ofrece más ventajas al respecto.

La membrana ESPA1 alcanza velocidades de permeación de hasta 350 (L/m².h) a 38 bar de presión y una concentración en la alimentación de 0,1 % NaCl, mientras que para las mismas condiciones la membrana CPA2 llega hasta los 80 L/m².h; y la membrana PAC va hasta los 30 L/m².h, a una presión de 25 bar, y la misma concentración anterior.

Una síntesis de esta caracterización aparece en la **Tabla 5.1**; para concentraciones en la alimentación de 0,1 a 3,0 % NaCl.

Tabla 5.1

Velocidades de permeación máximas y críticas de las membranas en espiral ensayadas

Membrana	P (bar)	J _v máx. ⁺	%J _v máx. ⁺	J _v crítica ⁺	J _w [*] /ΔP	%(J _w /ΔP)
ESPA1	38	350	100,0	100-300	7,71	100,0
CPA2	38	80	22,9	20- 70	2,64	34,2
PAC	25	30	8,6	15- 35	1,40	18,1

+ (L/m².h); *Agua destilada

Comparativamente, con membranas de características similares ensayadas, como son la AFC-99 y RO Pridesa, se alcanzaron velocidades de permeación de 55 y 30 (L/m².h), pero eso sí, se les aplicó una presión de 25 bar, y una concentración en la alimentación de 0,01% NaCl. (García, C.F., Alvarez, J.R, 2001).

De acuerdo con las pendientes de las rectas de las **Figuras 5.1, 5.2 y 5.3**, corresponde la mayor permeabilidad a la membrana ESPA1, lo cual indica que es la de mayor productividad, excepto otros requisitos del permeado. Columnas 6 y 7, Tabla 5.1.

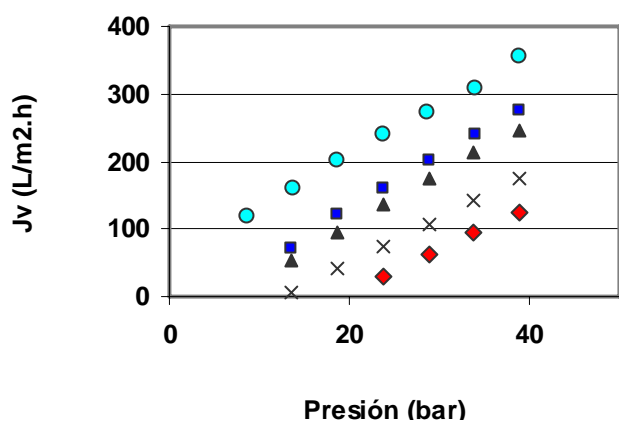


Figura 5.1. Variación de la velocidad de permeación con la presión. Membrana ESPA1. Concentraciones de NaCl: λ 0.1. %; ν 0.5 %; σ 1.0 %; \times 2.0 %; \blacklozenge 3.0%.

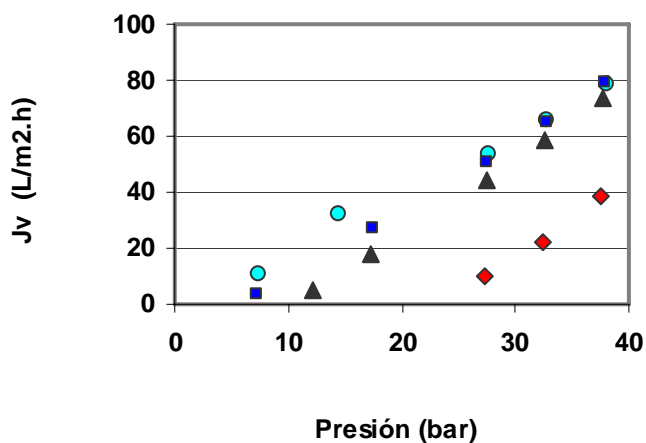


Figura 5.2. Variación de la velocidad de permeación con la presión. Membrana CPA2. Concentraciones de NaCl: λ 0.1. %; ν 0.5 %; σ 1.0 %; \blacklozenge 3.0%.

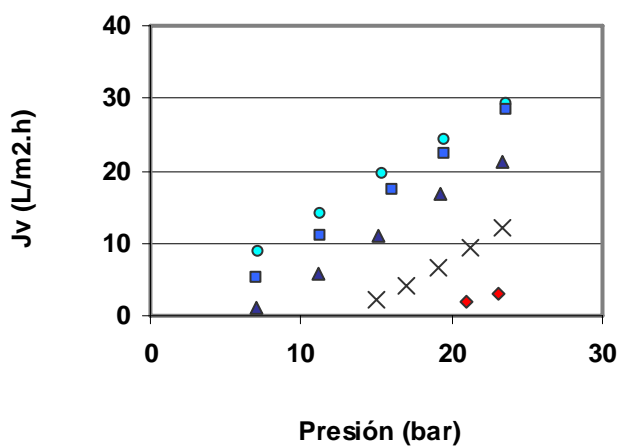


Figura 5.3. Variación de la velocidad de permeación con la presión. Membrana PAC. Concentraciones de NaCl: λ 0.1. %; ν 0.5 %; σ 1.0 %; \times 2.0 %; \blacklozenge 3.0%.

5.2. COMPORTAMIENTO DE LA VELOCIDAD DE PERMEADO CON LA TEMPERATURA DEL EQUIPO, A PRESION CONSTANTE

En general las variaciones de la velocidad de permeación muestran una misma tendencia de ir en aumento a medida que se eleva la temperatura, sin variar la presión aplicada. Las presiones en los ensayos estuvieron entre 10 y 40 bar.

El hecho anterior se puede atribuir a la disminución de la viscosidad del agua, y de la misma resistencia de la membrana a permear.

El paralelismo de las rectas que representan el incremento de la velocidad de permeación con la temperatura, para una presión dada, **Figuras 5.4 a 5.6**, se va modificando con la presión como se verá en este apartado, y a las más altas presiones aplicadas se cambió sensiblemente, debido al hecho de que para esas condiciones hay mayor inestabilidad del flujo y mayor disipación de energía con un significativo aumento de la temperatura del agua y del equipo

El comportamiento contrario al anterior ocurre a bajas presiones aplicadas, y en este caso se presenta una velocidad de permeación más estable, con poca disipación de energía, y poca variación de la temperatura del equipo.

De acuerdo a la determinación de las ecuaciones de las rectas de las Figuras 5.4 a 5.6, se observó que las pendientes de estas rectas no son exactamente paralelas, sino que su pendiente va en incremento en una o dos unidades entre rectas consecutivas, que representan comportamientos a presiones que difieren entre sí 5 bar, resultado que confirma lo dicho anteriormente.

Según las ecuaciones de cada una de las rectas, se calculó las velocidades de permeación a una temperatura de 15 °C.

Estos resultados se compararon con los que se obtuvieron con tablas suministradas por fabricantes de membranas², y se encontró que los resultados de las velocidades eran muy similares, con lo cual, empleando los factores de corrección escogidos se ajustó una ecuación polinómica para utilizar en el cálculo del factor de corrección a fin de obtener la velocidad de permeación a 15 °C.

La ecuación es la siguiente:

$$FCORR = 3E - 4 * T^2 - 0,0355 * T + 1.4871 \quad (5.1)$$

donde:

T es la temperatura del equipo en el momento de medir la velocidad de permeación, en °C.

Grado de ajuste: $R^2=0,9961$.

² PC.I. Membranes.

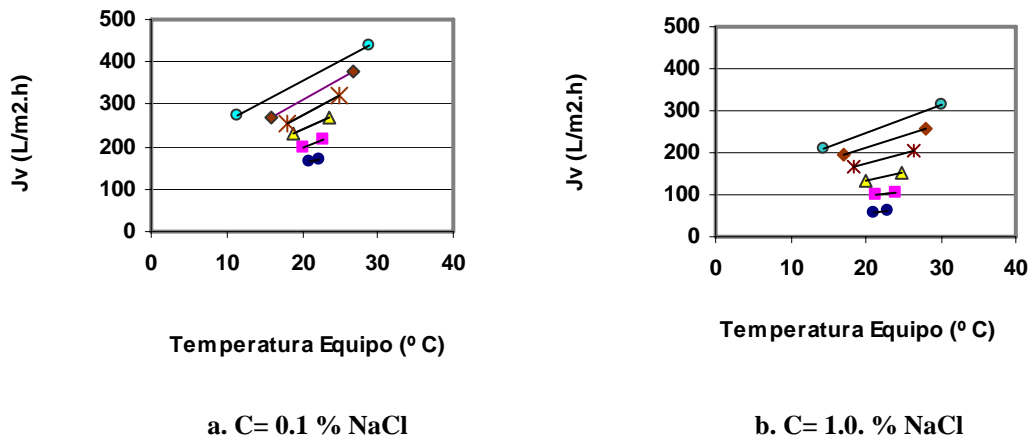


Figura 5.4. Variación de la velocidad de permeación con la temperatura. Membrana ESPA1. λ P= 15 bar; ∇ P= 20 bar; σ P= 25 bar; \times P= 30 bar; \blacklozenge P= 35 bar; λ P= 40 bar

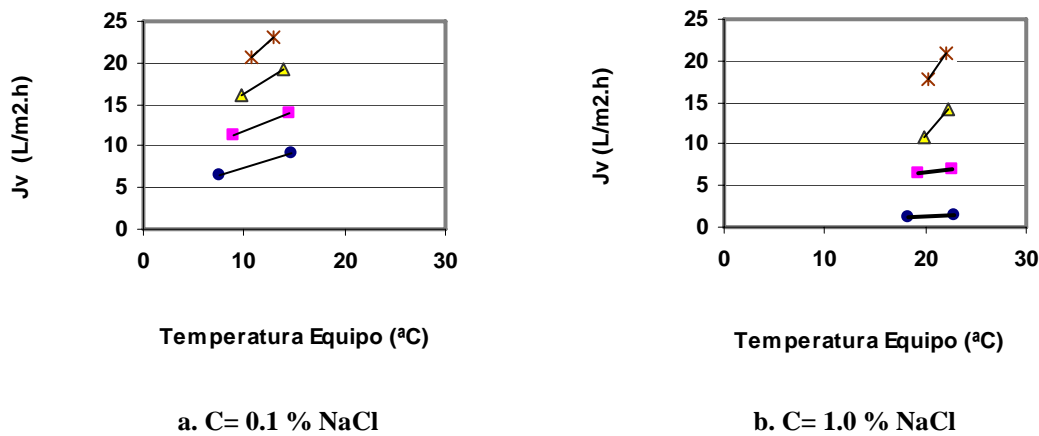


Figura 5.5. Variación de la velocidad de permeación con la temperatura. Membrana PAC. λ P= 14 bar; ∇ P= 18 bar; σ P= 22 bar; \times P= 26 bar.

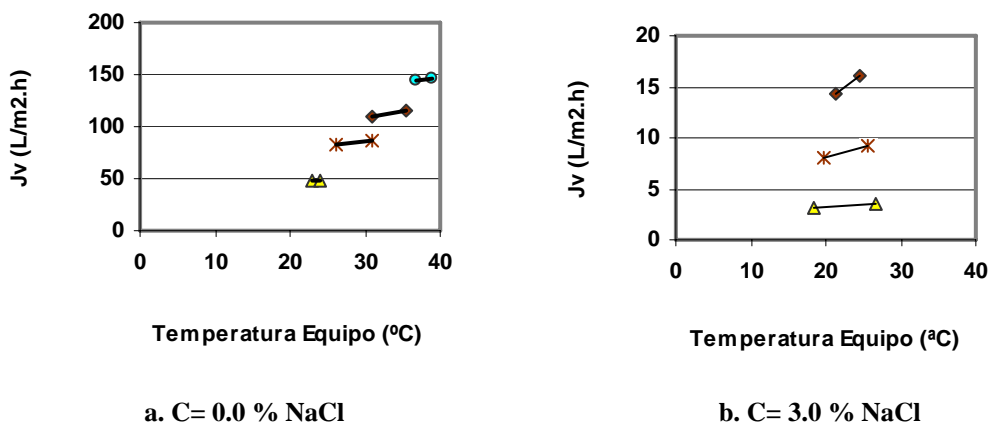


Figura 5.6. Variación de la velocidad de permeación con la temperatura. Membrana CPA2. λ P= 10 bar; σ P= 25 bar; \times P= 30 bar; \blacklozenge P=35 bar; λ P=40 bar.

De la comparación de los comportamientos de las velocidades de permeación, para una presión aplicada de 25 bar y una concentración de 0.1% NaCl, se pudo estimar que la membrana CPA2 experimenta una variación de 0.6 (L/m².h.°C), mientras la PAC lo hace a 1 (L/m².h.°C), y la ESPA1 con 9 (L/m².h.°C)

Otro aspecto de interés es el efecto de la concentración sobre la relación entre “velocidad de permeación y temperatura del equipo”, (J_v -T.E.).

La información obtenida denota que la tasa de aumento de la velocidad de permeación con la temperatura del equipo se va reduciendo con el incremento de la concentración de la alimentación, lo que significa que a mayor concentración en la alimentación hay mas estabilidad del flujo.

De la relación “velocidad de permeación temperatura del equipo” se puede explicar que a mayor concentración debido a la mayor presencia de solutos es más difícil aumentar la velocidad de permeación, con un incremento de la temperatura del equipo, puesto que se requiere más energía calórica para inducir ese cambio. **Figuras 5.4, 5.5 y 5.6.**

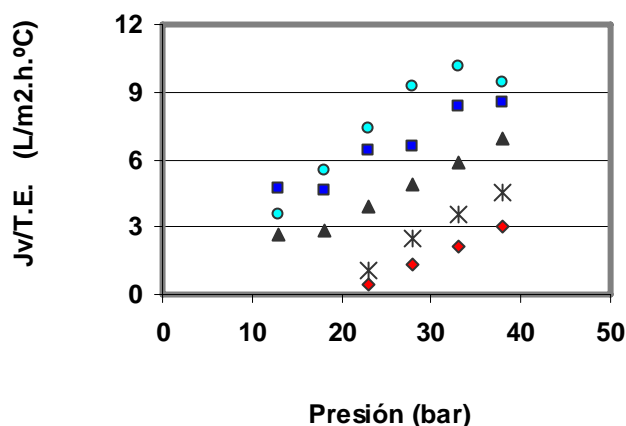


Figura 5.7. Variación de la pendiente de “velocidad de permeación /temperatura del equipo con la presión”, membrana ESPA1. Concentraciones de NaCl: ○ 0.1. %; ◻ 0.5 %; ◄ 1.0 %; ✖ 2.0%; ◈ 3.0%.

Según la **Figura 5.7**, se puede ver que a concentraciones de 0.1 y 0.5 %, existe una presión máxima, por encima de la cual no es posible que se incremente la relación entre la velocidad de permeación y la temperatura del equipo.

Este es un límite debido a que ya por reducción de la viscosidad del agua, y reducción de la resistencia de la membrana a permear no se obtiene una respuesta de aumento de la relación de la velocidad de permeación por incremento de la presión, alcanzando así lo máximo que permite la membrana para esas condiciones.

5.3. COMPORTAMIENTO DE LA CONDUCTIVIDAD MEDIA DEL PERMEADO CON LA PRESION

En general la conductividad de los permeados se fue reduciendo a medida que se aumenta la presión transmembrana, hasta 40 bar, y en adelante ya no se obtiene más disminución de ella.

La comparación de las conductividades de las membranas muestra que se dan los menores valores con la ESPA1, luego la CPA2, y finalmente la PAC. **Figuras 5.8. a 5.10.**

A medida que la concentración de la alimentación es menor, las conductividades del permeado que se obtienen son consecuentemente más bajas, pero habrá que analizar más adelante que sucede con la retención.

La conductividad es una característica muy importante a medir en el permeado, ya que sirve de base para establecer su concentración, y por consiguiente la retención de cada una de las membranas.

Tabla 5.2.

Conductividades de alimentación y permeados y % de reducción ($C_f = 0.1\%$ NaCl)

Membrana	P óptima (bar)	C_d ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	C_p ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	ΔC_p (%)
ESPA1	35	1959	10	99,49
CPA2	40	1959	40	97,96
PAC	25	1959	12	99,38

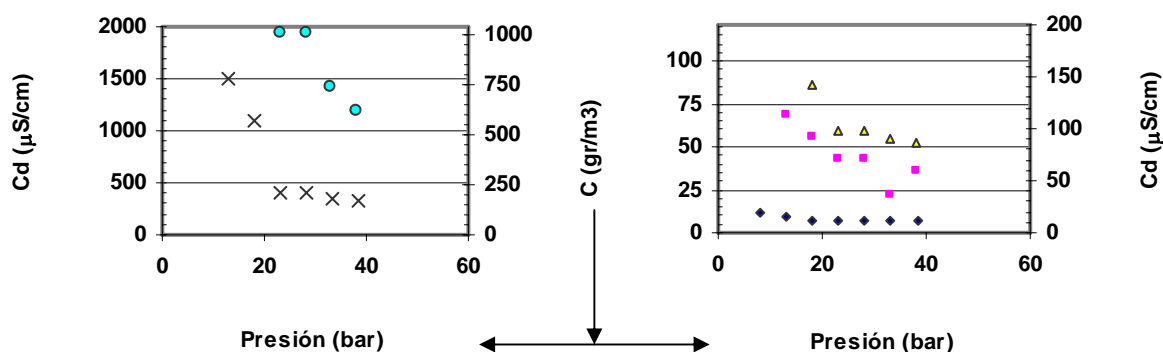


Figura 5.8. Variación de la conductividad y concentración del permeado con la presión. Membrana ESPA1. \blacklozenge $C=0.1\%$ NaCl; \blacktriangledown $C=0.5\%$ NaCl; \blacktriangle $C=1.0\%$ NaCl; \times $C=2.0\%$ NaCl; \circ $C=3.0\%$ NaCl.

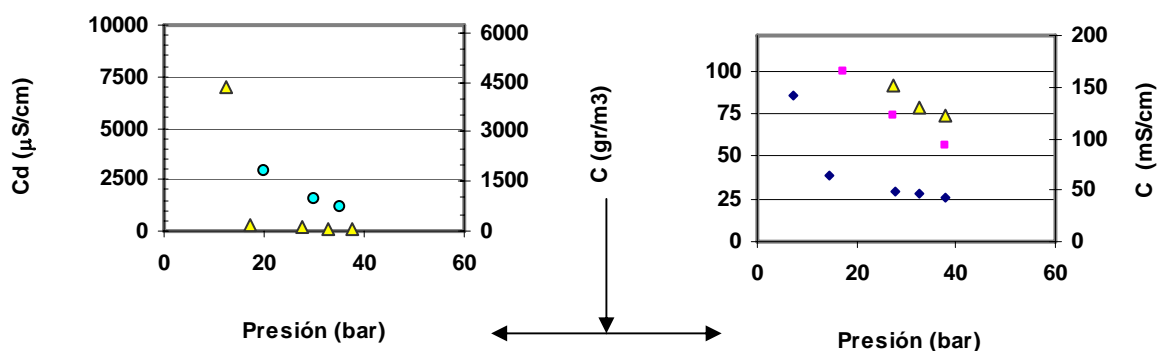


Figura 5.9. Variación de la conductividad y concentración del permeado con la presión. Membrana CPA2. \blacklozenge $C=0.1$ % NaCl; \blacktriangledown $C=0.5$ % NaCl; \blacktriangle $C=1.0$ % NaCl; λ $C=3.0$ % NaCl.

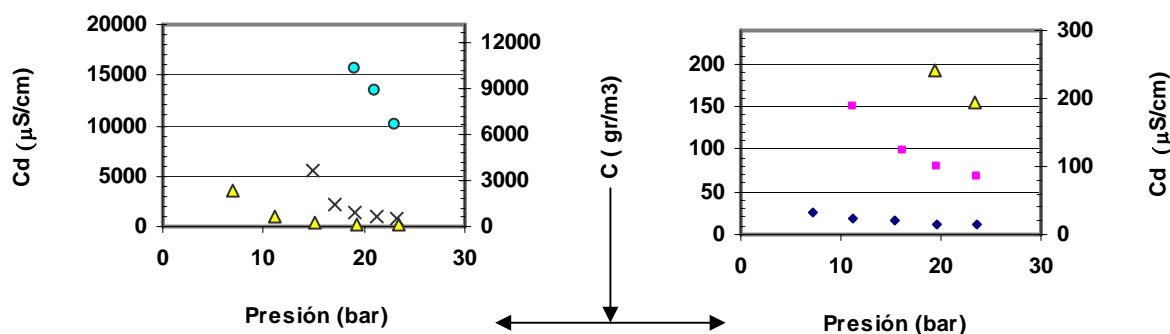


Figura 5.10. Variación de la conductividad con la presión. Membrana PAC. \blacklozenge $C=0.1$ % NaCl; \blacktriangledown $C=0.5$ % NaCl; \blacktriangle $C=1.0$ % NaCl; \times $C=2.0$ % NaCl; λ $C=3.0$ % NaCl.

5.4. COMPORTAMIENTO DE LA CONCENTRACION DEL PERMEADO CON LA PRESION

Se estudió la relación que hay entre la concentración de cloruro sódico y la conductividad, y con esta información hallar curvas de calibración específicas para los rangos de conductividad que se ajustan mejor en su relación con la concentración. **Figuras 5.11, 5.12 y 5.13.**

Atendiendo las curvas citadas, se hizo la equivalencia de escalas, para representar en forma conjunta las relaciones conductividad-presión y concentración de cloruro sódico-presión, con lo cual el comportamiento de la concentración de cloruro sódico se asimila al comportamiento de la conductividad, y los comentarios hechos en el apartado anterior, tiene vigencia en éste, pero eso sí, el cambio de escala no es lineal, y en este sentido es una aproximación, pero que es válida, ya que no se altera las tendencias que describen esas curvas.

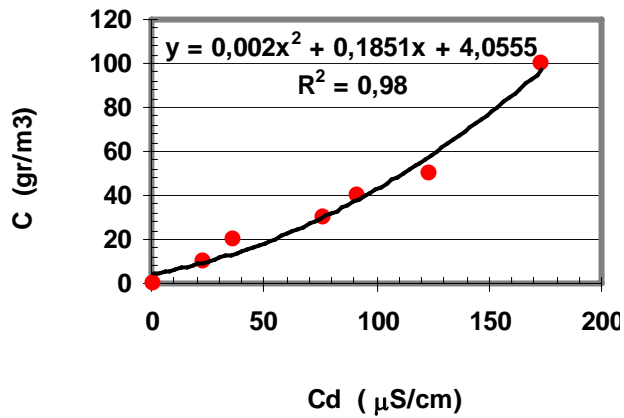


Figura 5.11. Curva de calibración de la concentración de NaCl, relacionada con la conductividad, en el intervalo de 0 a 0.02 % de concentración de NaCl.

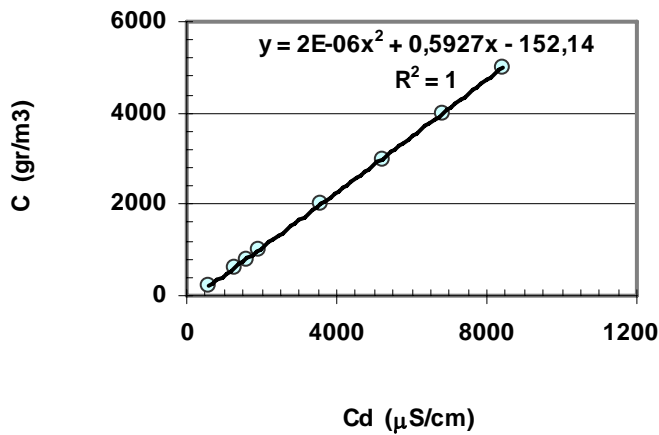


Figura 5.12. Curva de calibración de la concentración de NaCl, relacionada con la conductividad, en el intervalo de 0.02 a 0.5 % de concentración de NaCl.

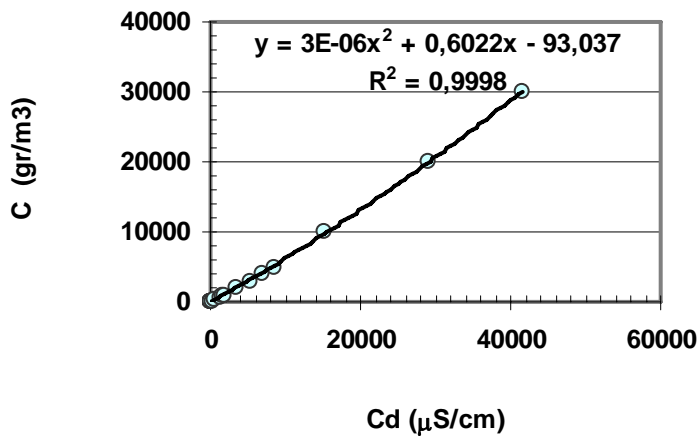


Figura 5.13. Curva de calibración de la concentración de NaCl, relacionada con la conductividad, en el intervalo de 0.5 a 3.0 % de concentración de NaCl.

Las concentraciones de carbonato de calcio que se presentan en los permeados de las membranas en estudio son menores a las de cloruro sódico, en virtud de que en este último soluto los iones en la solución son de menor peso molecular y tamaño, que los del carbonato de calcio, los cuales tiene menor facilidad de permear, y por consiguiente se encuentran en menor proporción en el permeado, en comparación a los del cloruro sódico.

Se estudió la curva de calibración de la conductividad en relación con la concentración de calcio, con base en ensayos de los permeados obtenidos en pruebas con la membrana polimérica en espiral AFC-30, de nanofiltración, en el rango de conductividades de 30 a 130 $\mu\text{S/cm}$. (García, C.F., Alvarez, J.R., 2001). **Figura 5.15.**

De acuerdo con la curva de calibración de la concentración de calcio y la conductividad, Figura 5.14, en comparación con la de cloruro sódico y conductividad, Figura 5.11, se calculó que para un mismo valor de conductividad la concentración de calcio es menor a la de cloruro sódico, y la proporción en que se dan estas concentraciones, según las curvas de calibración, es de 21.6% en promedio, para el rango de conductividades de las curvas.

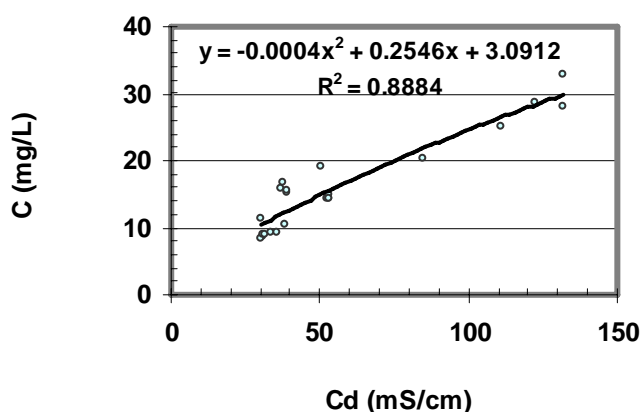


Figura 5.14. Curva de calibración de la concentración de calcio, relacionada con la conductividad, en el intervalo de 30 a 130 $\mu\text{S/cm}$.

5.5. COMPORTAMIENTO DE LA RETENCION CON LA PRESION

Las retenciones alcanzadas con la membrana ESPA1 tuvieron un máximo de 99.8 %, a 35 bar de presión, y una concentración en la alimentación del 0,1% NaCl; pero en general para concentraciones del 0,1 al 3,0% llegaron hasta el 99,3%. **Figura 5.15.**

Con la membrana PAC, para las mismas concentraciones, la retención fue hasta del 99,5%, a 25 bar de presión y una concentración del 0,1%, pero con una concentración del 2,0% sólo alcanzó el 98,2%, y la misma presión aplicada. **Figura 5.16.**

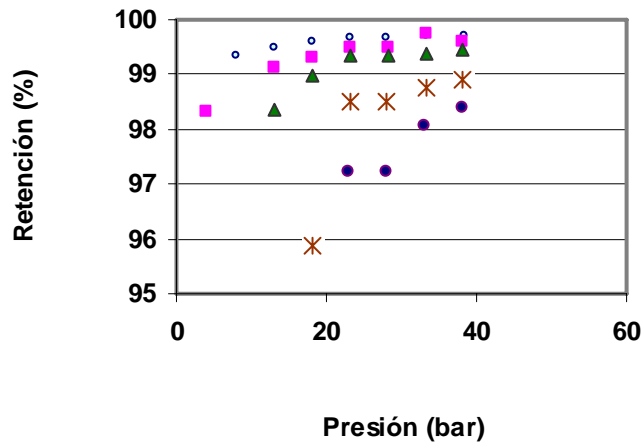


Figura 5.15. Variación de la retención con la presión. Membrana ESPA1. \circ C=0.1 % NaCl; \blacktriangledown C= 0.5 % NaCl; \square C=1.0 % NaCl; \times C= 2.0 % NaCl; \bullet C= 3.0 % NaCl.

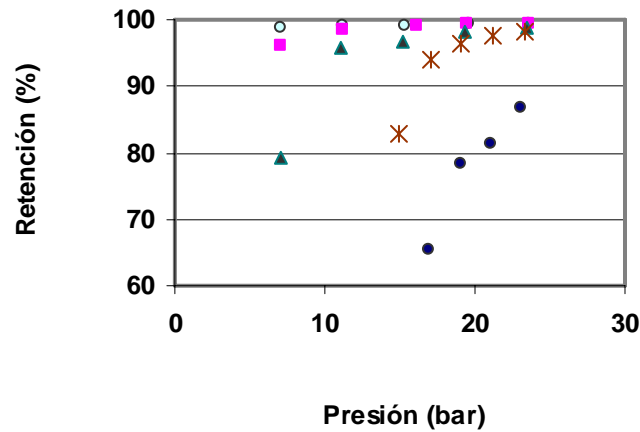


Figura 5.16. Variación de la retención NaCl con la presión. Membrana PAC. \circ C=0.1 % NaCl; \blacktriangledown C= 0.5 % NaCl; \square C=1.0 % NaCl; \times C= 2.0 % NaCl. \bullet C= 3.0 % NaCl.

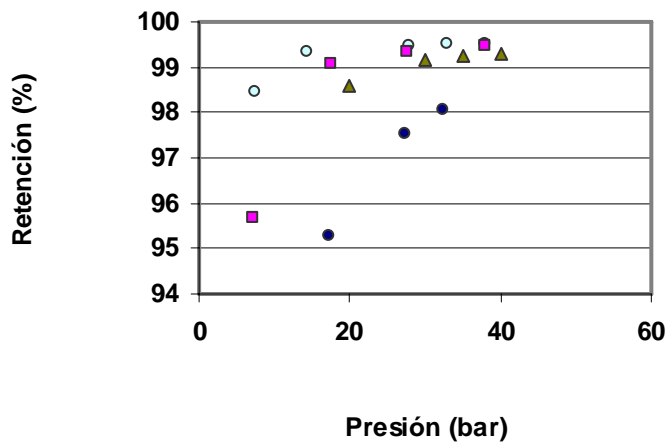


Figura 5.17. Variación de la retención NaCl con la presión. Membrana CPA2. \circ C=0.1 % NaCl; \blacktriangledown C= 0.5 % NaCl; \square C=1.0 % NaCl; \bullet C= 3.0 % NaCl

La membrana CPA2 obtuvo una retención del 99,7% a 40 bar, y una concentración del 0,1%, pero a la misma presión, y una concentración del 3,0% llegó hasta 99,2% de retención. **Figura 5.17.**

En general las tres membranas anteriores alcanzan retenciones por lo menos del 99,3% a una concentración de 0,1% NaCl, y lo máximo se logra con la membrana ESPA1, con el 99,8%.

Según información de fabricantes de membranas en espiral, (Hydranautics, 2001), los resultados obtenidos están aproximando al nivel de las membranas de alta retención, con las referencias CPA-ULTRAPURA con el 99,6% de retención de sales, CPA4 con 99,7% y SWC3 que tiene 99,6%, para desalinización.

5.6. ESTUDIO DE LAS PRUEBAS DE CONCENTRACION

La membrana CPA2 es la que más rápidamente incrementa la concentración del permeado, cuando se va concentrando el flujo de alimentación, y lo hace a razón de 37 mg/L por cada unidad en que se incrementa el factor de concentración. Esto en comparación con las otras membranas, que lo hacen a una tasa menor. **Tabla 5.3.**

Tabla 5.3.

Variaciones de la concentración del permeado, velocidad de permeación y retención, en ensayos de concentración

Membrana	$\Delta C_s / \Delta f.c.$ (mg/L.fc)	$\Delta J_v / \Delta f.c.$ (L/m ² .h.fc)	ΔR (%)
CPA2	37	2	+ - 0,2
PAC	18	1	+ - 0,2
ESPA1	14	6	+ - 0,2

De acuerdo a la comparación del comportamiento de las membranas según factores de concentración de 1 a 6, una presión aplicada de 30 bar y una concentración de cloruro sódico de 0,1%, la mayor variación en la velocidad de permeación fue dada por la membrana ESPA1 con -25%, y un incremento en la concentración del permeado del 200%, cuando el factor de concentración es de 6; sin embargo la retención osciló en +- 0,2%.

Tabla 5.4.

Variaciones porcentuales de la concentración del permeado, velocidad de permeación y retención, en ensayos de concentración

Membrana	ΔC_s (%)	ΔJ_v (%)	ΔR (%)
ESPA1	+200,0	-25,0	+ - 0,2
CPA2	+462,5	+3,6	+ - 0,2
PAC	+257,1	0,0	+ - 0,2

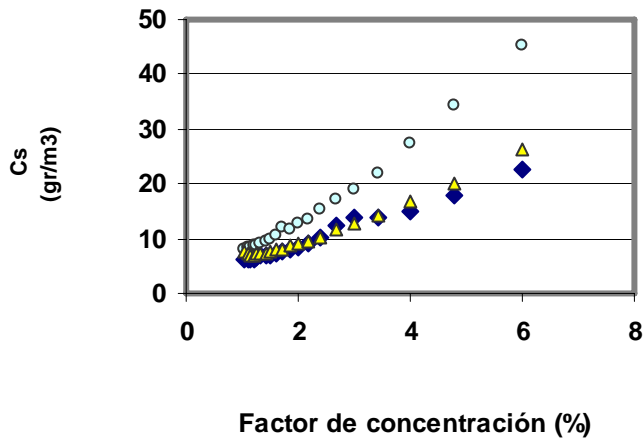


Figura 5.18. Variación de la concentración del permeado con el factor de concentración. \blacktriangle Membrana CPA2. \blacklozenge Membrana ESPA1; \circ Membrana PAC.

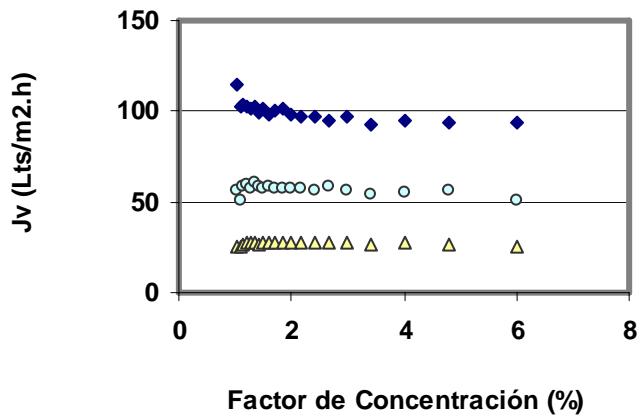


Figura 5.19. Variación de la velocidad de permeación con el factor de concentración. \blacklozenge Membrana ESPA1; \blacktriangle Membrana CPA2; \circ Membrana PAC.

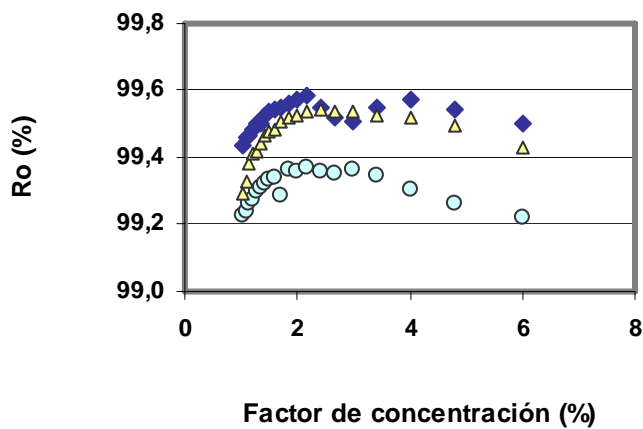


Figura 5.20. Variación de la retención con el factor de concentración. \blacklozenge Membrana ESPA1; \blacktriangle Membrana CPA2; \circ Membrana. PAC.

La membrana ESPA1 fue la de mayor productividad en estas pruebas, llegando hasta 100 (L/m²h), mientras que la CPA2 y la PAC sólo alcanzaron 55 y 25 (L/m².h). **Tabla 5.4.**

En cuanto a la estabilidad del flujo, el mejor comportamiento es el de la membrana PAC, pero su velocidad de permeación es de sólo 25 (L/m².h).

Los cambios en la retención de las membranas fue del 0,2%, en ambos sentidos, y con mayores retenciones para la membrana ESPA1, que llegó hasta el 99,6%.

Comparativamente, en otras pruebas, pero con una solución de alimentación de una primera permeación hecha con las membranas de ósmosis inversa, en espiral, AFC-99 y otra RO Pridesa, ambas con una concentración del 0,004% NaCl, se hizo las pruebas de concentración con los permeados previos respectivos, y se obtuvo como resultado un incremento en la concentración de permeado, del 108%, de la membrana AFC-99, y del 16% en la membrana Pridesa, a un factor de concentración de 10. (García, C.F, Alvarez, J.R, 2001).

De acuerdo a lo anterior, los resultados citados en el último párrafo se pueden explicar entre otras razones, por la baja concentración que había en la alimentación. En general el aumento en la concentración de la alimentación conlleva un incremento aún mayor en la concentración del permeado, y una disminución de la velocidad de permeación.

5.7. COMPORTAMIENTO DE LA PERDIDA DE CARGA CON EL CAUDAL

Las pérdidas de carga que representan las **Figuras 5.21 a 5.23**, corresponden a las pérdidas totales de la instalación de ensayo de membranas, Allí están incluidas las pérdidas en la membrana espiral, como pérdidas de superficie y las pérdidas por accesorios, como son las debidas a la contracción y expansión del flujo a la entrada y salida de la membrana.

Evaluando comparativamente las pérdidas de carga, se puede apreciar, por ejemplo, para un caudal de 1 m³/h, que estas son de 1.2 bar para la ESPA1, de 1.1, bar para la CPA2, y 0.8 bar para la PAC, y en general se conserva este orden de magnitud.

En general, las menores pérdidas de carga son las de la PAC, y las de CPA2 son 37.5% mayores, y las de ESPA1 50% más elevadas, respecto de las primeras, y todas con una tendencia polinómica, con el aumento del caudal de alimentación.

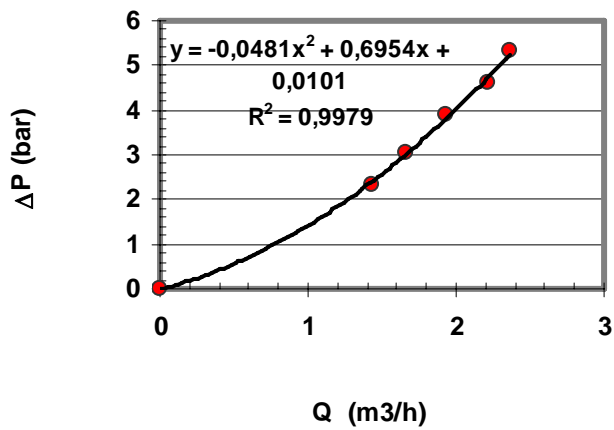


Figura 5.21. Variación de las pérdidas de carga con el caudal. Membrana ESPA1.

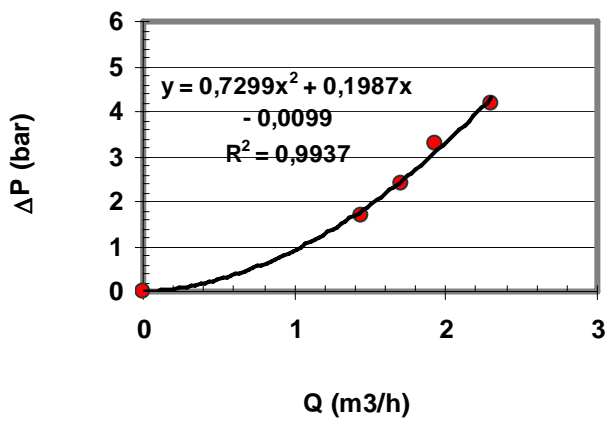


Figura 5.22. Variación de las pérdidas de carga con el caudal. Membrana PAC.

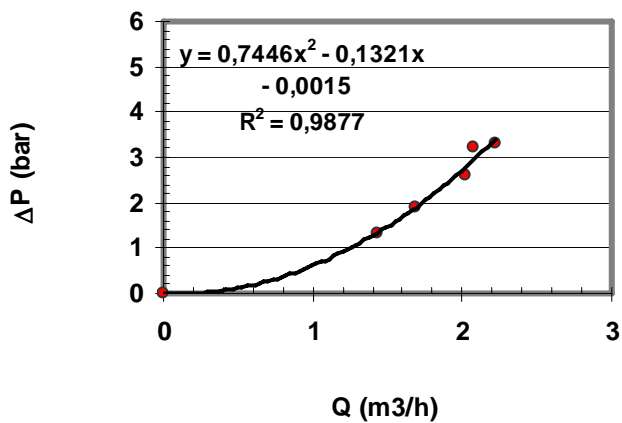


Figura 5.23. Variación de las pérdidas de carga con el caudal. Membrana CPA2.

5.8. CONCLUSIONES

- Entre las membranas ensayadas ofrece mayores velocidades de permeación la ESPA1, alcanzando hasta 350 (L/m².h), a 40 bar, y una concentración de alimentación de 0,1 % NaCl, y en las mismas condiciones las CPA2 llega a 80 (L/m².h), y la PAC hasta 55 (L/m².h).
- El efecto del incremento de la temperatura del equipo sobre el comportamiento de las velocidades de permeación fue más notorio a mayores presiones aplicadas, a 40 bar y la menor concentración, de 0,1% NaCl.
- Desde el punto de vista de la estabilidad de la velocidad de permeación frente a los cambios de temperatura del equipo, la membrana más estable fue la CPA2, con 0,6 (L/m².h.°C), seguida por la PAC con 1 (L/m².h.°C) a 25 bar y 0,1% NaCl.
- La variación de la velocidad de permeación con la temperatura del equipo se va reduciendo a medida que la concentración de alimentación es mayor, y por ejemplo, para la ESPA1, a 25 bar, la variación de la pendiente de la relación en mención es de 9 (L/m².h.°C), cuando la concentración de alimentación es de 0,1% NaCl, y luego se va reduciendo hasta 1(L/m².h.°C) cuando la concentración es de 3,0% NaCl.
- Para una concentración de alimentación de 0,1% NaCl, la membrana que más redujo la conductividad del permeado fue la ESPA1, con el 99,49% a 35 bar, y luego la PAC con el 99,38%, a 25 bar.
- Existe una relación de tipo polinómico entre la conductividad y la concentración de cloruro sódico, la cual se delimitó en 3 rangos, que de acuerdo a la conductividad como dato conocido, van de 0 a 400, de 400 a 8000, y de 8000 a 40000 μS/cm. El comportamiento de la concentración sigue estas correlaciones, siendo una descripción válida, especialmente respecto a las retenciones de las membranas.
- Las máximas retenciones se obtuvieron con la membrana ESPA1, con un valor máximo de 99,8 % a 35 bar, y 0,1% NaCl, pero en general todas las membranas llegaron hasta el 99,3%.
- La membrana CPA2 es la que más rápidamente incrementa la concentración del permeado, cuando se va concentrando el flujo de alimentación, y lo hace a razón de 37 mg/L por cada unidad del factor de concentración, a 30 bar y 0,1% NaCl. Las otras membranas lo hacen a una tasa menor.
- La membrana más estable en las pruebas de concentración es la PAC, pero su velocidad de permeación es sólo de 25 (L/m².h), a 25 bar.
- Las menores pérdidas de carga son las de la PAC; las de CPA2 son 37.5% mayores, y las de ESPA1 50% más elevadas, respecto de las primeras, y todas con una tendencia polinómica de segundo orden, con el aumento del caudal de alimentación.

6.1. FUNDAMENTOS PARA MODELIZACION SEGÚN EL PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION

La descripción más general aplicable al transporte a través de membranas está de acuerdo con la termodinámica irreversible. El flujo del componente i de las soluciones externas se puede expresar como:

$$J_i = L_{ii}X_i + \sum L_{ij}X_{ij} \quad (6.1.)$$

Donde L_{ii} y L_{ij} son los coeficientes fenomenológicos cuya magnitud determina la relación entre los flujos de varios componentes y las fuerzas X que experimentan esos componentes.

Para el uso de las velocidades de filtración, J , de un componente individual, como es el caso, la relación apropiada bajo condiciones isotermas para X_i es:

$$X_i = \text{grad } \mu_i + Y_i \quad (6.2.)$$

Donde μ_i es el potencial químico de las especies i , y Y_i es la fuerza externa, compuesta de fuerzas eléctricas y mecánicas en particular, que actúan sobre la componente i .

Si no actúan fuerzas externas sobre la componente i , y si no hay acoplamiento de flujos (si todos los $L_{ij} = 0$), entonces la ecuación (6.2) se reduce a una simple ecuación de difusión:

$$J_i = L_{ii} \text{grad } \mu_i \quad (6.3.)$$

Sin embargo se encuentran con frecuencia casos de procesos de membranas donde Y o L_{ij} no son cero.

En procedimientos de ósmosis isoterma y ósmosis inversa, las fuerzas aplicadas que usualmente producen flujo son las de los gradientes de concentración y de presión. Ambas van en el potencial químico como parte de X_i , cuando este se expresa como:

$$\text{grad } \mu_i = \left(\frac{\partial \mu_i}{\partial c_i} \right)_{P,T} \text{grad } c_i + v_i \text{grad } p \quad (6.4.)$$

donde:

c_i = concentración i

v_i = volumen parcial molar del componente i

La integración de la ecuación (6.5.), utiliza el subíndice 1 para el solvente (agua) y 2 para el soluto, en un sistema de dos componentes:

$$\Delta \mu_1 = \int \left(\frac{\partial \mu_1}{\partial c_1} \right)_{P,T} dc_1 + \int v_1 dp = \int \left(\frac{\partial \mu_1}{\partial c_2} \right)_{P,T} dc_2 + \int v_1 dp \quad (6.5.)$$

La diferencia de presión osmótica $\Delta\pi$ entre dos soluciones de diferente concentración, es la diferencia de presión cuando $\Delta\mu_1 = 0$. Con v_1 constante:

$$v_1 \Delta\pi = - \int \left(\frac{\partial \mu_1}{\partial c_2} \right)_{P,T} dc_2 \quad (6.6.)$$

y

$$\Delta\mu_1 = v_1 (\Delta P - \Delta\pi) \quad (6.7.)$$

En las membranas bajo el modelo de solución-difusión el movimiento de cada una de las especies puede ser descrito como de la solución de esas especies en la sustancia de la membrana y difusión a través del material de la membrana. La definición se restringirá a los casos en los cuales no hay acoplamiento de los flujos difusivos de los componentes de la solución dentro de la membrana.

6.2. PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION

El modelo de solución-difusión fue originalmente desarrollado por Lonsdale, Merten y Riley (1965). Según el principio de solución-difusión se entiende que tanto el soluto como el solvente se disuelven en las capas de una superficie homogénea no porosa de la membrana y entonces cada uno difunde a su través de una manera desacoplada debido a su propio gradiente de potencial químico, este gradiente es el resultado de las diferencias de concentración y de presión a través de la membrana.

Las diferencias en las solubilidades (coeficientes de partición) y difusividades del soluto y del solvente en la fase de la membrana son importantes en este modelo, puesto que estas influyen fuertemente las velocidades de permeación a través de la membrana.

La ecuación (6.3) relaciona la velocidad de permeación al gradiente de potencial químico a través del coeficiente fenomenológico L_{ii} , pero en el siguiente desarrollo es más útil reemplazar L_{ii} por términos que tienen un significado físico más concreto:

$$J_1 = c_1 m_{1m} \frac{d\mu_1}{dy} = c_1 m_{1m} \frac{\Delta\mu_1}{l} \quad (6.8.)$$

donde:

c_{1m} = concentración del agua dentro del material de la membrana

m_{1m} = movilidad del agua dentro del material de la membrana

l = espesor de la membrana

Se asume que tanto c_{1m} como m_{1m} son constantes dentro de un pequeño rango μ_1 de interés. Se define aquí la movilidad como la velocidad por unidad de fuerza de una mol

de partículas, y no por partícula. Numéricamente esto es la movilidad de una partícula partida por el número de Avogadro.

De acuerdo a este modelo, basado en la difusión pura, la velocidad de permeación del agua (solvente) a través de la membrana se definirá según las ecuaciones (6.7.) y (6.8.):

$$J_1 = c_{1m} m_{1m} v_1 \frac{\Delta p - \Delta \pi}{l} \quad (6.9.)$$

Si se considera que la solución del material de la membrana y el agua cumple las leyes de la solución-difusión, y si $(\partial \mu_1 / \partial c_{1m})_{p,t} = RT / c_{1m}$, entonces la movilidad debe ser identificada con el coeficiente de difusión para agua en el material de la membrana según la ley de Fick:

$$m_{1m} = \frac{D_{1m}}{RT} \quad (6.10.)$$

y

$$P_w = c_{1m} \left(\frac{D_{1m}}{RT} \right) v_1 \quad (6.11.)$$

(P_w / l) se suele llamar con frecuencia (A), y es la constante de permeabilidad del agua pura, con lo cual finalmente la velocidad de permeación del agua (J_v), llamada antes J_1 , queda:

$$J_v = A (\Delta p - \Delta \pi) \quad (6.12.)$$

La difusión de soluto a través de la membrana puede ser similarmente descrito por:

$$J_2 = m_{2m} c_{2m} \left(\frac{\partial \mu_2}{\partial c_{2m}} \right)_{p,T} \frac{dc_{2m}}{dy} + v_2 \frac{dp}{dy} \quad (6.13.)$$

donde

c_{2m} = concentración del soluto dentro de la membrana

m_{2m} = movilidad del soluto dentro de la membrana

v_2 = volumen parcial molar

Los valores anteriores se asumen constantes. Si las diferencias de concentración a través de la membrana no son muy grandes, (Merten, 1966), el término del gradiente de presión no es importante en la solución-difusión. Para una distribución constante del coeficiente K_2 del soluto y la ley de difusión de Fick, la ecuación (6.13.) se puede expresar como:

$$J_2 = D_{2m} \frac{\Delta c_{2m}}{l} = D_{2m} K_2 \frac{\Delta C_2}{l} \quad (6.14.)$$

donde:

D_{2m} = coeficiente de difusión del soluto en el material de la membrana

K_2 = coeficiente de distribución del soluto

Finalmente, identificando como J_s a la velocidad de permeación del soluto, identificado antes como J_2 :

$$J_s = B(c' - c'') \quad (6.15.)$$

donde:

$P_s / l = (D_{2m} K_2) / l$, es llamado B, parámetro de transporte de soluto.

$\Delta c_2 = (c' - c'')$, diferencia de concentraciones de soluto, con:

c' = concentración de soluto en la solución de alimentación, localizada en la superficie de la membrana

c'' = concentración de soluto en la solución de permeado.

De acuerdo con las ecuaciones de este modelo se puede decir que el flujo de soluto a través de la membrana, en ósmosis inversa, es esencialmente independiente de la presión y de la velocidad de permeación del agua.

La velocidad de permeación del agua varía linealmente con $(\Delta P - \Delta \pi)$, y permite que el factor de reducción de la concentración de sal, en las membranas que funcionan de acuerdo a este modelo, pueda llegar a ser muy grande con el incremento de la presión.

Para el efecto se debe estudiar lo que sucede en el límite de las altas presiones, pero esta situación no será abordada en esta investigación.

La retención de este tipo de membrana depende del coeficiente de distribución del soluto entre la solución y la fase de la membrana, y de la difusividad del soluto en la fase de la membrana. Las ecuaciones también predicen que los flujos de alimentación con más altas presiones osmóticas llevan a menores flujos de agua a través de la membrana.

Según las ecuaciones (6.12) y (6.15), la retención intrínseca de soluto ($r' = 1 - c''/c'$), es una función de la presión:

$$R' = \left[1 + \left(\frac{B}{A} \right) \left(\frac{1}{\Delta p - \Delta \pi} \right) \right]^{-1} \quad (6.16)$$

donde:

$$A = P_w / l$$

$$B = P_s / l$$

De acuerdo con la expresión anterior cuando $\Delta P \rightarrow \infty$, la retención tiende a la unidad.

Los principios de la solución-difusión son aplicables a membranas con contenido de solutos en el agua relativamente pequeño. (Bhattacharyya y Williams, 1992).

Johnsson (1980) modificó el modelo de solución-difusión, cuando incluyó el efecto de la presión sobre el transporte de soluto. Además este modelo no puede caracterizar retenciones negativas de soluto ($R < 0$), por lo cual Pusch (1986) desarrolló un modelo de solución-difusión extendido para predecir estas retenciones negativas en sistemas como los de separación de fenol utilizando membranas de acetato de celulosa.

6.3. MODELIZACION SEGÚN EL PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION

6.3.1. Velocidad del permeado total (J_v)

El coeficiente “A” de la ecuación (6.12) se determina como la pendiente de la recta de J_w del agua destilada contra la diferencia de presión aplicada ΔP .

6.3.2. Velocidad de permeado del soluto (J_s)

La identificación del coeficiente “B” de la ecuación (6.15) se hace de acuerdo a los siguientes métodos:

- **Primer Método:**

El coeficiente de permeabilidad del soluto se determinó de la siguiente forma:

- a. Se halló en primer lugar B_1 , para cada concentración y diferencia de presión, a partir de la retención (R), de donde se obtuvo valores distintos en cada caso.
- b. Con los coeficientes B_1 obtenidos se calculó J_s para cada caso.
- c. Con los J_{s1} y $(c' - c'')$ se hizo una correlación lineal, de donde se obtuvo un valor único de B.
- d. Con B hallado se calculan los J_{sc} .

- **Segundo Método:**

El coeficiente de permeabilidad del soluto se determinó de la siguiente forma:

a. Se estimó los J_s observados para cada caso como:

$$J_{s0} = c_{s0} * J_{v0} \quad (6.17)$$

donde:

c_{s0} es la concentración observada en el permeado.

J_{v0} es la velocidad de permeación total observada.

b. Con los J_{s0} y $(c' - c'')$ se hizo una correlación lineal, de donde se obtuvo un valor único de B.

c. Con B hallado se calculan los J_{sc} .

6.3.3. Retención de Solutos

Al ser determinados los coeficientes "A" y "B", se aplica la ecuación (6.16).

6.4. MODELIZACION DE LA MEMBRANA ESPA1 SEGÚN EL PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION

6.4.1. Velocidad de Permeación total (J_v)

Se determinó el coeficiente de permeabilidad del agua pura, "A", como la pendiente de (J_{wd}) y la presión, de acuerdo con la **Figura 6.1**:

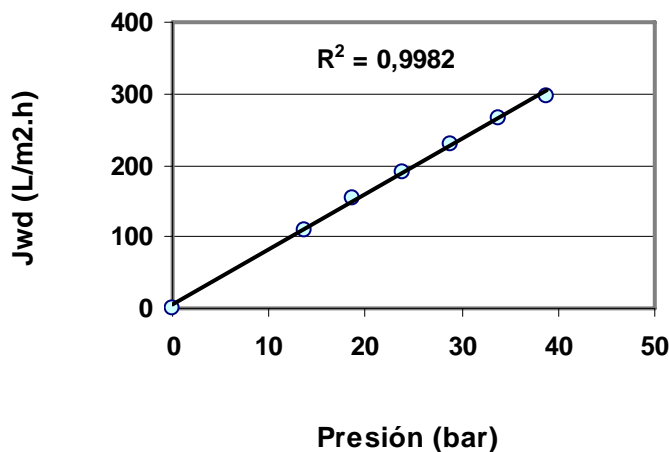


Figura 6.1. Determinación del coeficiente "A" de la membrana ESPA1.

donde:

$$A = \frac{J_w}{\Delta P} = 7.7076 \text{ (L/m}^2 \cdot \text{h)} \quad (6.18)$$

6.4.2. Velocidad de Permeación del Soluta (J_s):

Para esta modelización, como para las demás que se presentan en este documento, se utilizó como soluto, cloruro de sodio, en concentraciones de 0.1, 0.5, 1.0, 2.0, y 3.0 %, y para el caso de la membrana ESPA1, con aplicación de presiones de 10, 15, 20, 25, 30, 35 y 40 bar.

- **Primer método:**

- Determinación del coeficiente de permeabilidad del soluto "B": iniciando el ajuste con base a la retención R, ecuación (6.16), hallando B_c , denominado con este subíndice por ser diferente para cada concentración, presión y retención dadas:

$$B_1 = A * (\Delta P - \Delta \pi) * \left(\frac{1}{R} - 1\right) \quad (6.19)$$

Para cada una de las concentraciones mencionadas, en sus diferentes presiones, y de acuerdo a la retención observada en cada caso, se hizo los cálculos. Tabla 17.1. Apéndice 3.

- Cálculo de J_s :

$$J_{s1} = B_c * (c' - c'') \quad (6.20)$$

- Correlación lineal de J_{s1} y $(c' - c'')$, según **Figura 6.2**, que determinó un valor único de "B" de 0,6389 L/m²h.

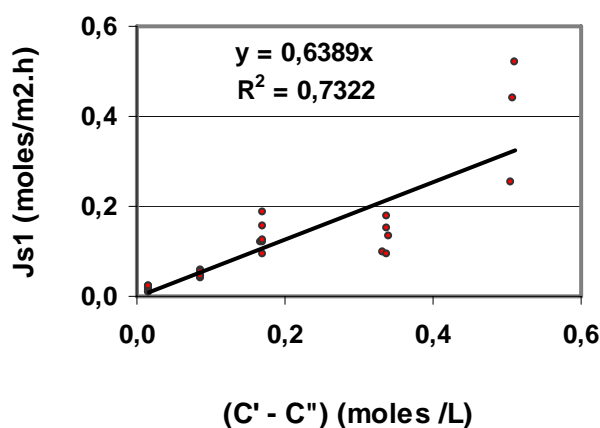


Figura 6.2. Correlación entre las velocidades de permeación de soluto según primer método de ajuste y $(c' - c'')$, en el modelo de solución -difusión. Membrana ESPA1.

- **Segundo método:**

- Se obtuvieron las velocidades de permeación de soluto " J_{so} ", de acuerdo con los datos de velocidad de permeación total " J_{vo} " y concentración de soluto en el permeado " c_{so} ", aplicando la ecuación (6.17), valores que aparecen en la **Figura 6.3**.
- Correlación de J_{so} y $(c' - c'')$, en **Figura 6.3**, donde se determinó un valor de " B " de $0,7402 \text{ (L/m}^2\text{·h)}$ ", único.

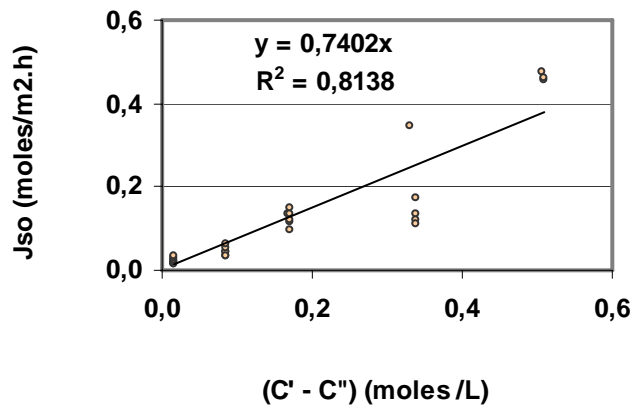


Figura 6.3. Correlación entre las velocidades de permeación de soluto, según segundo método de ajuste y $(c' - c'')$, en el modelo de solución –difusión. Membrana ESPA1.

De la comparación del ajuste de los métodos 1 y 2, según los resultados del coeficiente " R^2 " que indican mejor ajuste de las velocidades J_{sc} a las J_{so} , se prefirió el método 2, que se acerca más a los datos observados de velocidades de permeación del soluto " J_{so} ".

6.4.3. Retención

Se obtuvo una vez definidos los coeficientes " A " y " B ", de acuerdo a los resultados anteriores y la ecuación (6.16), donde la relación " B/A " vale 0.096.

6.5. MODELIZACION DE LA MEMBRANA CPA2 SEGÚN EL PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION

6.5.1. Velocidad de Permeación total (J_v)

Se determinó el coeficiente, " A ", de acuerdo con la **Figura 6.4**.

$$A = \frac{J_w}{\Delta P} = 2.6400 \text{ (L/m}^2\text{·h)} \quad (6.21)$$

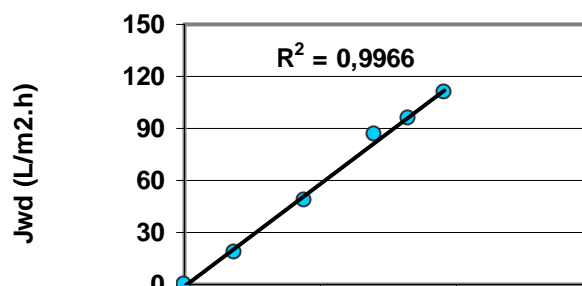


Figura 6.4. Determinación del coeficiente de permeabilidad “A” de la membrana CPA2.

6.5.2. Velocidad de Permeación del Solute (J_s):

Se utilizó como soluto, cloruro de sodio, en concentraciones de 0.1, 0.5, 1.0, 2.0, y 3.0 %, con aplicación de presiones de 15, 20, 25, 30, 35 y 40 bar.

- **Primer método:**

- Determinación del coeficiente “Bc”, según la ecuación (6.19). Los cálculos correspondientes aparecen en la Tabla 17.2, Apéndice 3.
- Se calculó J_{s1} de acuerdo con la ecuación (6.20).
- Correlación lineal de J_{s1} y $(c' - c'')$, según **Figura 6.5**, que determinó un valor único de “B” de $0,4037L/m^2h$.

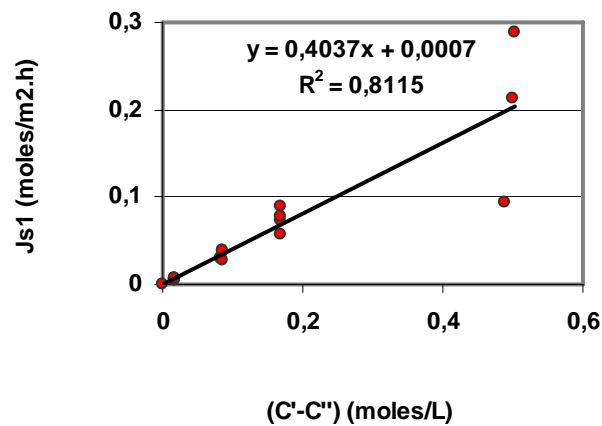


Figura 6.5. Correlación entre las velocidades de permeación de soluto según primer método de ajuste y $(c' - c'')$, en el modelo de solución –difusión. Membrana CPA2.

- **Segundo método:**

- a. Se halló las velocidades de permeación de soluto “ J_{so} ”, aplicando la ecuación (6.17); valores que se utilizan en la **Figura 6.6**.
- b. Correlación de la Figura 6.6, de donde se calcula “ B ” de $0,5506 \text{ (L/m}^2\text{h)}$ ”, único.

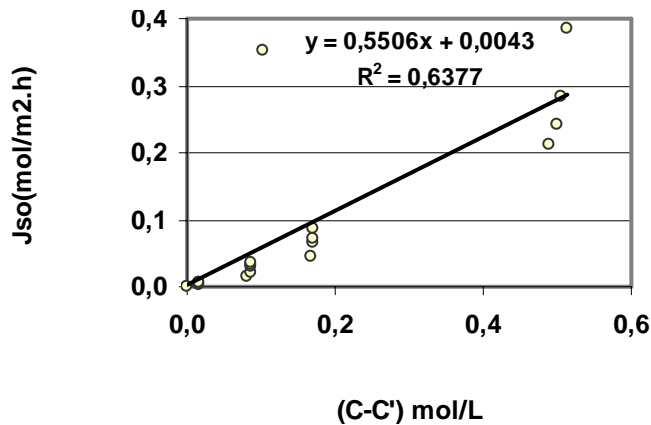


Figura 6.6. Correlación entre las velocidades de permeación de soluto, según segundo método de ajuste y $(c'-c'')$, en el modelo de solución –difusión. Membrana CPA2.

- c. De la comparación del ajuste del primero y segundo método según los resultados del coeficiente “ R^2 ”, se estableció que los hallados por el primer método son los que más se acercan a los valores “ J_{so} ”.

6.5.3. Retención

En consecuencia, con los valores de “ A ” y “ B ” obtenidos, la relación “ B/A ” es de 0.1529, para aplicar la ecuación (6.16).

6.6. MODELIZACION DE LA MEMBRANA PAC SEGÚN EL PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION

6.6.1. Velocidad de Permeación total (J_v)

Se determinó el coeficiente, “ A ”, de acuerdo con la **Figura 6.7**:

De tal manera que:

$$A = \frac{J_w}{\Delta P} = 1.4054 \text{ (L/m}^2\text{.h)} \quad (6.22)$$

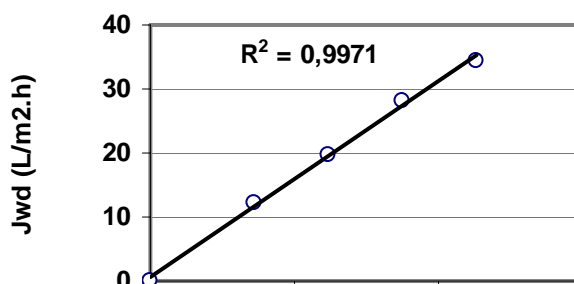


Figura 6.7. Determinación del coeficiente “A” de la membrana PAC.

6.6.2. Velocidad de Permeación del Soluta (J_s):

Se utilizó como soluto, cloruro de sodio, en concentraciones de 0.1, 0.5, 1.0, 2.0, y 3.0 %, con aplicación de presiones de 15, 20, 25, 30, 35 y 40 bar.

- **Primer método:**

- a. Determinación del coeficiente “B1”, según la ecuación (6.19). Los cálculos correspondientes aparecen en la Tabla 17.3, Apéndice 3.
- b. Se calculó J_{s1} de acuerdo con la ecuación (6.20).
- c. Correlación lineal de J_{s1} y $(c' - c'')$, según **Figura 6.8**, que determinó un valor único de “B” de 0,1492 L/m²h.

- **Segundo método:**

- a. Se halló las velocidades de permeación de soluto “ J_{so} ”, aplicando la ecuación (6.17); valores que se utilizan en la **Figura 6.9**.
- b. Correlación de la **Figura 6.9**, de donde se calcula “B”, de 0,2836 (L/m²h)”, único.
- c. De la comparación del ajuste por los métodos utilizados según los resultados del coeficiente “ R^2 ” y de otros indicadores como se indicará en el análisis y discusión, se escogió los coeficientes del segundo método como los que se identifican más con los valores “ J_{so} ”.

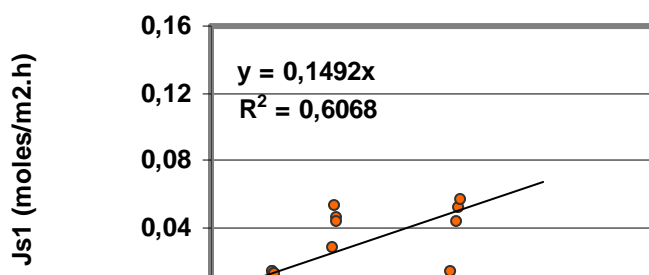


Figura 6.8. Correlación entre la velocidad de permeación de soluto según primer método de ajuste y $(c'-c'')$, en el modelo de solución –difusión. Membrana PAC.

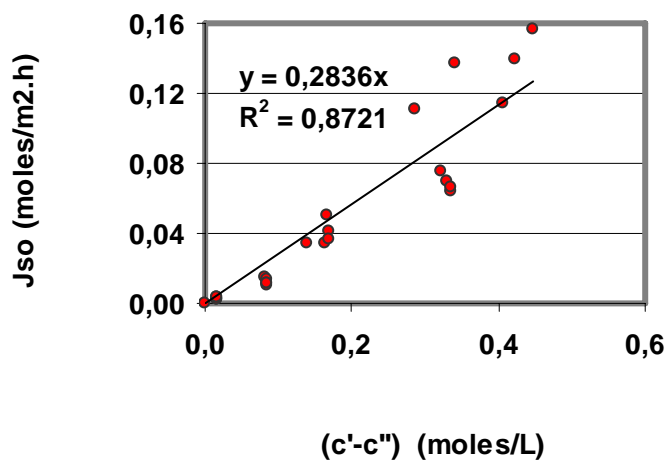


Figura 6.9. Correlación entre las velocidades de permeación de soluto, según segundo método de ajuste y $(c'-c'')$, en el modelo de solución –difusión. Membrana PAC.

6.6.3. Retención

En consecuencia, con los valores de “A” y “B” escogidos, la relación “B/A” es de 0.2018, a reemplazar en ecuación (6.16).

6.7. OPTIMIZACION Y AJUSTE DE LAS MODELIZACIONES SEGÚN

PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION

Las ecuaciones obtenidas para cada una de las membranas pueden ser susceptibles de tener un mayor ajuste, que significa obtener aún una cercanía mayor entre los resultados experimentales y los que se obtienen con esta modelización, proceso que procurará reducir al mínimo posible las diferencias, utilizando el método de los mínimos cuadrados.

Al considerar la optimización, se puede establecer las expresiones a las que se les debe aplicar, teniendo para el efecto las siguientes consideraciones:

- La expresión que estima la velocidad de permeación total " J_v ", según ecuación (6.12), no se considerará para este proceso, en razón de que ya mediante experimentación se definió con certeza el coeficiente de permeabilidad del agua, "A", para cada una de las membranas, quedando identificado así plenamente su valor, como la pendiente de la relación entre las velocidades de permeación del agua pura y las presiones transmembranares aplicadas.
- La expresión de velocidad de permeación del soluto se estudiará en optimización de manera dependiente de la optimización que se obtenga con la retención. Las expresiones de velocidad de permeación del soluto que se han hallado son una buena aproximación, pero tendrán cambios de acuerdo al ajuste que tenga la expresión de la retención, y según los datos experimentales de velocidad de permeación del soluto.
- La retención, que hasta ahora fue solamente consecuencia de la modelización de las velocidades de permeación total y del soluto, es la llamada a optimizar, pero el coeficiente "A", se mantendrá, por las razones ya expuestas en este apartado, y sólo podrá variar el coeficiente "B", de permeabilidad del soluto, con lo cual se busca mejorar la predicción relativa a la retención, dejando consecuentemente el óptimo en la predicción de la velocidad de permeación del soluto, pero esto dentro de márgenes muy razonables, donde además de los resultados matemáticos, el criterio personal también cuenta en la modelización definitiva.

6.7.1. Membrana ESPA1

La optimización se llevó a cabo a partir de los coeficientes "A" y "B" hallados en los apartados (6.4.1) y (6.4.2), y escogidos en el apartado (6.4.3) para el cálculo de la retención. Se obtuvo los mínimos cuadrados entre las retenciones experimentales y las calculadas. Como resultado se estableció un valor de "B/A" de 0.0402, donde "B" resulta ser de 0.3100 (L/m².h.bar).

De conformidad con estos coeficientes, se aplicó las ecuaciones, con las que se calculó las retenciones, y además se calculó las velocidades de permeación del soluto. Todos estos resultados se compararon.

El análisis de la optimización por mínimos cuadrados se hizo mediante la Función objetivo presentada en el apartado 4.2.11, la cual indica que aunque se minimizaron las

diferencias entre los datos experimentales y los calculados, estos últimos superan en todos los casos a los primeros, y en comparación con el modelo que se obtuvo en el apartado 6.4. se causaba una notable desmejora, no sólo en la retención, sino que además provocó un notable desajuste en la modelización de la velocidad de permeación del soluto.

Para solucionar lo anterior, se hizo una nueva optimización de la retención, pero ahora mediante minimización de la Función objetivo, y teniendo en cuenta la función de mínimos cuadrados, de la que no se escogerá su mínimo valor, pero eso sí, se tendrá en cuenta para el resultado definitivo, que la suma de los cuadrados de las diferencias aumente lo menos posible. Tabla B1, Apéndice B

El procedimiento que se está señalando asegura no sólo hacer las diferencias mínimas, porque además se debe predecir retenciones que no superen significativamente a las reales, obtenidas experimentalmente. En esta optimización se centró la atención en la predicción de las retenciones con concentración en la alimentación del orden de 0.1 %, como las que realmente se presentarán en el acondicionamiento de aguas para calderas.

Concluido el procedimiento de optimización con la función objetivo, y la suma de cuadrados de las diferencias, finalmente se determinó “B/A” de 0.11, donde A es 7.7076 (L/m².h.bar), y “B” es 0.8478 (L/m².h).

$$R = \left(1 + 0.11 * \frac{1}{(\Delta P - \Delta \pi)} \right)^{-1} \quad (6.23)$$

Los resultados que se obtienen de la retención, se muestran en las **Figuras 6.10 y 6.11**.

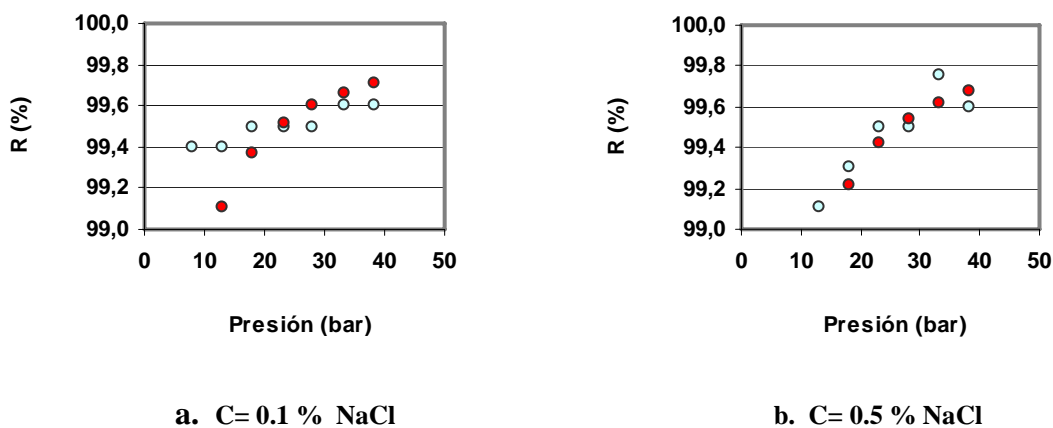
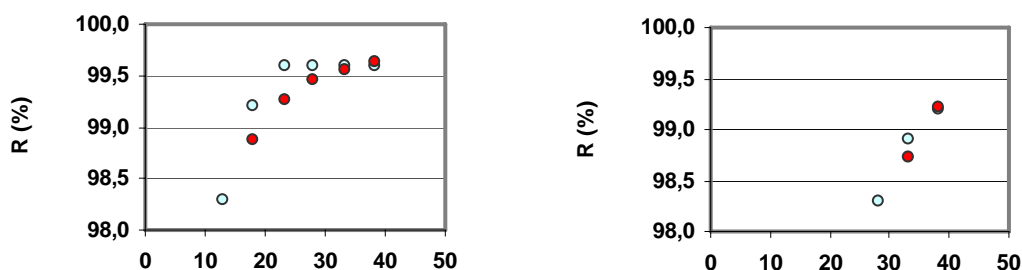


Figura 6.10. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ○ Observadas; ● Calculadas. Membrana ESPA1.



a. C=1.0 % NaCl

b. C=3.0 % NaCl

Figura 6.11. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana ESPA1.

Para la predicción de la velocidad de permeación del soluto, de acuerdo al coeficiente “B”, hallado:

$$J_s = 0.8478 * (c' - c'') \tag{6.24}$$

Se representan a continuación los resultados de esta modelización en comparación con los valores experimentales. **Figuras 6.12 y 6.13**

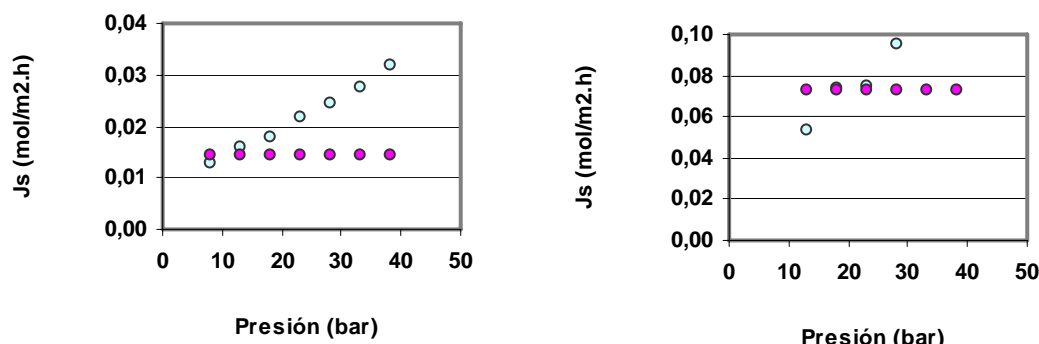
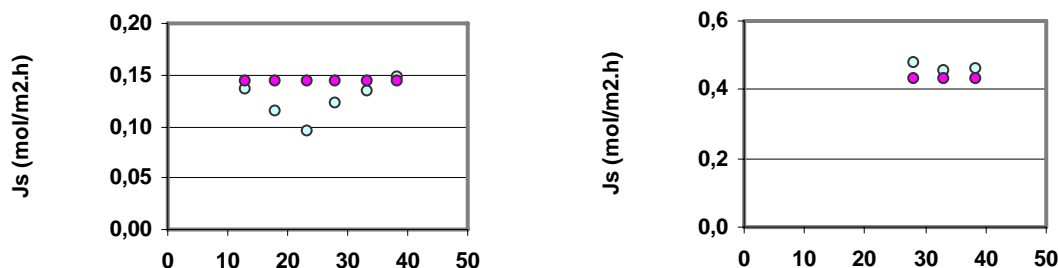


Figura 6.12. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana ESPA1.



a. C=1.0 % NaCl

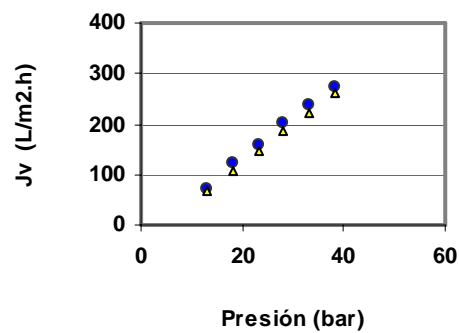
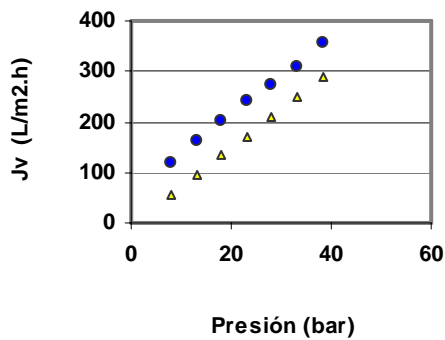
b. C=3.0 % NaCl

Figura 6.13. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana ESPA1.

Las velocidades de permeación total no han tenido ninguna modificación en este proceso de optimización, en razón de que el coeficiente de permeabilidad del agua conserva su valor:

$$J_v = 7.7076 * (\Delta P - \Delta \pi) \quad (6.25)$$

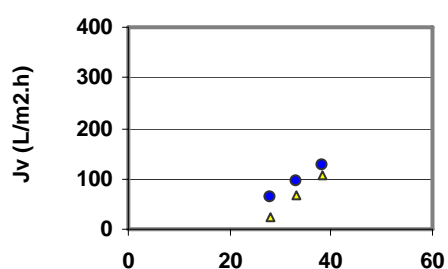
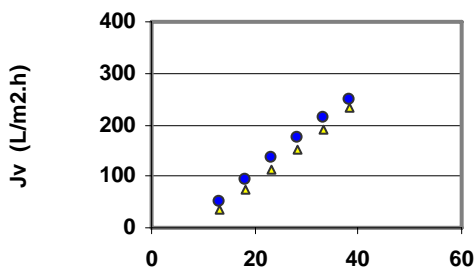
En las **Figuras 6.14 y 6.15**, se muestra la comparación entre las velocidades de permeación total observadas y las calculadas, de acuerdo con la expresión (6.25).



a. C= 0.1 % NaCl

b. C= 0.5 % NaCl

Figura 6.14. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ● Observadas, △ Calculadas. Membrana ESPA1.



a. C= 1.0 % NaCl

b. C= 3.0 % NaCl

Figura 6.15. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana ESPA1.

6.7.2. Membrana CPA2

Este proceso se ejecutó a partir de los coeficientes “A” y “B” hallados en los apartados (6.5.1) y (6.5.2), y seleccionados en el apartado (6.5.3) para el cálculo de la retención. La relación de coeficientes “B/A” del apartado (6.5.3), que interviene en el cálculo la retención, fue optimizada con la minimización de las diferencias entre valores experimentales y calculados. Los resultados obtenidos fueron evaluados con la función objetivo, y con los valores que se obtienen para la velocidad de permeación del soluto.

Realizado el procedimiento anterior, se estableció que la optimización hecha de mínimos cuadrados se puede optar como solución definitiva para las predicciones de la retención, y de la velocidad de permeación del soluto, en razón de que satisface no sólo el hecho de identificar las diferencias mínimas entre valores experimentales y calculados, sino que la función objetivo tanto de la retención como de la velocidad de permeación del soluto, se ubican en valores que se distancian muy poco del mínimo.

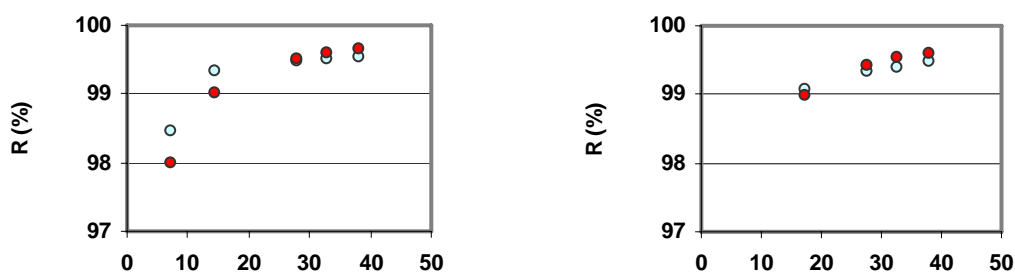
Los valores definitivos de los coeficientes, y que están de acuerdo a esta optimización son 0.1351 para “B/A”, donde “A” es 2.64 (L/m².h.bar), y “B” es 0.3567 (L/m².h.bar).

$$R = \left(1 + 0.1351 * \frac{1}{(\Delta P - \Delta \pi)} \right)^{-1} \quad (6.26)$$

$$J_s = 0.3567 * (c' - c'') \quad (6.27)$$

$$J_v = 2.64 * (\Delta P - \Delta \pi) \quad (6.28)$$

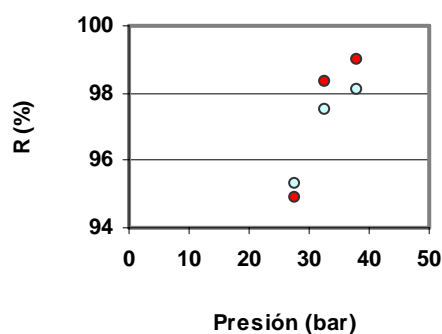
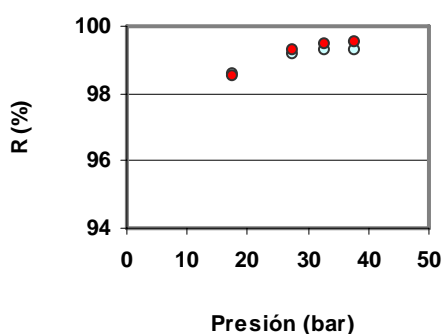
Según estos resultados se presenta en las **Figuras 6.16 a 6.21** la comparación entre retenciones, velocidades de permeación del soluto y totales, experimentales y calculadas.



a. C= 0.1 % NaCl

b. C= 0.5 % NaCl

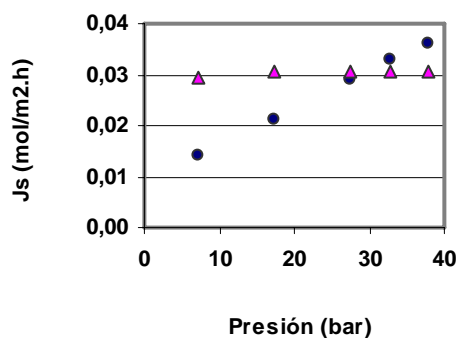
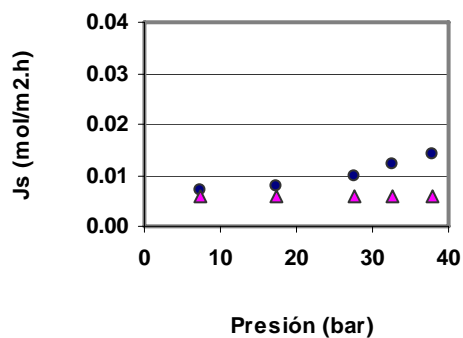
Figura 6.16. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana CPA2.



a. C= 1.0 % NaCl

b. C= 3.0 % NaCl

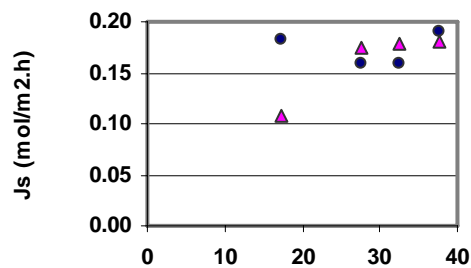
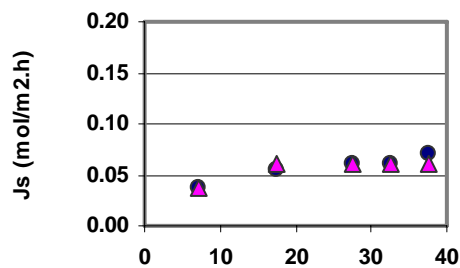
Figura 6.17. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana CPA2.



a. C= 0.1 % NaCl

b. C= 0.5 % NaCl

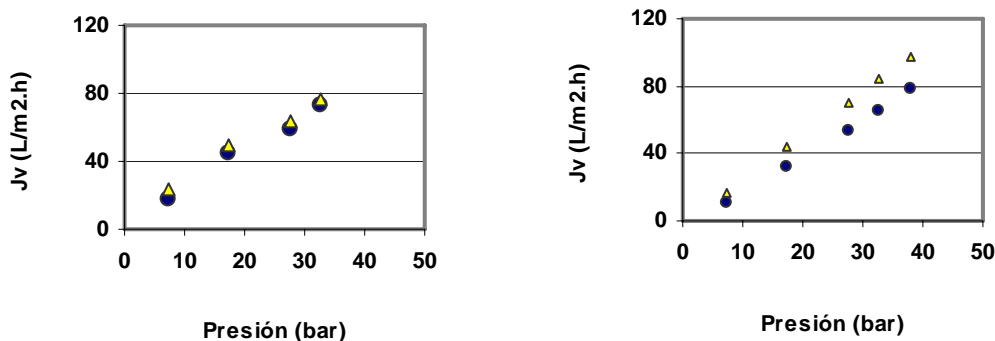
Figura 6.18. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ● Observadas, ▲ Calculadas. Membrana CPA2.



a. C=1.0 % NaCl

b. C=3.0 % NaCl

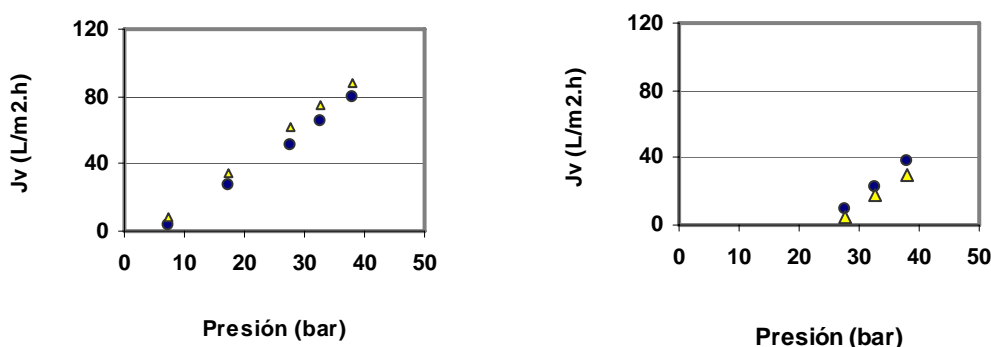
Figura 6.19. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ● Observadas, ▲ Calculadas. Membrana CPA2.



a. C= 0.1 % NaCl

b. C= 0.5 % NaCl

Figura 6.20. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana CPA2.



a. C= 1.0 % NaCl

b. C= 3.0 % NaCl

Figura 6.21. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana CPA2.

6.7.3. Membrana PAC

En este caso la optimización con mínimos cuadrados es solución que se puede aceptar con carácter general para las predicciones de la retención, y de la velocidad de permeación del soluto, ya que además la función objetivo tanto de la retención como de la velocidad de permeación del soluto, también mantiene valores bajos.

Este proceso se ejecutó a partir de los coeficientes “A” y “B” hallados en los apartados (6.6.1) y (6.6.2), y seleccionados en el apartado (6.6.3) para el cálculo de la retención. Los coeficientes de esta optimización fueron de “B/A” de 0.0355, donde “B” es 0.0498 (L/m².h.), y “A” es 1.4054 (L/m².h.bar).

No obstante, esta no es la mejor solución para concentraciones del orden de 0.1%, por lo cual se hizo optimización por mínimos cuadrados para este rango de valores de concentración, luego se le aplicó la optimización mediante la función objetivo mínima, y se determinó así la solución definitiva para acondicionamiento de aguas, con “B/A” de 0.117, donde “A” es 1.4054 (L/m².h.bar), y “B” es 0.1644 (L/m².h.).

$$R = \left(1 + 0.117 * \frac{1}{(\Delta P - \Delta \pi)} \right)^{-1} \tag{6.29}$$

$$J_s = 0.1644 * (c' - c'') \tag{6.30}$$

$$J_v = 1.4054 * (\Delta P - \Delta \pi) \tag{6.31}$$

De acuerdo a estos resultados se presenta en las **Figuras 6.22 a 6.27** las comparaciones correspondientes.

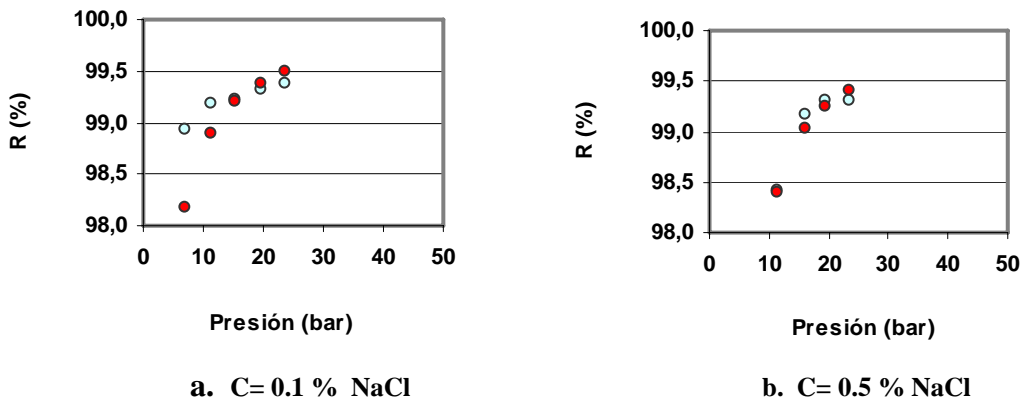
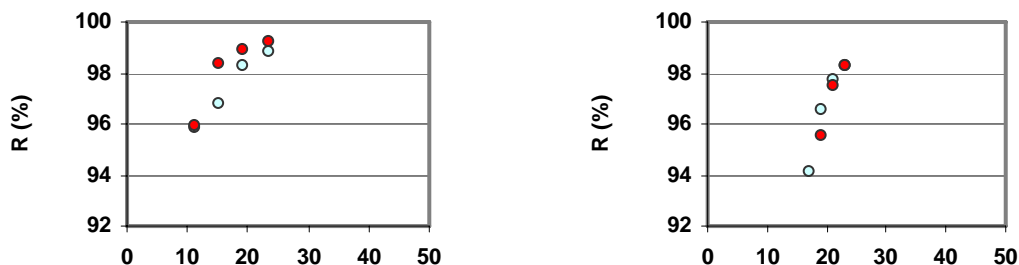


Figura 6.22. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.



a. C= 1.0 % NaCl

b. C= 2.0 % NaCl

Figura 6.23. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.

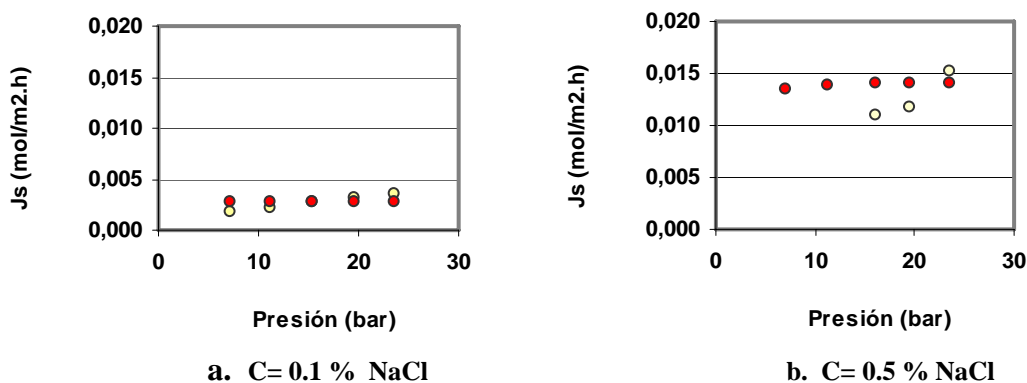


Figura 6.24. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.

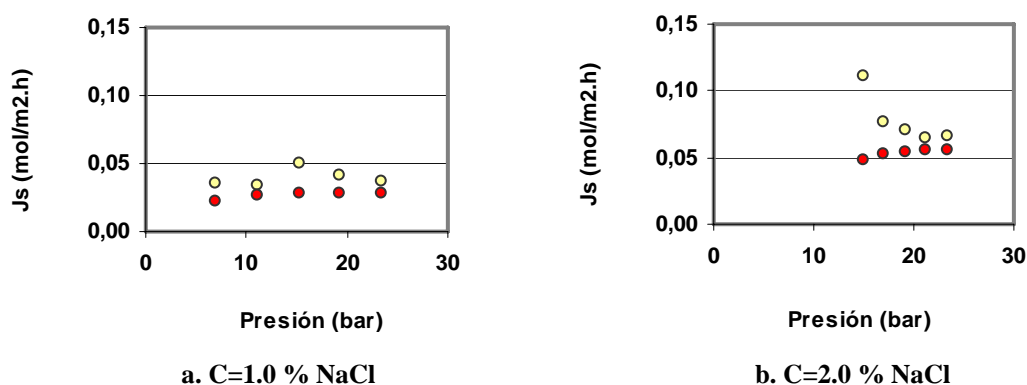
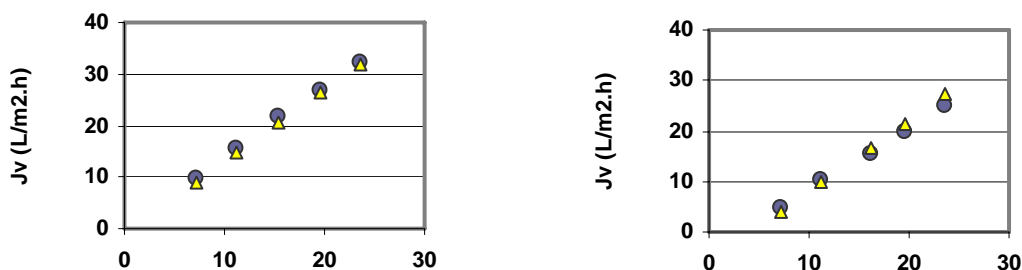


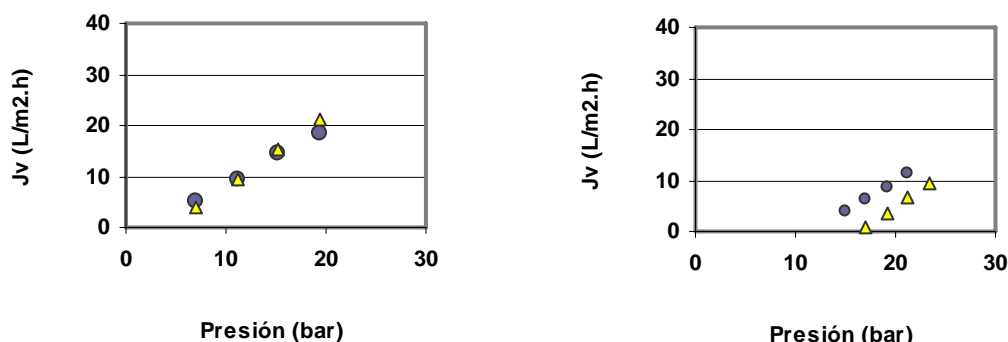
Figura 6.25. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.



a. C= 0.1 % NaCl

b. C= 0.5 % NaCl

Figura 6.26. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ● Observadas, △ Calculadas. Membrana PAC.



a. C= 1.0 % NaCl

b. C= 2.0 % NaCl

Figura 6.27. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización solución-difusión. ● Observadas, △ Calculadas. Membrana PAC.

6.8. ANALISIS Y DISCUSION

6.8.1. Modelización

- **Velocidad de permeación total**

La determinación del coeficiente de permeabilidad del agua pura, en cada una de las membranas con aproximación al cien por cien, define directamente la fidelidad de la modelización de la velocidad de permeación total a los datos experimentales, después de lo cual puede ser aplicado “A”, y definir la aproximación de las predicciones según el principio de solución-difusión.

Lo anterior en virtud de que la permeabilidad de la membrana es una propiedad intrínseca, y salvo que sufra daños que alteren su comportamiento, se mantiene invariable durante toda su vida útil. Por consiguiente no se requieren más ajustes del coeficiente “A”.

Los valores calculados difieren en promedio 23.0 % de los experimentales, en la modelización general de la membrana ESPA1. **Tabla 6.1.**

Tabla 6.1.

Modelización velocidad de permeación total, por solución-difusión

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
A (L/m ² .h)	7.7076	2.6400	1.4054
ΔJ_v (%)	23.0	27.7	15.7
FOU*	0.92	2.99	0.60

* Función Objetivo Unitaria

- **Velocidad de permeación del soluto**

En la modelización de la velocidad de permeación del soluto con base en los datos experimentales de la retención, o en los de velocidad de permeación del soluto, no fue determinante un ajuste en forma unánime en favor del primero o segundo método, pero sí fue mayor por el segundo, lo cual se explica por el hecho de involucrar la variable en ajuste. **Tabla 6.2.**

En este segundo método también interviene la velocidad de permeación total, porque se le utiliza para estimar la velocidad de permeación del soluto, por lo cual este ajuste es de la mayor fiabilidad, sin que el primero deje de ser válido.

Tabla 6.2

Valores y grados de ajuste del coeficiente de permeabilidad del soluto. Modelo solución-difusión

Método	ESPA1	CPA2	PAC
1. (según/R _o)	0.6389	0.4037	0.1492
R ²	0.7322	0.8115	0.6068
2. (según/J _o)	0.7402	0.5506	0.2836
R ²	0.8138	0.6377	0.8721

Otro aspecto que es importante destacar es que, en esta modelización bajo el principio de solución –difusión, la velocidad de permeación del soluto calculada, presenta muy poca variación en general con la presión, comentario válido para las tres membranas, y en especial cuando las concentraciones de alimentación son menores al 1%.

Este hecho es uno de los conceptos de este modelo, donde “J_s” depende solamente del coeficiente de permeabilidad del soluto, y del gradiente de concentraciones a través de la membrana. Los datos experimentales de “J_s” si varían con la presión.

- **Retención**

Con la metodología de la modelización aplicada hasta antes de la optimización con mínimos cuadrados, la retención fue simplemente consecuencia de lo definido con las correlaciones para los coeficientes “A” y “B”, y se aplicaron a la ecuación (6.16), de la retención.

Se decantó como valores del coeficiente “B” a utilizar en la retención, los que obtuvieron los mayores “R²”, Tabla 6.2, como los seleccionados, y a partir de ellos se hizo la optimización de la retención.

Aunque las expresiones de la retención obtenidas en la modelización pueden ser optimizadas, estas de por sí ya se encuentran en un aceptable nivel de ajuste, a pesar de que no estén en el óptimo. Los coeficientes de “B/A” aplicados a manera de comparación inicial entre ellos, se encuentran en la **Tabla 6.3**, antes de optimización.

Tabla 6.3.

Comparación de la modelización de la retención de membranas por solución-difusión

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
B/A	0.096	0.1529	0.2018
$\Delta P - \Delta \pi$	12.2	13.7	14.6
R _o (%)	99.40	99.32	99.22
R _c (%)	99.34	98.36	98.64
ΔR (%)	0.06	0.97	0.58

Interpretando la ecuación de la retención en el modelo de solución-difusión, un mayor valor de “B/A” conlleva una menor retención, con lo que se puede afirmar con el solo conocimiento de los coeficientes de las 3 membranas, que la ESPA1 tiene la mayor retención.

De acuerdo al modelo solución-difusión, la relación B/A define la retención, y mientras mayor sea la permeabilidad de la membrana al paso del agua, y menor sea la permisividad al paso de solutos, menor será su valor, dependiendo además de la presión aplicada, con cuyo incremento reacciona favorablemente hasta la velocidad de permeación crítica, contando además con la oposición de la presión osmótica, y además a mayores concentraciones en la alimentación se tendrá menor retención.

6.8.2. Optimización

- **Retención**

Tal como se planteó antes, la expresión más indicada para iniciar la optimización de la modelización por solución-difusión, es la retención, aunque las demás ecuaciones luego entrarán en consideración. Se confrontan los resultados de esta optimización en la **Tabla 6.4**.

Excepto la membrana PAC, las otras membranas no difirieron sustancialmente en sus coeficientes B/A obtenidos por correlaciones y antes de cualquier optimización, y los

finalmente ajustados con el objetivo de acondicionamiento de aguas, con énfasis en concentraciones del 0.1 %.

Estas últimas optimizaciones, aunque no se apartan significativamente de los resultados de B/A obtenidos en la modelización por correlaciones, sí lo hacen de los hallados en la optimización general con toda la información. Esto se debe a las mayores diferencias entre datos experimentales y calculados, cuando se tiene en cuenta la información total, a pesar de que la modelización inicial fue con todos los datos.

El coeficiente B/A para la membrana ESPA1, hallado por optimización general por mínimos cuadrados, causó desajuste en la expresión que predice la velocidad de permeación del soluto, e inconveniencias en la predicción de la retención, consistentes en hacer predicciones por encima de los valores experimentales, por lo cual en ese caso es mejor la modelización hecha con correlaciones, apartado 6.2.

Tabla 6.4

Optimización de la retención en las membranas, según solución-difusión

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
B/A sin optimizar	0.0960	0.1529	0.2018
B/A opt. Por m.c.	0.0402 *	0.1069	0.1069
B/A opt. Por fou ⁺	0.1100	0.1351	0.1170
Min. Cuadrados ⁺	0.1353	0.0642	0.1125
Función objetivo fou ⁺	0.0117	0.0102	0.0101
ΔR_m (%) [#]	0.23	0.13	0.21

*no recomendado. ⁺c=0.1% NaCl [#]variación media

De acuerdo con los resultados de los mínimos cuadrados, función objetivo unitaria, en lo sucesivo FOU, y la variación media de los datos experimentales respecto a los calculados, las predicciones que más se ajustan a los datos experimentales son los de la membrana CPA2.

Esta optimización con mínimos cuadrados aplicada conjuntamente con la FOU, permitieron obtener diferencias mínimas, pero la FOU aseguró que estas diferencias mínimas no fueran obtenidas con predicciones que superen en lo posible los datos experimentales. Así, es que no es conveniente aplicar en forma aislada 1 de las 2 funciones.

Aplicar la FOU aisladamente no es conveniente, porque no detecta completamente diferencias de valores que no son considerados críticos, como son los de retenciones predichas menores a las reales, sobre las cuales es menos exigente la FOU.

- **Velocidad de permeación del soluto**

Las correlaciones hechas con base en la retención, y con base en la velocidad de permeación del soluto, son opciones válidas de modelización de “ J_s ”, de acuerdo al ajuste que presentan antes de optimización, y según lo denotan los resultados después de optimización hecha conjuntamente con FOU y mínimos cuadrados para ajustar a concentraciones del orden del 0.1%.

Para la membrana PAC, el ajuste del coeficiente B obtenido por el método 1 (según retención experimental), que dio por resultado 0.1492 (L/m².h), es cercano al óptimo según FOU, y por lo tanto una correlación con la velocidad de permeación “ J_{so} ” también puede servir de base, como puede ser en el caso de la membrana ESPA1. **Tabla 6.5.**

Los valores generales de los coeficientes, hallados con gran cantidad de información, pueden experimentar mayor variabilidad, frente a predicciones específicas para un determinado rango de valores, donde hay menor margen de error; por ejemplo, para concentraciones del 0.1 % hay menor error que cuando entran todos los datos.

En general esta modelización por solución-difusión es posible simplificarla al máximo mediante una optimización simultánea de la FOU y mínimos cuadrados, para el rango de valores de interés sobre los cuales se va a hacer una aplicación específica del modelo.

Tabla 6.5

Optimización para la velocidad de permeación del soluto. Modelo solución-difusión

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
B sin optimización ¹	0.6389	0.4037	0.1492
B sin optimización ²	0.7402	0.5506	0.2836
B opt. general	0.3100 *	0.2822	0.1502 *
B opt. Fou ⁺	0.8478	0.3567	0.1644
Min. Cuadrados ⁺	9.5 E-05	2.4E-5	4.5 E-7
ΔJ_{sm} (%) ⁺	31.5	37.1	25.3
FOU ⁺	3.1	3.7	1.4

* no recomendado. 1 método 1. 2 método 2. + c=0.1% NaCl

6.9. CONCLUSIONES

- El modelo bajo el principio de solución-difusión no considera ningún tipo de acoplamiento entre el flujo del solvente y el soluto; y si no actúan fuerzas externas, los coeficientes fenomenológicos, cuya magnitud determina la relación entre los flujos de varios componentes y fuerzas, serán equivalentes a cero, dando lugar a una ecuación de velocidad de permeación, que es de simple difusión.
- El coeficiente de permeabilidad del agua pura, para una membrana, está relacionado directamente con la movilidad, que debe ser identificada con el coeficiente de difusión para el agua en el material de la membrana, el volumen parcial molar del agua, y la concentración del agua en la membrana, e inversamente a la constante de los gases perfectos, la temperatura absoluta del agua en la membrana, y al espesor de la membrana.

- Cuando las diferencias de concentración a través de la membrana no son muy grandes, (Merten, 1966), el término de gradiente de presión no es importante en la solución-difusión, de tal manera que la velocidad de permeación del soluto se puede expresar como equivalente al producto del coeficiente de permeabilidad del soluto, y el gradiente de concentraciones a través de la membrana, siendo esencialmente independiente de la velocidad de permeación del agua y de la presión.
- El coeficiente de permeabilidad del soluto depende directamente de la difusión del soluto en la membrana, asumida de distribución constante, del mismo coeficiente de distribución de ese soluto, e inversamente del espesor de la membrana.
- De acuerdo con el modelo de solución-difusión, la velocidad de permeación de una solución varía linealmente con $(\Delta P - \Delta \pi)$, y permite que el factor de reducción de la concentración de sal, en membranas que funcionan según este principio, pueda llegar a ser muy grande con el incremento de la presión, hasta el límite, donde comienza la zona de transferencia de materia.
- Según la solución-difusión la retención depende del coeficiente de distribución del soluto, entre la solución y la fase de la membrana, y de la difusividad del soluto en la fase de la membrana. También se puede decir que a mayores presiones hay más retención, pero a mayores concentraciones en la alimentación habrá mayores presiones osmóticas y menor retención.
- La determinación de las predicciones de la velocidad de permeación de una solución a través de una membrana, con el mayor grado de aproximación, se logra mediante datos experimentales muy correctos de las velocidades de permeación del agua pura bajo diferentes presiones, que permitan trazar una recta de velocidad de permeación-presión, que se ajuste con un coeficiente “ R^2 ”, cercano a la unidad.
- En los métodos para modelizar la velocidad de permeación del soluto, se relacionó ésta con la retención, (primer método), y con la velocidad de permeación (segundo método), y se encontró en 2 de los 3 casos estudiados, que hay mayor “ R^2 ”, con el segundo, donde hay mayoría de datos de concentraciones mayores al 0.1%.
- La conclusión anterior se explica porque para el universo de datos del que se dispuso, a “ J_s ”, va a interesar no sólo la existencia del gradiente de concentraciones, sino que también es importante el gradiente de presiones, donde las imperfecciones de los poros en la superficie de la membrana van a influir, y eso lo refleja el segundo método en mención, cuando incluye que las velocidades de permeación del soluto dependen de la velocidad de permeación total.
- Bajo el principio de solución –difusión, la velocidad de permeación del soluto calculada, presenta muy poca variación en general con la presión, comentario válido para las tres membranas, y en especial cuando las concentraciones de alimentación son menores al 1%.
- La afirmación anterior es uno de los conceptos básicos del modelo solución-difusión, donde “ J_s ” depende solamente del coeficiente de permeabilidad del soluto,

y del gradiente de concentraciones a través de la membrana. Sin embargo, los datos experimentales de " J_s " sí variaron con la presión.

- Sin embargo, utilizar la retención para determinar el coeficiente "B" de la ecuación de " J_s ", (primer método), es un procedimiento válido, que puede conducir a identificar un buen ajuste de la ecuación.
- Los valores de la relación "B/A" que resultan luego de determinar "A" y "B", sin haber hecho optimización, resultan en predicciones de la retención que se pueden considerar aceptables, con un grado de aproximación del 99.03 %.
- Excepto la membrana PAC, las otras membranas no difirieron sustancialmente en sus coeficientes B/A obtenidos antes de cualquier optimización, y los finalmente ajustados con el objetivo de acondicionamiento de aguas, con énfasis en concentraciones del 0.1 %.
- De acuerdo con los resultados de los mínimos cuadrados, función objetivo unitaria, y la variación media de los datos experimentales respecto a los calculados, las predicciones de la retención que más se ajustan a los datos experimentales son los de la membrana CPA2.
- Para la optimización de la modelización, aplicar la FOU aisladamente no es conveniente, porque no detecta completamente diferencias de valores que no son considerados críticos, como son los de retenciones predichas menores a las reales, sobre las cuales es menos exigente la FOU.
- Los valores generales de los coeficientes, hallados con gran cantidad de información, pueden ser muy diversos, dependiendo de las variables con que se relacione la información, y además, pueden experimentar cambios respecto a predicciones específicas para un determinado rango de valores, donde hay menor margen de error.
- En general esta modelización por solución-difusión es posible simplificarla al máximo mediante una optimización simultánea de la FOU y mínimos cuadrados, para el rango de valores de interés sobre los cuales se va a hacer una aplicación específica del modelo.
- Los márgenes de variación media entre datos experimentales y los calculados con esta modelización son del 0.21% para la retención, 17.7% para la velocidad de permeación total, y del 31.5 % para la velocidad de permeación del soluto.

7.1. PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION-IMPERFECCION

Es una extensión del principio de solución-difusión para incluir el flujo de poros como también la difusión del soluto y el solvente a través de la membrana, (Sherwood, Brian y Fisher, 1967)

En este modelo se reconoce que las imperfecciones (poros) existen sobre la superficie de la membrana, y que por ellos puede fluir el soluto y el solvente.

La velocidad de permeación del agua con el soluto a través de la membrana es dado por:

$$J_v = \frac{P_w}{l} (\Delta p - \Delta \pi) + \frac{P_3}{l} \Delta p = A(\Delta p - \Delta \pi) + C \Delta p \quad (7.1)$$

donde:

$A = P_w / l$, es el coeficiente de permeabilidad del agua

$C = (P_3 / l)$, es el coeficiente de acoplamiento.

ΔP = diferencia de presión transmembrana

$C \Delta P$ = contribución de los poros al flujo del agua.

$\Delta \pi$ = diferencia transmembrana de presiones osmóticas

La velocidad de permeación del soluto esta dada por:

$$J_s = B(c' - c'') + C \Delta p c' \quad (7.2)$$

donde:

$B = P_s / l$

$C \Delta p c'$ = flujo del soluto a través de los poros de la membrana

c' = concentración en la pared de la membrana, zona de alta presión

c'' = concentración en la pared de la membrana, zona de baja presión

Teniendo en cuenta las ecuaciones (7.1) y (7.2) se obtiene la siguiente expresión para la retención intrínseca:

$$R' = \left[1 + \left(\frac{B}{A} \right) \left(\frac{1}{\Delta p - \Delta \pi} \right) + \left(\frac{C}{A} \right) \left(\frac{\Delta p}{\Delta p - \Delta \pi} \right) \right]^{-1} \quad (7.3)$$

donde:

A, B y C son los mismos del modelo de solución-difusión

Cuando se hace estimaciones de diseño con este modelo de tres coeficientes, hay serias limitaciones debido a su dependencia de la concentración y la presión. (Soltanieh y Gill, 1981).

7.2. MODELIZACION SEGUN EL PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION-IMPERFECCION

7.2.1. Velocidad del permeado total (J_v)

De la ecuación (7.1) el coeficiente “A” se determinó como la pendiente de la recta de J_w del agua destilada y la diferencia de presión transmembranar aplicada ΔP .

El coeficiente “C” se determinará en el apartado 7.2.2.

7.2.2. Velocidad de permeado del soluto (J_s)

Según la ecuación (7.2):

- **Primer Método:**

- a. Se hizo el siguiente desarrollo de la ecuación (7.1) para llegar a una representación lineal, que permite determinar el coeficiente “ C_1 ”:

$$\frac{J_v}{\Delta P} = A \left(1 - \frac{\Delta \pi}{\Delta P} \right) + C_1 \quad (7.4)$$

- b. Se buscó un coeficiente “ B_1 ” a partir de la retención “R”, para lo que se halló la siguiente expresión:

$$B_1 = \left[\left(\frac{1}{R'} \right) - 1 - \left(\frac{C_1}{A} \right) \left(\frac{\Delta P}{\Delta P - \Delta \pi} \right) \right] A (\Delta P - \Delta \pi) \quad (7.5)$$

- c. Una vez determinados “ B_1 ” y “ C_1 ”, se calculan los J_{s1} con la ecuación (7.2), y se hace la correlación lineal:

$$\frac{J_{s1}}{\Delta c} = B + C * \frac{\Delta P * c'}{\Delta c} \quad (7.6)$$

De donde se obtiene la ecuación de una recta, cuya representación gráfica permite la determinación de “B” y “C”.

Al ser determinados “B” y “C”, se calculan J_v , J_s y R los cuales se comparan con los observados.

• **Segundo Método:**

- a. Se hallan los J_{so} a utilizarse en el siguiente paso, como el producto de los $J_{vo} * c_{so}$, ambos observados.
- b. Se hace el siguiente desarrollo de la ecuación (7.2) para llegar a una representación lineal, que permite determinar los coeficientes “B” y “C”.

$$\frac{J_{so}}{\Delta c} = \frac{B * (c' - c'')}{\Delta c} + \frac{C * \Delta P * c'}{\Delta c}$$

Por consiguiente, queda:

$$\frac{J_{so}}{\Delta c} = B + C * \frac{\Delta P * c'}{\Delta c} \quad (7.7)$$

De donde se obtiene la ecuación de una recta, cuya representación gráfica permite la determinación de “B” y “C”.

- b. Una vez hallados “B” y “C”, se calculan J_v , J_s y R , los cuales se comparan con los observados.

7.2.3. Retención de soluto (R (%))

Con “A”, “B” y “C” obtenidos se calcularon las retenciones “R” con la ecuación (7.3), para comparar con las observadas.

7.3. MODELIZACION DE LA MEMBRANA ESPA1 SEGÚN EL PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION-IMPERFECCION

7.3.1. Velocidad de permeación “ J_v ”

De acuerdo a la ecuación (7.1) se requiere definir los coeficientes “A” y “C”. El primero ya fue determinado en el apartado 6.4.1, y el segundo se hallará en el apartado 7.3.2.

Los coeficientes son:

$$A = 7.7076 \text{ (L/m}^2\text{.h)}$$

$$C = 0.0164 \text{ (L/m}^2\text{.h.bar)} \quad (\text{del 2}^{\text{do}}\text{ método para } J_s)$$

7.3.2. Velocidad de permeación del soluto “ J_s ”

Primer Método:

- a. Según la correlación lineal presentada por la ecuación (7.4), se obtuvo la representación de la **Figura 7.1**, que indicó un valor del coeficiente C_1 de 0,1439 (L/m².h.bar), de la intersección de la recta con el eje Y.

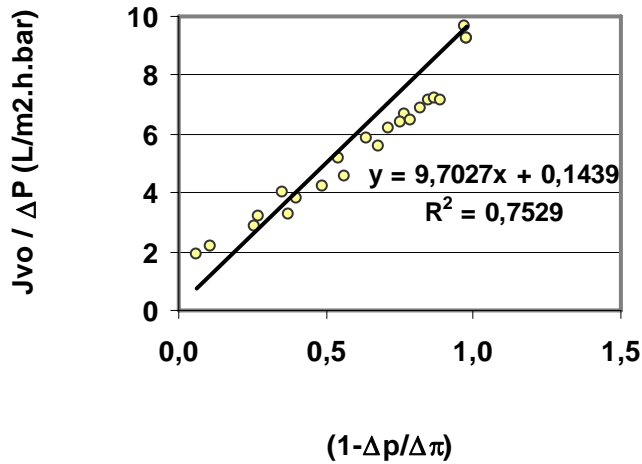


Figura 7.1. Correlación lineal para la determinación del coeficiente “ C_1 ”, primer método para el ajuste de la ecuación de la velocidad de permeación de soluto, modelo solución-difusión-imperfección. Membrana ESPA1.

- b. Los valores del coeficiente “ B_1 ” calculados con la ecuación (7.5), se presentan en la Tabla 17.4, Apéndice 3.
- c. Con los valores del coeficiente “ B_1 ”, y el de “ C_1 ” obtenidos, se hizo la correlación lineal de la ecuación (7.6), cuya representación corresponde a la **Figura 7.2**. Los valores hallados son de 0,3523 (L/m².h) para B, y 0,0141 (L/m².h.bar) para C.

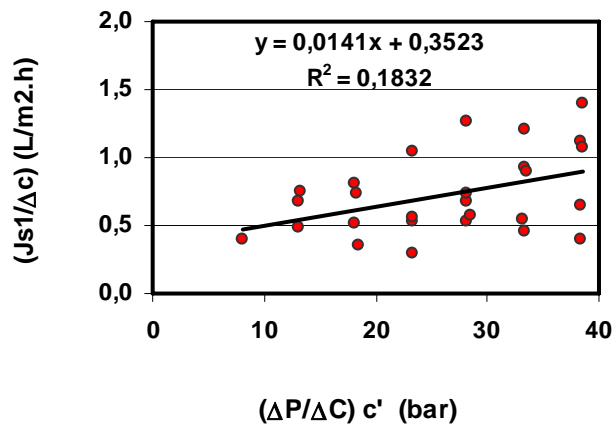


Figura 7.2. Correlación lineal para la determinación de los coeficientes “B” y “C”, primer método de ajuste del modelo solución-difusión-imperfección. Membrana ESPA1.

- **Segundo Método**

- a. Se hallaron las velocidades de permeación del soluto, observadas “ J_{so} ”, aplicando la ecuación (6.17), cuyos valores se utilizaron para hacer la correlación lineal que se muestra a continuación:

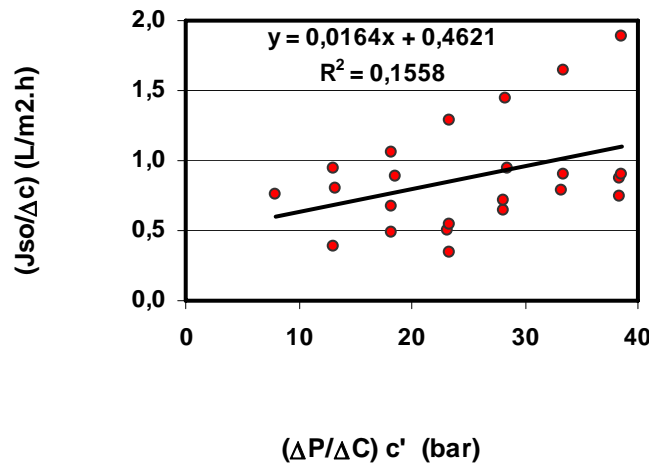


Figura 7.3. Correlación lineal para la determinación de los coeficientes “B” y “C”, segundo método de ajuste del modelo solución-difusión-imperfección. Membrana ESPA1.

- b. Correlación lineal de los J_{so} , según la expresión (7.7). **Figura 7.3.**
- c. Con los valores de los coeficientes “B” y “C” obtenidos según la **Figura 7.3**, de 0,4621 (L/m².h) para B, y 0,0164 (L/m².h.bar) para C, se calculan las velocidades de permeación del soluto.

7.3.3. Retención “R”

Una vez determinados los coeficientes, A, B y C, de acuerdo con las correlaciones para la velocidad de permeación del soluto, donde el mayor valor de “ R^2 ” corresponde al primer método, de allí se escoge los coeficientes “B” y “C”, y se calcula la retención de acuerdo a la ecuación (7.3), teniendo como coeficientes relacionados:

$$\frac{B}{A} = 0,0600$$

$$\frac{C}{A} = 0,0021$$

7.4. MODELIZACION DE LA MEMBRANA CPA2 SEGÚN EL PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION-IMPERFECCION

Sigue el mismo procedimiento de la membrana ESPA1, por lo cual se presentarán únicamente las Figuras y coeficientes obtenidos, conservando el orden señalado.

7.4.1. Velocidad de permeación “ J_v ”

Le corresponde los siguientes coeficientes:

$$A = 2.64 \text{ (L/m}^2\text{.h.bar)}.$$

$$C = 0.0118 \text{ (L/m}^2\text{.h.bar)}.$$

7.4.2. Velocidad de permeación del soluto “ J_s ”

Primer Método:

- a. Por correlación lineal según **Figura 7.4**, el valor del coeficiente C_1 es de 0.0960 (L/m².h.bar).

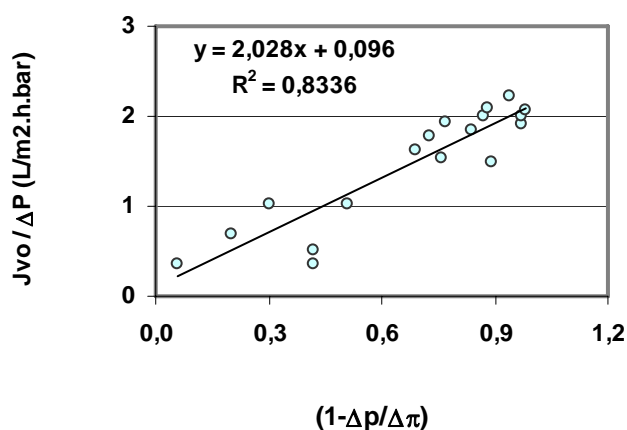


Figura 7.4. Correlación lineal para la determinación del coeficiente “ C_1 ”, primer método para el ajuste de J_s en la ecuación de la velocidad de permeación de soluto, modelo solución-difusión-imperfección. Membrana CPA2.

- b. Cálculos del coeficiente “ B_1 ”, en la **Tabla B.2**, apéndice B.
- c. Según los “ B_1 ”, y el “ C_1 ” se tiene la correlación lineal de la **Figura 7.5**. Los valores que se definen son 0,01507 (L/m².h) para B, y 0,0019 (L/m².h.bar) para C.

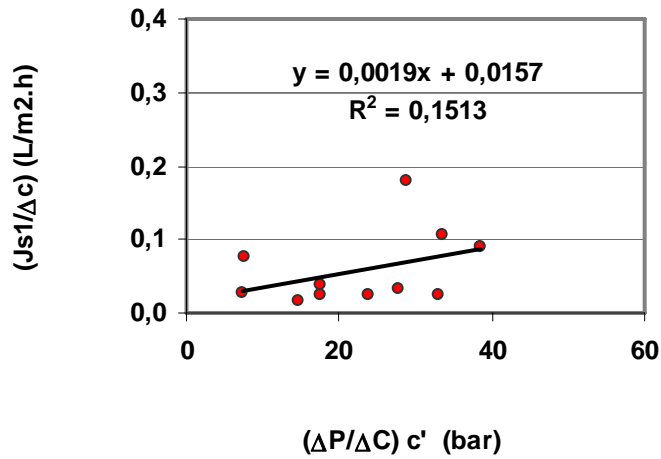


Figura 7.5. Correlación lineal para la determinación de los coeficientes “B” y “C”, primer método de ajuste de J_s , en el modelo solución-difusión-imperfección. Membrana CPA2.

- **Segundo Método**

a. Correlación lineal con los J_{so} , según la expresión (7.7), **Figura 7.6.**

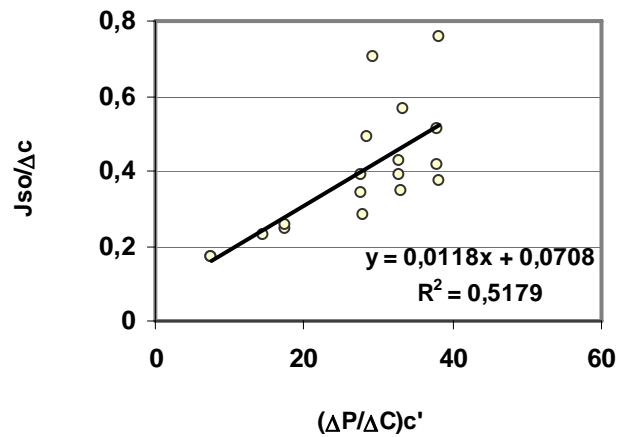


Figura 7.6. Correlación lineal para la determinación de los coeficientes “B” y “C”, segundo método de ajuste de J_s , en el modelo solución-difusión-imperfección. Membrana CPA2.

b. Los coeficientes para la velocidad de permeación del soluto son 0.0708 (L/m².h) para “B”, y 0.0118 (L/m².h.bar) para “C”.

7.4.3. Retención “R”

Sus coeficientes relacionados son:

$$\frac{B}{A} = 0.0268$$

$$\frac{C}{A} = 0.0045$$

7.5. MODELIZACION DE LA MEMBRANA PAC SEGÚN EL PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION-IMPERFECCION

Continúa el mismo procedimiento de las membranas anteriores por lo cual se presentarán únicamente las Figuras y coeficientes obtenidos, en la misma secuencia:

7.5.1. Velocidad de permeación “ J_v ”

Sus coeficientes son:

$$A = 1.4054 \text{ (L/m}^2 \cdot \text{h.bar)}.$$

$$C = 0.0587 \text{ (L/m}^2 \cdot \text{h.bar)}.$$

7.5.2. Velocidad de permeación del soluto “ J_s ”

Primer Método:

a. Según **Figura 7.7**, el valor del coeficiente C_1 es de 0.00 L/m².h.bar.

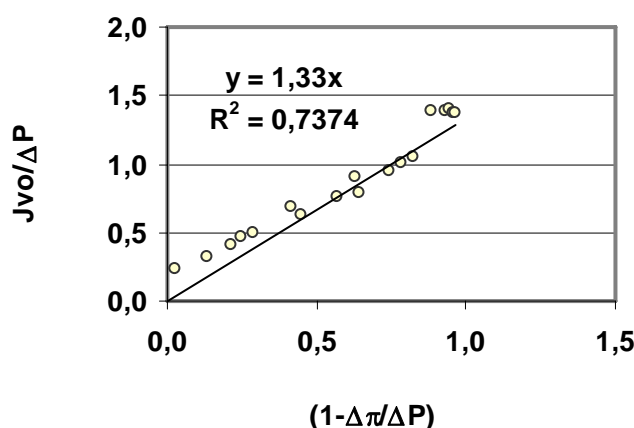


Figura 7.7. Correlación lineal para la determinación del coeficiente “ C_1 ”, primer método para el ajuste de J_s en la ecuación de la velocidad de permeación de soluto, modelo solución-difusión-imperfección. Membrana PAC.

- b. Cálculos del coeficiente “B₁”, en la **Tabla B.3**, apéndice B.
- c. Los valores que quedan son 0.0018 (L/m².h) para B, y 0.0046 (L/m².h.bar) para C.

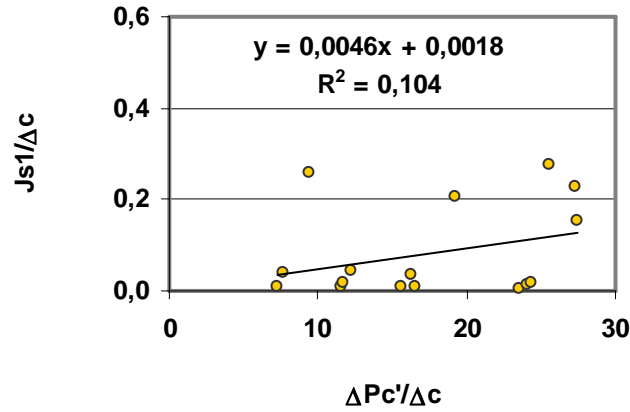


Figura 7.8. Correlación lineal para la determinación de los coeficientes “B” y “C”, primer método de ajuste de J_s , en el modelo solución-difusión-imperfección. Membrana PAC.

- **Segundo Método**

- a. Correlación lineal con los J_{so} , **Figura 7.9.**

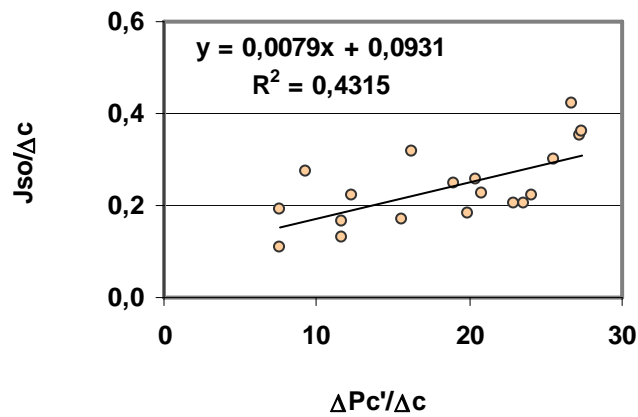


Figura 7.9. Correlación lineal para la determinación de los coeficientes “B” y “C”, segundo método de ajuste de J_s , en el modelo solución-difusión-imperfección. Membrana PAC.

- b. De acuerdo a la Figura 7.9, el coeficiente “B” tiene un valor de 0.0931 (L/m².h) y “C” de 0.0079 (L/m².h.bar).

7.5.3. Retención “R”

A más del coeficiente “A”, que ya está definido, “B” y “C” son los hallados en el primer método de ajuste de “ J_s ”, y los coeficientes relacionados son:

$$\frac{B}{A} = 0.0662$$

$$\frac{C}{A} = 0.0056$$

7.6. OPTIMIZACION Y AJUSTE DE LAS MODELIZACIONES SEGÚN PRINCIPIO DE SOLUCION-DIFUSION-IMPERFECCION

Se hicieron las siguientes consideraciones:

- La expresión que estima la velocidad de permeación total “ J_v ”, según ecuación (7.1), se considerará al final de este proceso, en atención a verificar si el ajuste del coeficiente de acoplamiento, “C” es consecuente con los datos experimentales de “ J_v ”.
- La expresión de velocidad de permeación del soluto “ J_s ” se ajustará luego de que se determine mediante optimización, los coeficientes “B” y “C” de la ecuación de la retención. Las expresiones de velocidad de permeación del soluto determinadas en los apartados 7.1. a 7.3, utilizando correlaciones, se compararán con las que se obtengan con optimización de mínimos cuadrados y función objetivo de “ J_s ”, y podrán cambiar de acuerdo al ajuste que convenga a la expresión de la retención, pero también a “ J_s ”.
- La retención, que no ha sido objeto de correlaciones ni ajustes, es la llamada a optimizar primero en esta modelización, pero eso sí, el coeficiente “A”, se mantendrá, por las razones ya expuestas en el apartado 6.7, y sólo variarán los coeficientes “B”, de permeabilidad del soluto, y “C”, de acoplamiento, con lo cual se busca mejorar la predicción relativa a la retención, dejando el óptimo en la predicción de la velocidad de permeación del soluto, pero siempre que no desmejore la predicción obtenida “ J_s ”, de la modelización según el principio de solución-difusión.

7.6.1. Membrana ESPA1

Se llevo a cabo la optimización de la retención con mínimos cuadrados, a partir de la expresión (7.3). Como resultado se estableció un valor de “B/A” de 0.0133, donde “B” resulta ser de 0.1025 (L/m².h.bar); y “C/A” de 0.0014, donde “C” es 0.0108 (L/m².h.bar).

Según estos coeficientes, se aplicó las ecuaciones, con las que se obtuvo las retenciones, y además se calcularon las velocidades de permeación del soluto. Todos estos resultados se analizaron.

El análisis de la optimización anterior se hizo mediante la Función objetivo unitaria, “FOU”, presentada en el apartado 4.2.11, la cual indica que aunque se minimizaron las diferencias entre los datos experimentales y los calculados, ésta aumentaba de valor, indicando una desmejora, no sólo en la retención, sino en la modelización de la velocidad de permeación del soluto. Además, para bajas concentraciones el incremento de la FOU fue del cien por cien.

Como solución, se hizo una minimización de la FOU aplicada a la retención para bajas concentraciones, del orden de 0.1%, y teniendo en cuenta la función de mínimos cuadrados, de la que no se escogerá su mínimo valor, pero se tendrá en cuenta en la valoración de alternativas Tabla B1, Apéndice B

El procedimiento de esta modelización compara sus resultados con los obtenidos con el principio de solución-difusión, procurando que sus soluciones sean mejores, o por lo menos equivalentes. En esta optimización la predicción es con concentraciones en la alimentación del orden de 0.1 %, que son las que se esperan.

Se determinó la siguiente expresión, para concentraciones del 0.1%, que se logró conciliar igualmente con la modelización de la expresión para “J_s”:

$$R = \left[1 + 0.06 * \left(\frac{1}{\Delta P - \Delta \pi} \right) + 0.003 * \left(\frac{\Delta P}{\Delta P - \Delta \pi} \right) \right]^{-1} \tag{7.8}$$

donde:

$$A = 7.7076 \text{ (L/m}^2 \cdot \text{h.bar)}$$

$$B = 0.4625 \text{ (L/m}^2 \cdot \text{h.)}$$

$$C = 0.0231 \text{ (L/m}^2 \cdot \text{h.bar)}$$

Los resultados que se obtienen, aparecen en las **Figuras 7.10 y 7.11**.

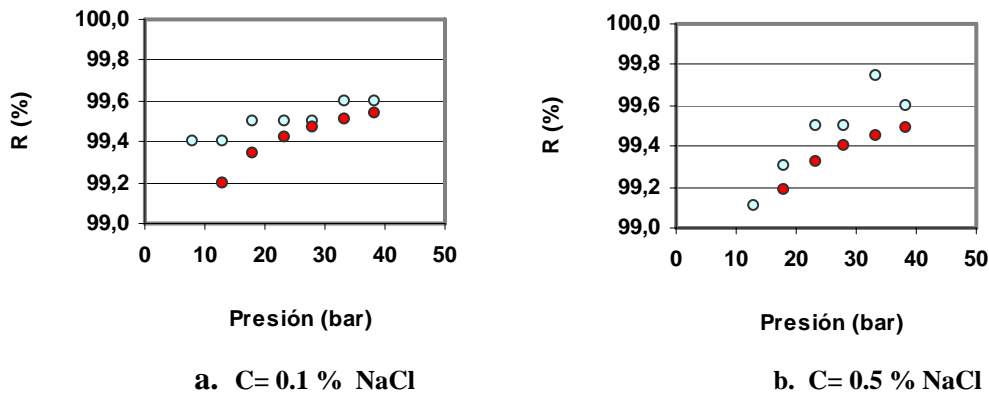


Figura 7.10. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ○ Observadas; ● Calculadas. Membrana ESPA1.

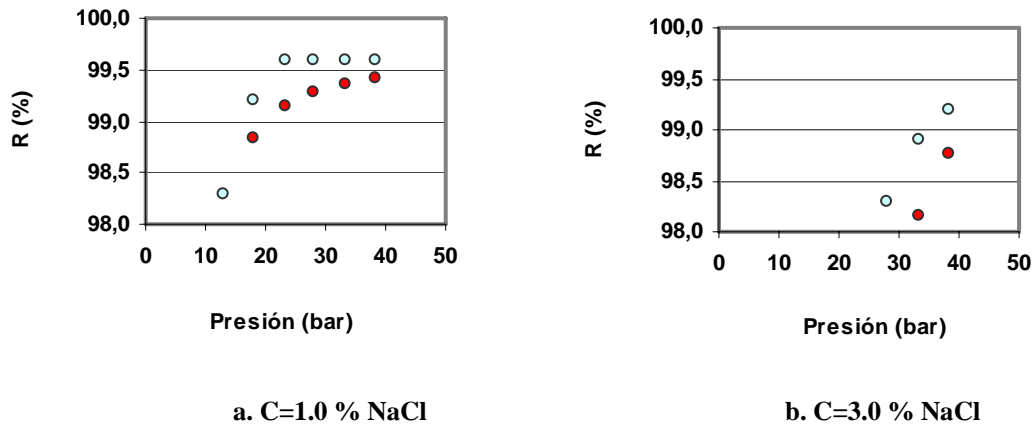


Figura 7.11. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana ESPA1.

Los resultados de la predicción de la velocidad de permeación del soluto, de acuerdo a los coeficientes anteriores, se representan a continuación los resultados. **Figuras 7.12 y 7.13**, según la expresión obtenida:

$$J_s = 0.4625 * (c' - c'') + 0.0231 * \Delta P * c' \tag{7.9}$$

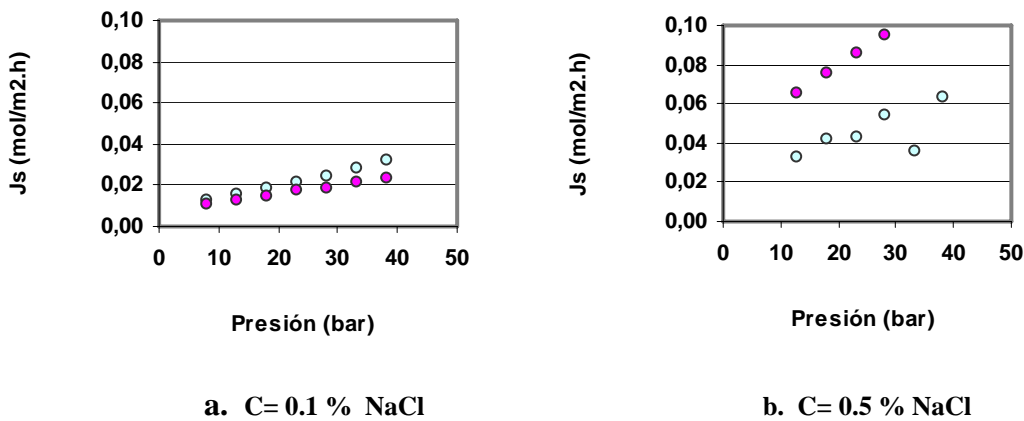


Figura 7.12. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ● Observadas, ● Calculadas. Membrana ESPA1.

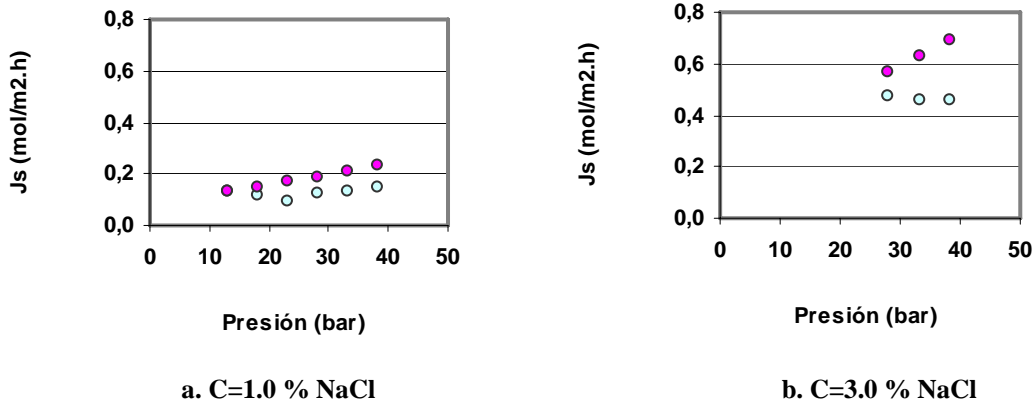


Figura 7.13. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ● Observadas, ● Calculadas. Membrana ESPA1.

En las **Figuras 7.14 y 7.15**, se presentan las velocidades de permeación total observadas y las calculadas, según la siguiente expresión, definida para este modelo:

$$J_s = 7.7076 * (\Delta P - \Delta \pi) + 0.0231 * \Delta P \tag{7.6}$$

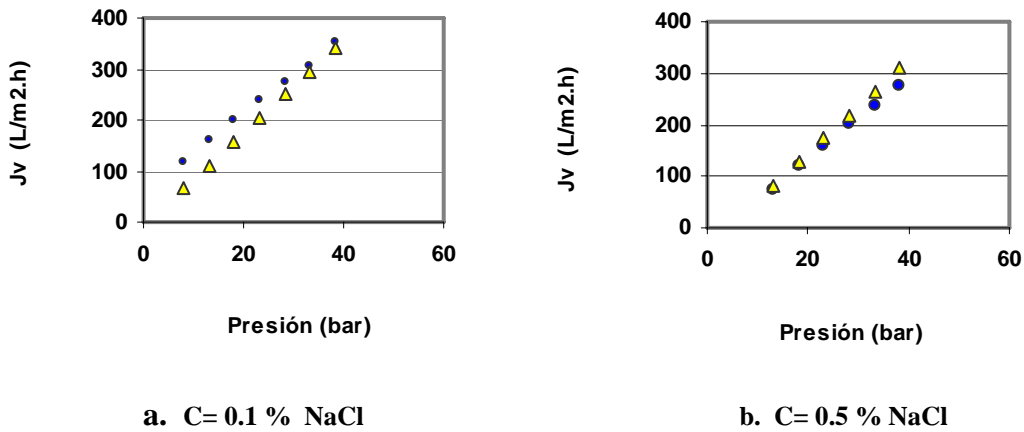


Figura 7.14. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana ESPA1.

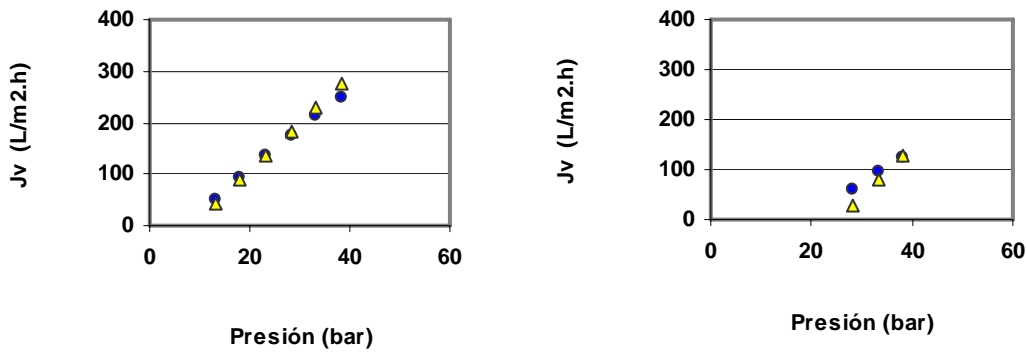


Figura 7.15. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana ESPA1.

7.6.2. Membrana CPA2

Los coeficientes “A”, “B” y “C” hallados en el apartado 7.4, para calcular la retención, se aplicaron a la ecuación (7.3), y de su comparación con los datos experimentales, se valoró su predicción con la función objetivo unitaria, “FOU”. Luego fueron optimizados con la función de mínimos cuadrados, y estos resultados obtenidos se calificaron nuevamente con la función objetivo, e igualmente se procedió con la velocidad de permeación del soluto, pero observando con especial atención lo que sucede para concentraciones del orden del 0.1%, donde el valor de “B/A” fue de 0.1197 y de “C/A” de 0.0008.

Realizado lo dicho, se halló que para la retención el valor de la función objetivo unitaria es menor a la encontrada con la modelización bajo el principio de solución-difusión, pero no sucede lo mismo cuando se examina esta condición con respecto a la velocidad de permeación del soluto.

Posteriormente se hizo la optimización de la retención “R”, con la función de mínimos cuadrados, para concentraciones del 0,1%, de donde con un ajuste en la relación “C/A”, se halló una solución para las predicciones de la retención, y de la velocidad de permeación del soluto, porque satisface el hecho de obtener un menor valor de la “FOU” para la retención como para la velocidad de permeación del soluto, que los hallados en el capítulo 6.

La expresión definida para la retención es:

$$R = \left[1 + 0.0859 * \left(\frac{1}{\Delta P - \Delta \pi} \right) + 0.0034 * \left(\frac{\Delta P}{\Delta P - \Delta \pi} \right) \right]^{-1} \quad (7.11)$$

donde de acuerdo a la ecuación (7.3):

$$A = 2.64 \text{ (L/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar)}$$

$$B=0.2268 \text{ (L/m}^2\text{.h)}$$

$$C=0.0090 \text{ (L/m}^2\text{.h.bar)}$$

Según estos resultados se presenta en las **Figuras 7.16 y 7.17** la comparación entre retenciones experimentales y calculadas.

De conformidad con los valores de los coeficientes anteriores:

$$J_s = 0.2268 * (c'-c'') + 0.009 * \Delta P * c' \tag{7.12}$$

$$J_v = 2.64 * (\Delta P - \Delta \pi) + 0.009 * \Delta P \tag{7.13}$$

En las **Figuras 7.18 y 7.19** la comparación entre las velocidades de permeación del soluto, experimentales y calculadas; y luego, en las **Figuras 7.20 y 7.21**, entre velocidades de permeación total.

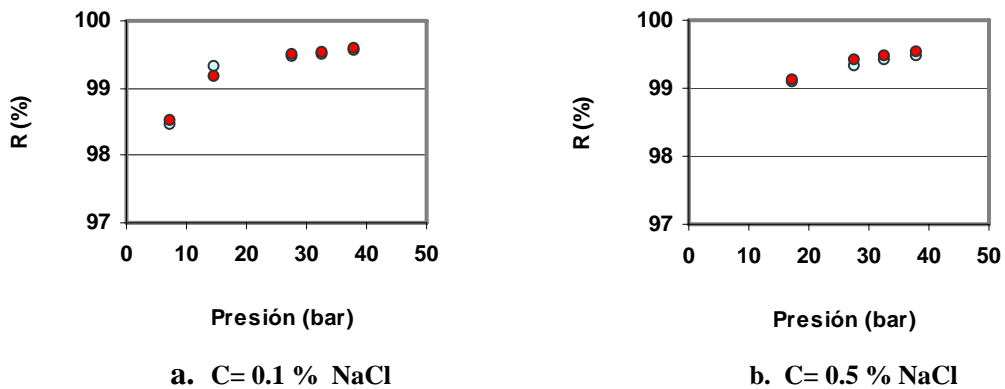


Figura 7.16. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana CPA2.

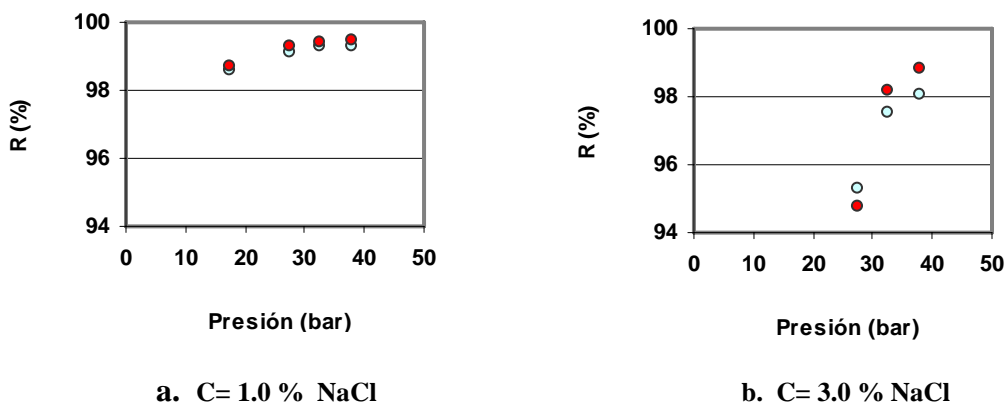
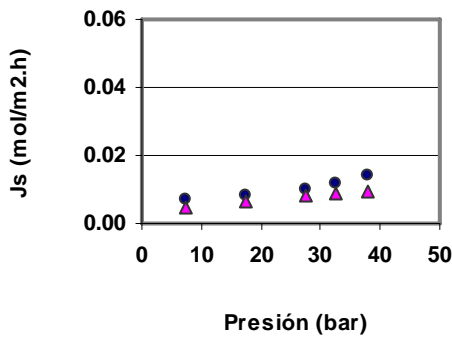
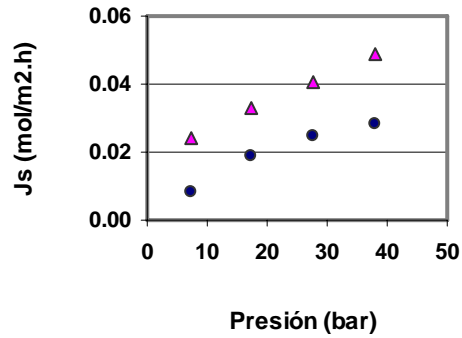


Figura 7.17. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana CPA2.

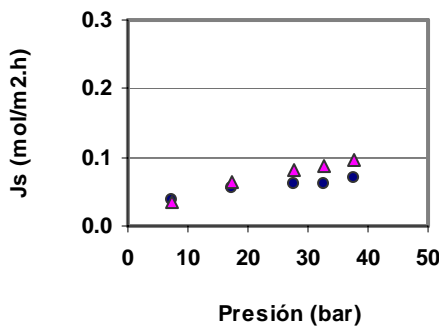


a. C= 0.1 % NaCl

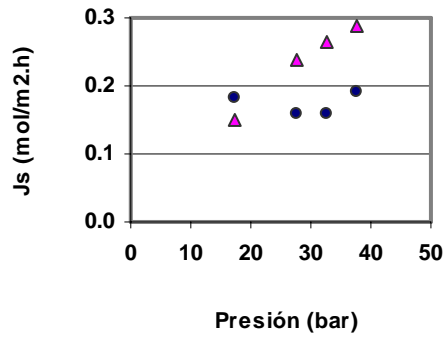


b. C= 0.5 % NaCl

Figura 7.18. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ● Observadas, ▲ Calculadas. Membrana CPA2.

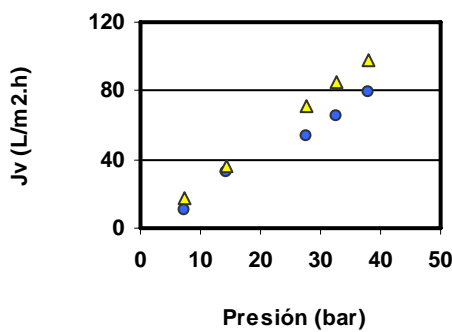


a. C=1.0 % NaCl

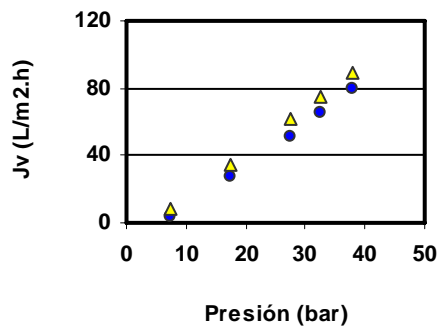


b. C=3.0 % NaCl

Figura 7.19. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ● Observadas, ▲ Calculadas. Membrana CPA2.



a. C= 0.1 % NaCl



b. C= 0.5 % NaCl

Figura 7.20. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana CPA2.

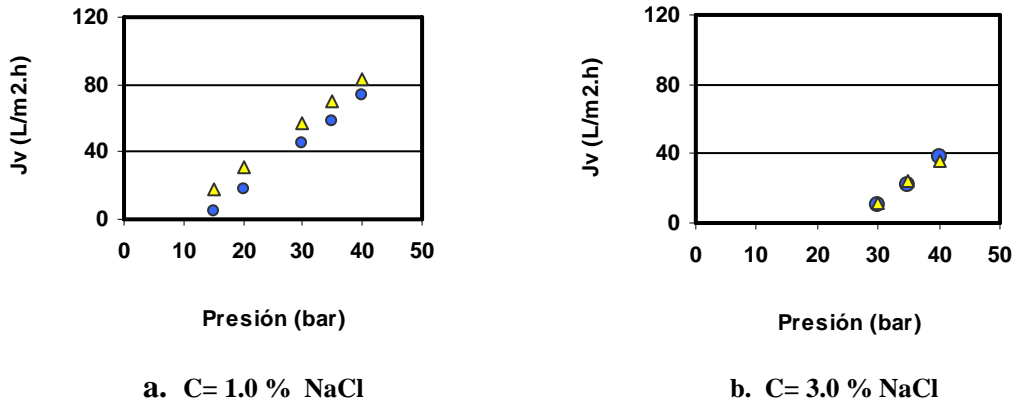


Figura 7.21. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana CPA2.

7.6.3. Membrana PAC

La optimización con mínimos cuadrados, trabajando con toda la información, no permitió un buen ajuste, con valores de “B/A” de 0.1304 y de “C/A” de -0.0057. Pero eso sí, al realizarla para concentraciones del 0.1% se encontró una solución válida para las predicciones de la retención, y de la velocidad de permeación del soluto, con valores “FOU” menores a los ya conseguidos en la modelización por solución-difusión.

$$R = \left[1 + 0.0982 * \left(\frac{1}{\Delta P - \Delta \pi} \right) + 0.002 * \left(\frac{\Delta P}{\Delta P - \Delta \pi} \right) \right]^{-1} \tag{7.14}$$

donde de acuerdo a la expresión (7.14):

$$A=1.4054 \text{ (L/m}^2\text{.h.bar)}$$

$$B=0.1380 \text{ (L/m}^2\text{.h.)}$$

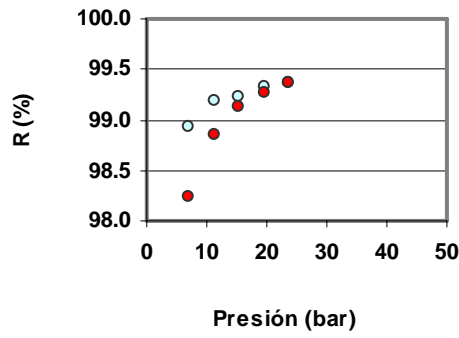
$$C=0.0028 \text{ (L/m}^2\text{.h.bar)}$$

Con los valores de los coeficientes anteriores:

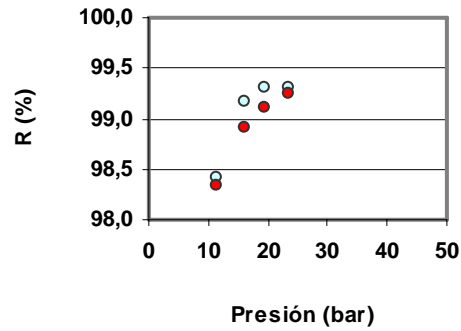
$$J_s = 0.1380 * (c'-c'') + 0.0028 * \Delta P * c' \tag{7.15}$$

$$J_v = 1.4054 * (\Delta P - \Delta \pi) + 0.0028 * \Delta P \tag{7.16}$$

Se presenta en las **Figuras 7.22 a 7.27** las comparaciones correspondientes.

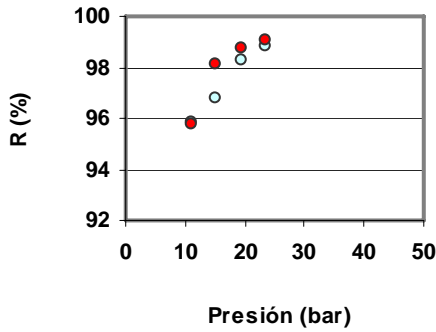


a. C = 0.1 % NaCl

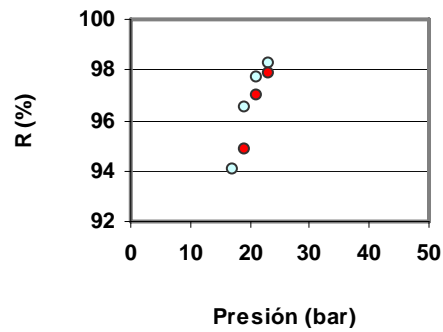


b. C = 0.5 % NaCl

Figura 7.22. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.

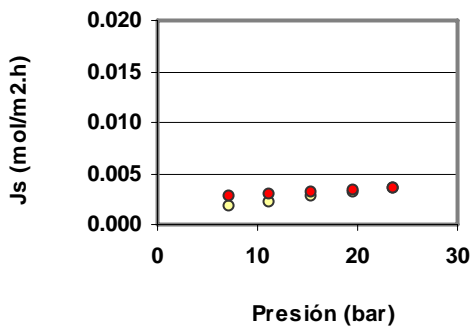


a. C = 1.0 % NaCl

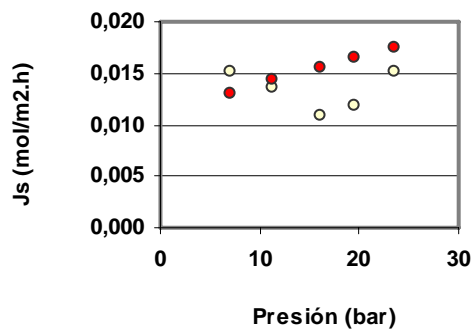


b. C = 2.0 % NaCl

Figura 7.23. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ● Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.



a. C = 0.1 % NaCl



b. C = 0.5 % NaCl

Figura 7.24. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.

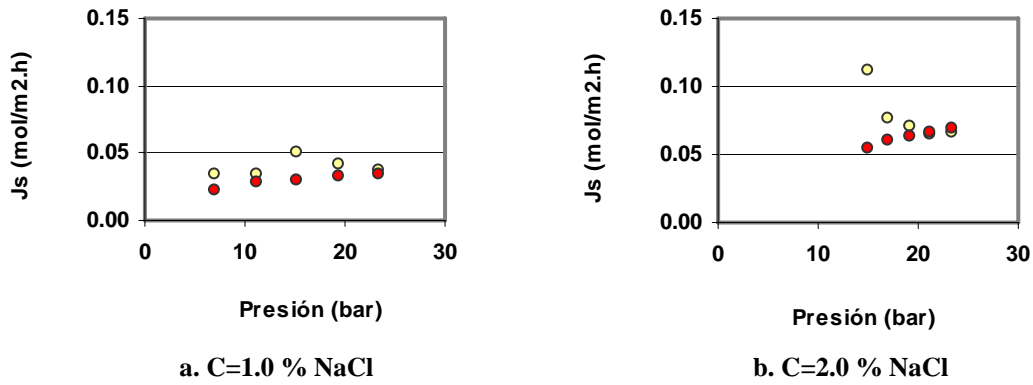


Figura 7.25. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.

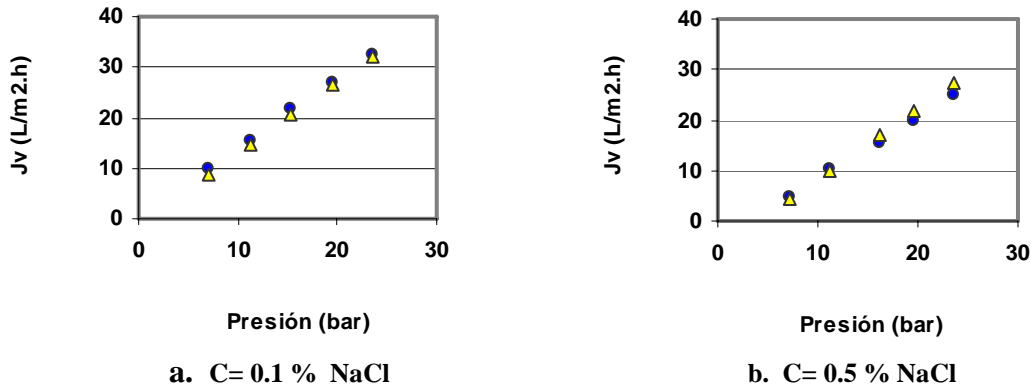


Figura 7.26. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ● Observadas, △ Calculadas. Membrana PAC.

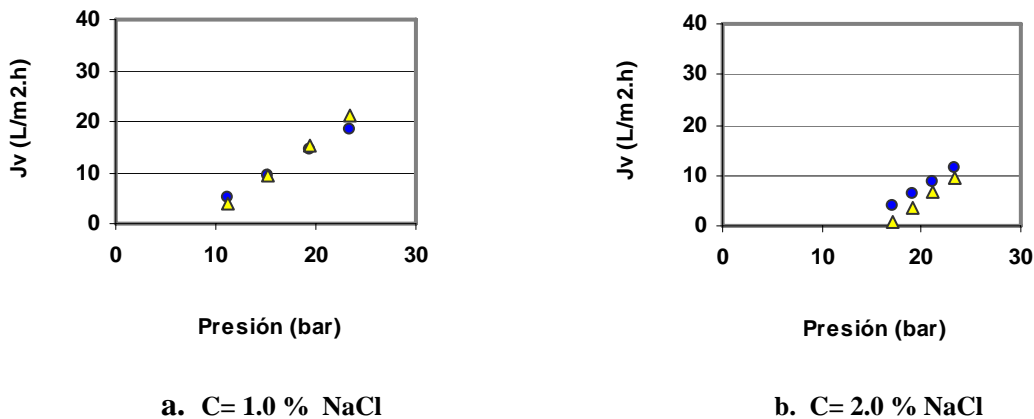


Figura 7.27. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ● Observadas, △ Calculadas. Membrana PAC.

7.7. ANALISIS Y DISCUSION

7.7.1. Modelización

- **Velocidad de permeación total**

Como en este modelo la velocidad de permeación, en lo sucesivo “ J_v ”, va a depender no sólo del coeficiente de permeabilidad del agua pura, sino del coeficiente de acoplamiento “ C ”, y en la medida que la membrana tenga mayores imperfecciones en su superficie, con esos pequeños poros, va a ser mayor el peso de “ C ” en la velocidad de permeación. Los resultados de las predicciones de J_v se deben en buena parte al ajuste que se logra de la velocidad de permeación del soluto, “ J_s ”, y cómo influye en el ajuste de “ J_v ”.

Los coeficientes “ C ” elegidos, fueron los hallados por el segundo método de ajuste de “ J_s ”, para la determinación de los coeficientes “ B ” y “ C ”, en razón de ser considerados los más consecuentes con el comportamiento de membranas bajo el principio de solución-difusión-imperfección, de acuerdo con los indicadores FOU, ΔJ_s y R^2 de las correlaciones.

Los resultados muestran que gran parte del permeado va a pasar precisamente es por el hecho de que cada componente de la solución de alimentación se disuelve en la membrana, y luego se difunde a través de ella, por las diferencias de concentración que se crean a ambos lados de ella, siendo las de ósmosis inversa el mejor ejemplo; así es que las membranas de esta investigación funcionan fundamentalmente como se ha mencionado, y no por permeación de flujo viscoso por sus poros.

La presencia de esos pequeñísimos poros en las membranas, causa en la ESPA1 un incremento en la “ J_v ” del 1.4 %.

Por aplicación de la ecuación (7.1) con los coeficientes mencionados a todos los datos, se obtuvo los resultados de la **Tabla 7.1**, donde aparece el ΔJ_v de la comparación entre valores experimentales y calculados. Se destaca la membrana ESPA1 como la de mayor ajuste en sus coeficientes de J_v , con 8% de variación media de los valores predichos frente a los reales, y una FOU de 0.31, que se interpreta como un 3.1% de error en las predicciones.

Tabla 7.1.

Modelización velocidad de permeación total, por solución-difusión-imperfección

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
A (L/m ² .h)	7.7076	2.6400	1.4054
C (L/m ² .h.bar)	0.0164	0.0118	0.0079
ΔJ_v (%)	8.0	16.4	15.1
FOU*	0.31	1.22	0.80

- Función Objetivo Unitaria

- **Velocidad de permeación del soluto**

Los valores de “R²” resultantes de las correlaciones por los métodos 1 y 2, para determinar “B” y “C”, fueron en general mayores por el método 2, (con base en la velocidad de permeación del soluto, observada), y al compararlos con los valores obtenidos con el método 1, (según la retención observada), se comprobó que los coeficientes hallados por el primer método eran más afines con el comportamiento que deben tener las membranas de ósmosis inversa, como se mencionó al comenzar este apartado. **Tabla 7.2.**

Con base en lo anterior se puede afirmar que la información experimental está de acuerdo con este modelo, en cuanto se refiere a la velocidad de permeación total y a la concentración del permeado, de las cuales depende la velocidad de permeación del soluto, y por lo tanto el método 2 es el más representativo en este caso.

En las Figuras de esta modelización se observa para todas las membranas, como las predicciones de “J_s” siguen la tendencia de los datos experimentales, siendo más notable esta condición a concentraciones del 0.1%, para las cuales se buscó el mayor ajuste del modelo.

La diferencia de esta modelización frente a la hecha por principio de solución-difusión se puede apreciar por ejemplo, por comparación de las Figuras 6.12 y 7.12 de ESPA1, que evidencia el flujo de poros en esta última, con una variación mayor de “J_s” con la presión.

Tabla 7.2

Valores y grados de ajuste de los coeficientes “B” y “C”.
Modelo solución-difusión-imperfección

Membrana	Método	Coefficiente	Valor	R ²
ESPA1	1. Según R _o	B*	0.3523	0.1832
		C ⁺	0.0141	0.1832
	2. Según J _{so}	B*	0.4621	0.1558
		C ⁺	0.0164	0.1558
CPA2	1. Según R _o	B*	0.0157	0.1513
		C ⁺	0.0019	0.1513
	2. Según J _{so}	B*	0.0708	0.5179
		C ⁺	0.0118	0.5179
PAC	1. Según R _o	B*	0.0018	0.1040
		C ⁺	0.0046	0.1040
	2. Según J _{so}	B*	0.0931	0.4315
		C ⁺	0.0079	0.4315

* (L/m².h) + (L/m².h.bar)

- **Retención**

Sus predicciones son el resultado de los valores seleccionados de “B” y “C”, junto con el de “A”. La diferencia con el modelo solución-difusión, con el término añadido de

“C/A” en el denominador de la ecuación de la retención, implicando que la presencia de porosidades en la membrana, se traduce en una disminución de su retención, resultó menor para la membrana ESPA1, en la que la retención disminuye 0.22% por este concepto. **Tabla 7.3.**

Tabla 7.3.

Comparación de la modelización de la retención de membranas por solución-difusión-imperfección

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
B/A	0.0600	0.0268	0.0662
C/A	0.0021	0.0045	0.0056
$\Delta P - \Delta \pi$	12.2	13.7	15.4
R_o (%)	99.40	99.32	99.22
R_c (%) (sin poros)	99.51	99.80	99.55
R_c (%) (con poros)	99.29	99.33	98.97
ΔR (%) (sin-con)	0.22	0.47	0.58

7.7.2. Optimización

- **Retención**

Entre los coeficientes relacionados “B/A” y “C/A”, obtenidos en la modelización por correlaciones, y los hallados finalmente por optimización de la FOU mínima, en lo posible para concentraciones de 0.1%, no cambiaron significativamente, a excepción de la membrana CPA2. Estos coeficientes si tuvieron un cambio significativo cuando a partir de los coeficientes de la modelización se hizo su optimización general, (con toda la información), por mínimos cuadrados.

Sin embargo esta optimización general no es la más indicada para esta aplicación, puesto que las predicciones que hace, no tienen en cuenta las estimaciones con exceso a la retención real, lo cual no es lo más conveniente, al esperar retenciones superiores a las reales, lo cual se explicó en el apartado 4.2.11, sobre la función objetivo.

De acuerdo a la Tabla 7.4, después de optimizaciones, se puede decir que la membrana PAC es la menos porosa, lo cual no implica que se la de mayor retención, ya que en ella no sólo influye este factor, y según el modelo en cuestión, para unas mismas condiciones de presión efectiva aplicada y de solución de alimentación, va a depender simultáneamente de “A”, “B” y “C”.

En general, las predicciones de la retención que se alcanzaron con este modelo fueron más cercanas a los valores reales, en comparación con el modelo solución-difusión. El análisis conjunto de los modelos se aborda en el capítulo 10.

La variación media en la predicción de la retención, estimada entre todos los datos experimentales y calculados de las membranas, fue del 0.17%, y de acuerdo a la FOU,

el error apenas si se llega a aproximar al 0.1%, donde la membrana que alcanzó las mejores predicciones fue la CPA2, cuyo error de predicción se puede estimar en 0.06%. **Tabla 7.4.**

Tabla 7.4

Optimización de la retención en las membranas, según solución-difusión-imperfección

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
B/A sin optimizar	0.0600	0.0268	0.0662
C/A sin optimizar	0.0021	0.0045	0.0056
FOU	0.05	0.03	0.19
ΔR_m (%) [#]	0.53	0.35	1.95
B/A opt. por m.c.	0.0133	0.1197	0.1304
C/A opt. por m.c.	0.0014	0.0008	0.0000
FOU	0.02	0.02	0.14
ΔR_m (%) [#]	0.23	0.25	1.50
B/A opt. por fou ⁰¹	0.0600	0.0859	0.0982
C/A opt. por fou ⁰¹	0.0030	0.0034	0.0020
ΔR_m (%) [#]	0.17	0.16	0.22
MCU ⁰¹	0.0782	0.0300	0.1011
FOU ⁰¹	0.0067	0.0064	0.0100
ΔR_m (%) ^g	0.73	0.29	1.49
FOU ^g	0.070	0.017	0.140

01:c=0.1% NaCl [#]variación media ^ggeneral. MCU :mín .cuadrados unitario.

• Velocidad de permeación del soluto

Se verifica que las correlaciones que tienen en cuenta la retención y la velocidad de permeación del soluto para modelizar “ J_s ”, son herramientas útiles para acceder a unos coeficientes “B” y “C” que permiten procurar un buen ajuste. Esto se puede comprobar por los indicadores de MCU como mínimos cuadrados unitario, FOU y ΔJ_s , que denotan la cercanía que puede haber entre los valores iniciales hallados por correlaciones, y los finales.

En general el método para modelización de “ J_s ” que más se acercó a los valores definidos finalmente, fue el segundo, que justamente involucra el “ J_s ” observado, según ecuación (6.17). Hay una buena identidad entre los valores de “B” y “C” determinados por correlaciones con este método.

La membrana con que se alcanzó mejor ajuste de “ J_s ” fue la PAC, con FOU de 0.90. **Tabla 7.5.**

En general la modelización con el principio de la solución-difusión-imperfección se confirma en esta investigación como una precisión más del principio fundamental de la solución-difusión. Esta discusión se profundizará en el capítulo 10.

Tabla 7.5

Optimización de la velocidad de permeación del soluto, solución-difusión-imperfección

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
B sin optimización ¹	0.3523	0.0157	0.0018
C sin optimización ¹	0.0141	0.0019	0.0046
FOU	2.60	4.46	6.10
ΔJ_{sm} (%)	41.7	82.0	60.6
B sin optimización ²	0.4621	0.0708	0.0931
C sin optimización ²	0.0164	0.0118	0.0079
FOU	2.91	0.76	1.90
ΔJ_{sm} (%)	55.0	36.6	35.5
B opt. general	0.1025	0.3161	0.1832
C opt. general	0.0108	0.0021	0.0000
FOU	4.60	0.41	2.19
ΔJ_{sm} (%)	47.8	35.9	30.5
MCU	9.3 E-3	4.0 E-4	9.0 E-4
B opt. Fou ⁰¹	0.4625	0.2268	0.1380
C opt. Fou ⁰¹	0.0231	0.009	0.0028
FOU ⁰¹	1.92	2.50	0.90
ΔJ_{sm} (%) ⁰¹	21.1	24.9	22.3
MCU ⁰¹	2.9 E-05	1.7 E-5	3.4 E-7
FOU ^g	3.58	0.99	2.08
ΔJ_{sm} (%) ^g	74.5	48.3	28.1
MCU ^g	1.6 E-2	1.7 E-3	1.0 E-3

1 método 1. 2 método 2. + c=0.1% NaCl

- **Velocidad de permeación total**

Esta optimización es resultante de la realizada a “ J_s ”, y se puede apreciar comparativamente entre las J_v de esta modelización y las obtenidas por solución-difusión, como se da un mayor acercamiento de los valores calculados a los experimentales. Esta situación se puede apreciar en las Figuras 6.14, 6.15, 7.14 y 7.15, y además se refleja en los resultados de la **Tabla 7.6**.

Tabla 7.6

Optimización de la velocidad de permeación, según solución-difusión-imperfección

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
A*	7.7076	2.6400	1.4054
C ⁺ sin optimizar	0.0164	0.0118	0.0079
ΔJ_{vm} (%)	8.0	16.4	15.1
FOU	0.31	1.22	0.80
C ⁺ optimizado	0.0231	0.009	0.0028
ΔJ_{vm} (%)	22.1	28.3	15.5
FOU	0.81	3.04	0.80

7.8. CONCLUSIONES

- El modelo basado en el principio de solución-difusión-imperfección tiene en cuenta no sólo el transporte a través de la membrana por el proceso de solución-difusión, sino el flujo viscoso que ocurre con la presencia de una fuerza externa que se manifiesta por la presión, que actúa en los poros de la membrana, permitiendo una mayor aproximación en la predicción del comportamiento de la ósmosis inversa.
- El coeficiente de acoplamiento “C” y la diferencia transmembrana de presiones permiten la estimación del flujo a través de los poros de las membranas de ósmosis inversa.
- En la velocidad de permeación del soluto no sólo va a intervenir el coeficiente de permeación del soluto “B”, y el gradiente de concentraciones, sino que también este se produce por los poros de la membrana, o sea que también va a depender de “C” y ΔP .
- La retención, de acuerdo con el modelo de solución-difusión-imperfección, va a depender no sólo de la presión efectiva transmembrana, sino de los coeficientes “A”, “B” y “C”, de tal forma que mientras sean menores las relaciones “B/A” y “C/A”, la retención será mayor.
- Los coeficientes “C” que se escogieron, fueron los calculados por el segundo método de ajuste de “ J_s ”, por ser los más consecuentes con el comportamiento de las membranas.
- Los resultados dicen que gran parte del permeado va a pasar por la membrana debido a que cada componente de la solución de alimentación se disuelve, y luego se difunde en ella, por las diferencias de concentración y de presión que se crean a ambos lados, y que el flujo viscoso es el menor valor, variando para cada membrana como lo ilustran los resultados.
- La presencia de esos pequeñísimos poros en las membranas, causan en la ESPA1 un incremento en la “ J_v ” del 1.4 % del valor de la presión transmembrana aplicada.
- La membrana ESPA1 es la de mayor ajuste en sus coeficientes de J_v , con 8% de variación media de los valores predichos frente a los reales, y una FOU de 0.31, que se interpreta como un 3.1% de error en las predicciones.
- Los valores de “ R^2 ” que se obtuvo de las correlaciones por los métodos 1 y 2, para determinar “B” y “C”, fueron en general mayores por el método 2, (con base en la velocidad de permeación del soluto observada), y se comprobó que los coeficientes hallados por éste, eran más afines con el comportamiento que deben tener las membranas de ósmosis inversa.
- Para todas las membranas, las predicciones de “ J_s ” siguen la tendencia de los datos experimentales, siendo más notable esta condición a concentraciones del 0.1%, para las cuales se buscó el mayor ajuste del modelo.

- La diferencia en el comportamiento de " J_s " con la presión, de esta modelización en comparación a la hecha por principio de solución-difusión, se ilustró en las Figuras correspondientes, y se debe al flujo de poros identificado en este modelo, que mostró una variación de " J_s " con la presión.
- Para presiones entre 12 y 15 bar las retenciones calculadas resultaron ser mayores para la membrana CPA2 (99.33%), y luego la ESPA1, (99.22%), y finalmente la PAC, (98.97 %), con variaciones del 0.2 a 0.6 %.
- La optimización general por mínimos cuadrados no es la más indicada para estos modelos, donde las predicciones que se obtienen, no consultan la diferencia entre las estimaciones con exceso y las hechas con defecto a la retención real, lo cual no es igual desde el punto de vista práctico.
- Los coeficientes relacionados " B/A " y " C/A ", hallados por correlaciones, y los que finalmente se obtuvieron por optimización de la FOU mínima, con interés en concentraciones de 0.1%, no variaron significativamente, a excepción de los de la membrana CPA2.
- Luego de las optimizaciones la membrana PAC resulta ser la menos porosa, pero no la de mayor retención. No sólo influye este factor para unas mismas condiciones de presión efectiva aplicada y de la solución de alimentación, sino que va a depender además, simultáneamente de " A ", " B " y " C ".
- La retención tuvo una variación media del 0.17% en las predicciones, y de acuerdo a la FOU, el error apenas si se llega a aproximar al 0.1%. La membrana que alcanzó las mejores predicciones fue la CPA2, con un error del 0.06%.
- Las predicciones de la retención obtenidas con este modelo son más próximas a los valores experimentales, en comparación con las del modelo solución-difusión, en virtud del reconocimiento de las imperfecciones de las membranas.
- Las correlaciones que se basan en la retención y la velocidad de permeación del soluto experimental, para modelizar " J_s ", son herramientas útiles para acceder a unos coeficientes " B " y " C " en la búsqueda de un buen ajuste. Los indicadores MCU, FOU y ΔJ_s , así lo demuestran.
- El método de modelización de " J_s " que más se aproximó a los valores finales, fue el segundo, que incluye el " J_{so} " observado, y la membrana con que se alcanzó mejor ajuste de " J_s " fue la PAC, con FOU de 0.90
- La modelización bajo el principio de la solución-difusión-imperfección se verifica en esta investigación como una precisión más del principio fundamental de la solución-difusión.
- La velocidad de permeación total es resultante de la optimización de " J_s ", y se puede ver como este modelo da un mayor acercamiento de los valores calculados a los experimentales, en comparación con el modelo solución-difusión.

8.1. CONSIDERACIONES GENERALES

Las membranas que funcionan con el principio de solución difusión son de gran interés desde el punto de vista práctico por el alto grado de selectividad que tienen, y donde se asume que no hay fuerzas de acoplamiento entre los flujos de solvente y soluto, mientras que las membranas de flujo viscoso representan el otro extremo; allí se suceden altas permeabilidades, existen poros suficientemente grandes y el acoplamiento es su característica.

En el presente modelo se cae en una categoría intermedia entre los dos anteriores: una clase de materiales en la cual el acoplamiento de los flujos existe, pero en un grado mucho menor que en las membranas de flujo viscoso.

Para el caso diferentes modelos han sido propuestos, tal que representen estas membranas intermedias, como los reportados por Sourirajan, quien estableció inicialmente que las membranas poco porosas de acetato de celulosa podían ser progresivamente modificadas por tratamiento al calor para llegar a ser más y más selectivas, hasta que sus propiedades se aproximaran a las membranas de solución-difusión.

Parece razonable observar que membranas de propiedades intermedias como estructuras porosas, con un tamaño de poro muy pequeño, permiten flujo no restrictivo de moléculas de soluto, pero con todo el solvente y el soluto dentro de la membrana, contenido en estos pequeños poros.

8.2. FLUJO VISCOSO EN MEMBRANAS

Una membrana con gran cantidad de poros se caracteriza por su flujo viscoso, en el cual el acoplamiento es su característica.

La velocidad de permeación total a través de una membrana altamente porosa puede ser expresado por la ley de Poiseuille:

$$J_v = H \frac{dp}{dy} = \frac{\varepsilon R^2}{8\eta} \frac{dp}{dy} \approx \frac{\varepsilon R^2}{8\eta} \frac{\Delta p_m}{t\lambda} \quad (8.1)$$

donde:

H es la permeabilidad hidrodinámica

η es la viscosidad cinemática del fluido

R es el radio equivalente de los poros

ε es la fracción de poros de la membrana

Δp_m = gradiente de presión a través de la membrana

Se asume que “R” y “ε” son constantes a través de la membrana, y que los cambios en la densidad de la solución con la concentración son despreciables. En consecuencia, la velocidad de permeación deberá ser constante a través de la membrana, y se puede justificar reemplazar el gradiente de presión por $\Delta p_m/t\lambda$, en el cual “t” es el factor de tortuosidad, que indica que la longitud de poros es mayor que el espesor de la membrana, λ .

En una membrana de flujo viscoso la velocidad de permeación del soluto puede ser representada como la suma de las contribuciones debidas al movimiento del centro de masas del fluido y a la difusión del soluto con respecto al mismo centro de masas.

En consecuencia, la velocidad de permeación del soluto queda:

$$J_s = c_m J_v + J_d \quad (8.2)$$

donde:

c_m = concentración del soluto, como la masa de solutos por unidad de volumen total de membrana.

J_v = velocidad de permeación total

J_d = flujo difusivo del soluto por unidad de área de membrana en cualquier punto.

De acuerdo a la ley Fick, la velocidad de permeación del soluto, por difusión es:

$$J_d = D_s \frac{dc_m}{dy} \quad (8.3)$$

donde:

D_s = coeficiente de difusión del soluto, en el centro de masas del sistema.

Reemplazando la ecuación (8.3) en la (8.2) se llega a:

$$J_s = D_s \frac{dc_m}{dy} + c_m J_v \quad (8.4)$$

8.3. PRINCIPIO DE LOS POROS FINOS

Este modelo parte de la misma ecuación (8.2) que se utiliza para flujo de soluto en membranas porosas, que es un flujo viscoso, pero el flujo difusivo de la sal se escribe ahora como:

$$J_d = m_{sa} c_m \left[\left(\frac{\partial \mu_s}{\partial c_m} \right)_{p,T} \frac{dc_m}{dy} + F_s \right] \quad (8.5)$$

donde:

m_{sa} = movilidad del soluto en el agua

F_s = fuerza de fricción que actúa sobre cada molécula de soluto, como resultado de su interacción con el material de la membrana. Esta es una fuerza externa, en el sentido de la ecuación (6.2) de este documento.

Tratamientos extensivos de modelos sobre fricción en membranas han sido presentados por Spiegler y Kedem y Katchalsky.

En una primera aproximación muy elemental se asume una relación lineal entre la fuerza de fricción por molécula de soluto y la velocidad del soluto dentro de los poros. (Merten, 1966):

$$F_s = X_{AM} u_s = \frac{-X_{AM} J_s}{c_m} \quad (8.6)$$

donde:

F_s = fuerza de fricción que actúa sobre cada molécula de soluto, en su interacción con la membrana.

X_{AM} = coeficiente de fricción, debida a la interacción del soluto con la membrana.

u_s = velocidad del soluto dentro de los poros.

c_m = concentración de solutos por volumen total de membrana.

J_s = velocidad de permeación del soluto.

La movilidad del soluto en el agua " m_{sa} " también se relaciona con el coeficiente de fricción " X_{AB} " resultante de la interacción del soluto con el agua:

$$m_{sa} = \frac{1}{X_{AB}} \quad (8.7)$$

El término "b" se define como:

$$b = 1 + \frac{X_{AM}}{X_{AB}} \quad (8.8)$$

Por reemplazo de las ecuaciones (8.5) y (8.6) en (8.2), y por definición de "b":

$$J_s = \frac{c_m}{X_{AB} b} \left(\frac{\partial \mu_s}{\partial c_m} \right)_{p,T} \frac{dc_m}{dy} + \frac{c_m}{b} J_v \quad (8.9)$$

En un comportamiento solución-difusión: $[(\partial\mu_s/\partial c_m)_{p,T} = RT/c_m]$;

Entonces:

$$J_s = \frac{RT}{X_{AB}b} \frac{dc_m}{dy} + \frac{c_m}{b} J_v \quad (8.10)$$

La ecuación (8.10) es similar a la de una membrana altamente porosa, ecuación (8.4), y sólo se diferencia por la inserción del coeficiente "b".

Las fuerzas de fricción que se tienen en cuenta en este modelo, no solo afectan la permeabilidad de la membrana al soluto, sino que también lo hacen con su permeabilidad hidrodinámica.

La fuerza por unidad de volumen en los poros del fluido debido a la interacción del soluto y la membrana es la fuerza por mole multiplicada por la concentración molar del fluido en los poros, $c_m/\varepsilon M_s$, siendo M_s el peso molecular del soluto. Esta fuerza debe añadirse al gradiente de presión para hallar la fuerza total que actúa por unidad de volumen en los poros del fluido.

Teniendo en cuenta la ecuación (8.6) de la fuerza externa, se puede expresar para soluciones diluidas:

$$J_v = H \left[\frac{dp}{dy} + \frac{-X_{AM}J_s}{\varepsilon M_s} \right] \quad (8.11)$$

donde:

H = permeabilidad hidrodinámica de la membrana al solvente.

El flujo volumétrico puede ser calculado como una función de la presión de poros a través de la membrana, con base en la ecuación (8.11) y teniendo en cuenta que $J_s=J_v c_s$:

$$J_v = H \left[\frac{1}{1 + (HX_{AM} / M_s \varepsilon) c_s} \right] \frac{\Delta p_m}{t\lambda} \quad (8.12)$$

Haciendo algunas transformaciones el flujo total a través de la membrana se puede expresar como:

$$N_T = \frac{(HC/\psi)}{(1 + HC(X_{AM} / \varepsilon)X_{A3})} (\Delta p - \Delta \pi) \quad (8.13)$$

donde:

N_T = flujo total

$HC/\psi = A = R_w^2 C / (8\mu (\psi/\varepsilon))$ es la constante de permeabilidad del agua pura.

$$H = \varepsilon \frac{R_w^2}{8\mu} \quad (8.14)$$

X_{AM} = coeficiente de fricción entre el soluto y la membrana

$$X_{AM} = \frac{B}{[(HC/\psi)(\psi/\varepsilon)]} \quad (8.15)$$

X_{A3} = concentración del permeado

C = densidad molar

R_w = radio promedio de los poros

ε = fracción de los poros con respecto al área total de membrana

ψ = espesor de la membrana

μ = viscosidad dinámica o absoluta del agua

y la retención intrínseca R' :

$$R' = \frac{[(\beta_1 - 1) + \beta_2 \exp(\beta_3 \frac{N_T}{C})]}{[\beta_1 + \beta_2 \exp(\beta_3 \frac{N_T}{C})]} \quad (8.16)$$

donde:

$$\beta_1 = b / K_2 \quad (8.17)$$

$$b = 1 + (X_{AM} / X_{AB}) = D_{AB} / D_{AM} \quad (8.18)$$

$$\beta_2 = (K_3 / K_2 - b/K_2) \quad (8.19)$$

$$\beta_3 = (X_{AB} / RT) (\psi / \varepsilon) \quad (8.20)$$

$$X_{AB} = \frac{RT}{D_{AB}} \quad (8.21)$$

X_{AB} = coeficiente de fricción entre el soluto y el solvente (agua)

D_{AB} = coeficiente de difusión entre el soluto y el solvente (agua).

K_2 y K_3 = coeficientes de partición

β_1, β_2 y β_3 son calculados con una regresión no lineal.

La retención intrínseca de este modelo también se puede expresar como:

$$R' = \frac{(X_{A2} - X_{A3})}{X_{A2}} \quad (8.22)$$

donde:

$$X_{A2} = X_{A3} + (X_{A1} - X_{A3}) \exp(N_T / KC) \quad (8.23)$$

X_{A2} = concentración en la capa límite, calculada con la ecuación de la teoría de la película.

Y además:

$$\frac{1}{1-R'} = \frac{b}{K_2} + \left(\frac{K_3}{K_2} - \frac{b}{K_2} \right) \exp \left[- \left(\frac{X_{AB}}{RT} \right) \left(\frac{\psi}{\varepsilon} \right) \frac{N_T}{C} \right] \quad (8.24)$$

8.4. MODELIZACION SEGÚN EL PRINCIPIO DE POROS FINOS

8.4.1. Velocidad del permeado total (J_v)

$$J_v = \frac{HC}{\varphi} \left[\frac{1}{1 + HC \left(\frac{X_{AM}}{\varepsilon} \right) c_s} \right] (\Delta P - \Delta \pi)$$

donde:

$$\frac{HC}{\varphi} = A = \frac{C R_w^2}{8\mu \left(\frac{\varphi}{\varepsilon} \right)}$$

Reemplazando la expresión anterior:

$$J_v = A \left[\frac{1}{1 + \frac{HC}{\varphi} \left(\frac{X_{AM}}{\varepsilon} \right) c_s} \right] (\Delta P - \Delta \pi)$$

con $X_{AM} = \frac{B}{\frac{HC}{\varphi} \left(\frac{\varphi}{\varepsilon} \right)}$ se obtiene:

$$J_v = A \left[\frac{1}{1 + A \left(\frac{B}{\frac{HC}{\phi} \left(\frac{\phi}{\varepsilon} \right)} \right) \frac{\phi c_s}{\varepsilon}} \right] (\Delta P - \Delta \pi)$$

$$J_v = A \left[\frac{1}{1 + B c_s} \right] (\Delta P - \Delta \pi) \tag{8.25}$$

Donde:

A = pendiente de la recta de "J_w" contra la diferencia de presión aplicada ΔP.

c_s = concentración del permeado

El coeficiente "B" se determinó aplicando la función de mínimos cuadrados entre valores experimentales y calculados.

De la expresión anterior se escogió como valor de "B", el que obtuviese los mínimos cuadrados.

Posteriormente se hizo una optimización del valor de "B", con base a mínimos cuadrados y función objetivo FOU, entre los valores observados y los calculados para "J_v", utilizando la ecuación que se determinó en este apartado.

8.4.2. Velocidad de permeación de solutos (J_s):

A partir de la ecuación (8.10), y expresada aquí como:

$$J_s = \frac{RTk_s (c_b - c_s)}{X_{AB} b \phi} + \frac{c_m}{b} J_v \tag{8.26}$$

donde J_s y J_v son las velocidades de permeación total y del soluto, y c_m es la concentración en la pared de la membrana, zona de alta presión.

Si se hace W=(X_{AB} b φ), y además la ecuación anterior se divide por TΔc, se tiene:

$$\frac{J_{so}}{T\Delta c} = \frac{RTk_s \Delta c}{WT\Delta c} + \frac{c_m}{b} \frac{J_{vo}}{T\Delta c}$$

$$\frac{J_{so}}{T\Delta c} = L + Z \frac{c_m J_{vo}}{T\Delta c} \tag{8.27}$$

donde:

$$L = \frac{Rk_s}{W}$$

$$Z = \frac{1}{b}$$

Para determinar la concentración “ c_m ” se utilizó la ecuación (3.18), quedando:

$$\frac{c_m - c_s}{c_b - c_s} = \exp\left(\frac{J}{k}\right)$$

y en consecuencia:

$$c_m = (c_b - c_s) \exp\left(\frac{J}{k}\right) + c_s \quad (8.28)$$

Pero para establecer el valor del coeficiente de transferencia de materia “ k ”, se necesitó también la ecuación (3.20), de donde:

$$c_m = c_b \frac{\exp\left(\frac{J}{k}\right)}{R' + (1 - R') \exp\left(\frac{J}{k}\right)} \quad (8.29)$$

Por igualación de las ecuaciones (8.28) y (8.29), se calculó “ k ” por medio de iteraciones sucesivas, entre “ k_i ” y “ k_{i+1} ”, puesto que la incógnita a hallar se encuentra entre los datos que se requieren. Así es que:

$$k_{i+1} = J_{vo} \exp\left[\left(\frac{c_b}{c_b - c_s}\right) \frac{\exp\left(\frac{J}{k_i}\right)}{R' + (1 - R') \exp\left(\frac{J}{k_i}\right)} - \frac{c_s}{c_b - c_s}\right] \quad (8.30)$$

Con la expresión (8.27) se hizo la regresión lineal para determinar las constantes L y Z , y estimar la J_s como velocidad de permeación, con la ecuación que resulta ser:

$$J_s = L T (c_b - c_s) + Z C_m J_v \quad (8.31)$$

donde:

J_s = velocidad de permeación del soluto en (moles/m².h.)

T = temperatura del sistema en (°K)

C_b = concentración en la alimentación, en (moles/L)

C_s = concentración del permeado, en (moles/L)

C_m = concentración de la membrana en (moles/L)

J_v = velocidad de permeación total en (L/m².h)

L = coeficiente en (L/m².°K)

Z = coeficiente adimensional.

Luego se realizó la optimización de los valores de L y Z utilizando mínimos cuadrados y función objetivo mínima, FOU, entre los valores observados y los calculados.

8.4.3. Retención (R)

Se hizo la correlación de las R observadas contra las velocidades de permeación observadas, de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{1-R'} = \beta_1 + \beta_2 * \exp(\beta_3 * J_v) \quad (8.32)$$

De allí se determinó los valores de β_1 , β_2 y β_3 .

Se estableció el grado de ajuste de los datos de R y J_v al modelo, para lo cual R se calculó como:

$$R' = \frac{[(\beta_1 - 1) + \beta_2 * \exp(\beta_3 * J_v)]}{[\beta_1 + \beta_2 * \exp(\beta_3 * J_v)]} \quad (8.33)$$

8.5. MODELIZACION DE LA MEMBRANA ESPA1 SEGÚN EL PRINCIPIO DE POROS FINOS

8.5.1. Velocidad de Permeación “ J_v ”

Corresponde al ajuste de la ecuación (8.25). Por mínimos cuadrados se determinó un valor del coeficiente “ B ” de -86.024. **Figura 8.1.**

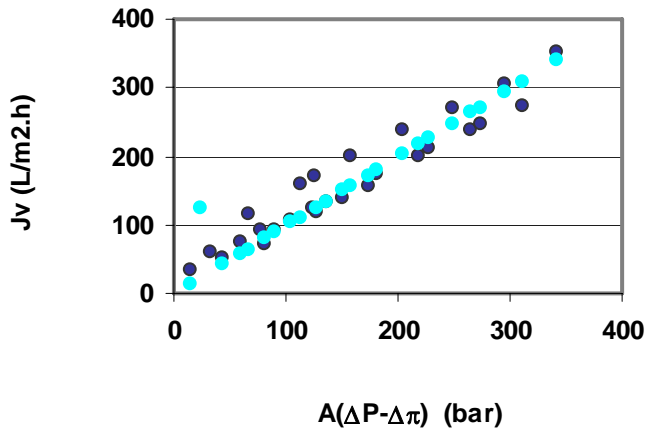


Figura 8.1. Determinación del coeficiente “B” de la ecuación de velocidad de permeación “ J_v ”, en el modelo de poros finos. Membrana ESPA1. λ Datos observados “ J_{v0} ”; \blacklozenge Valores “ J_{vc} ” según coeficiente “B” ajustado.

8.5.2. Velocidad de Permeación del soluto “ J_s ”

Por regresión lineal de la ecuación (8.27) se hallaron “L” y “Z”, resultando valores de 0.0012 y 0.001 respectivamente. **Figura 8.2.**

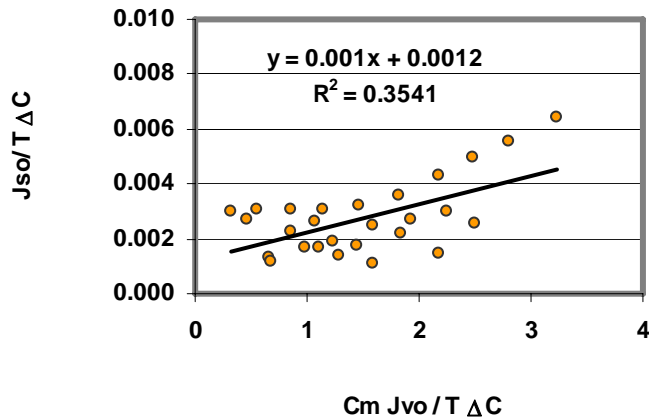


Figura 8.2. Regresión lineal para hallar “L” y “Z” de la ecuación de la velocidad de permeación del soluto, modelo de poros finos, membrana ESPA1.

8.5.3. Retención “R”

a. Correlación exponencial de la **Figura 8.3**, con la cual se determinó los coeficientes β_2 y β_3 , de 86,693 y 0,0049 respectivamente, según ecuación (8.32).

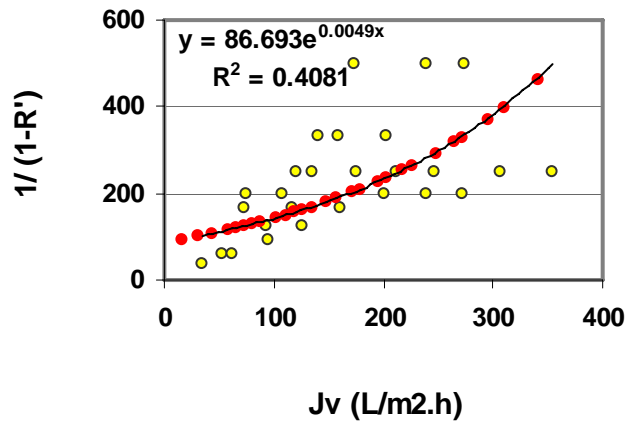


Figura 8.3. Correlación exponencial de $1/(1-R')$ y la velocidad de permeación, J_v , modelo de poros finos, membrana ESPA1. \circ datos experimentales observados; \bullet valores calculados.

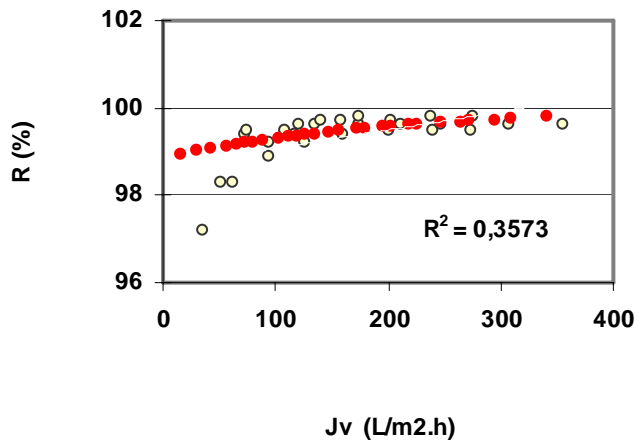


Figura 8.4. Relación entre la retención R , y la velocidad de permeación J_v , modelo de poros finos, membrana ESPA1. \circ datos experimentales observados; \bullet valores calculados.

8.6. MODELIZACION DE LA MEMBRANA CPA2 SEGÚN EL PRINCIPIO DE POROS FINOS

Sigue la misma secuencia de la membrana ESPA1, por lo cual se presentarán sólo las ecuaciones y las figuras correspondientes.

8.6.1. Velocidad de Permeación “ J_v ”

El valor del coeficiente “ B ” es de 56.517. **Figura 8.5.**

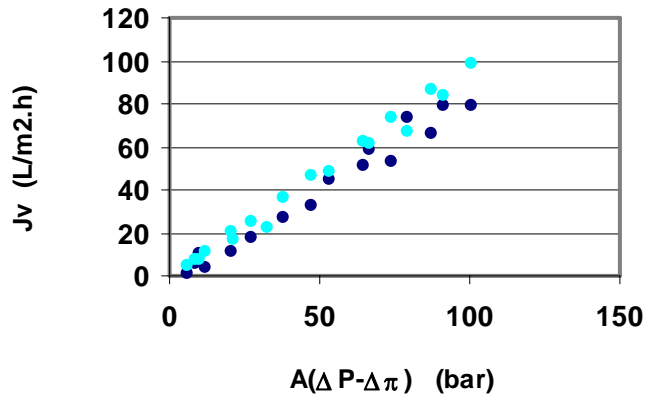


Figura 8.5. Determinación del coeficiente “B” de la ecuación de velocidad de permeación “ J_v ”, en el modelo de poros finos. Membrana CPA2. λ Datos observados “ J_{vo} ”; \blacklozenge Valores “ J_{vc} ” según coeficiente “B” ajustado.

8.6.2. Velocidad de Permeación del soluto “ J_s ”

De “L” y “Z”, resultaron valores de 0.0009 y 0.0014 respectivamente. **Figura 8.6.**

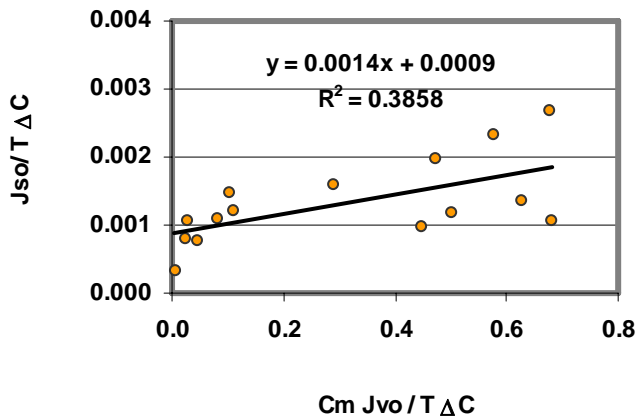


Figura 8.6. Regresión lineal para hallar “L” y “Z” de la ecuación de la velocidad de permeación del soluto, modelo de poros finos, membrana CPA2.

8.6.3. Retención “R”

a. Los coeficientes β_2 y β_3 , son de 33.211 y 0.0251 respectivamente.

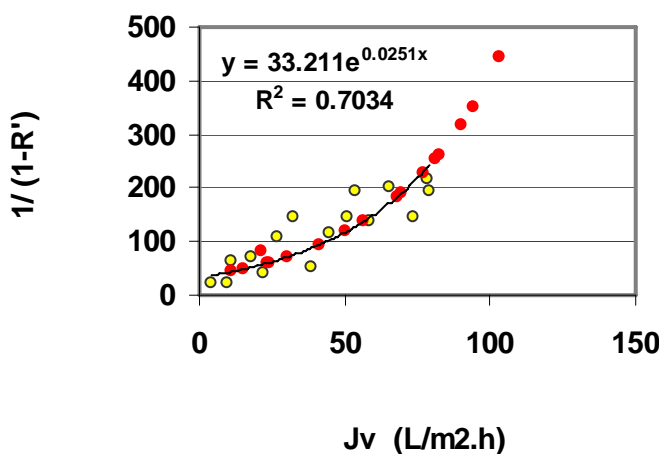


Figura 8.7. Correlación exponencial de $1/(1-R)$ y la velocidad de permeación, J_v , modelo de poros finos, membrana CPA2. \circ datos experimentales observados; \bullet valores calculados.

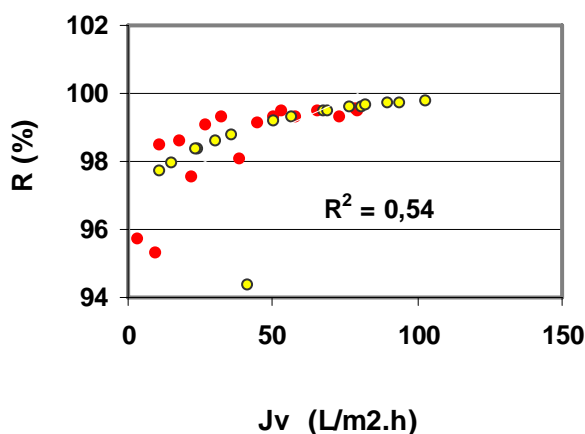


Figura 8.8. Relación entre la retención R , y la velocidad de permeación J_v , modelo de poros finos, membrana CPA2. \bullet datos experimentales observados; \circ valores calculados.

8.7. MODELIZACION DE LA MEMBRANA PAC SEGÚN EL PRINCIPIO DE POROS FINOS

Sigue la misma presentación de las anteriores.

8.7.1. Velocidad de Permeación “ J_v ”

El coeficiente “ B ” es de -17.602 . **Figura 8.9.**

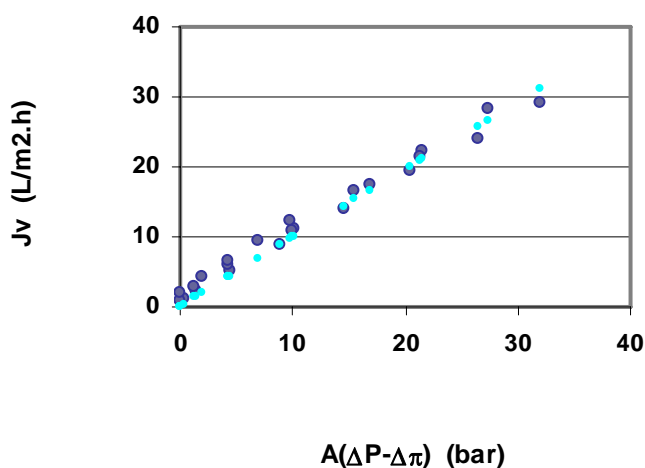


Figura 8.9. Determinación del coeficiente “B” de la ecuación de velocidad de permeación “ J_v ”, en el modelo de poros finos. Membrana PAC. λ Datos observados “ J_{v0} ”; \blacklozenge Valores “ J_{vc} ” según coeficiente “B” ajustado.

8.7.2. Velocidad de Permeación del soluto “ J_s ”

De “L” y “Z”, resultaron valores de 0.0007 y 0.0014 respectivamente. **Figura 8.6.**

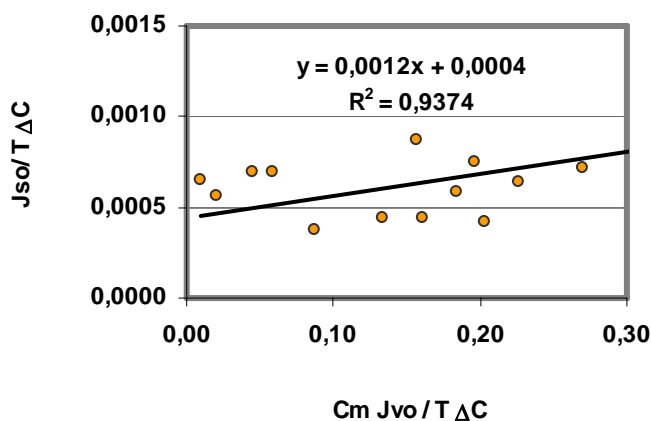


Figura 8.10. Regresión lineal para hallar “L” y “Z” de la ecuación de la velocidad de permeación del soluto, modelo de poros finos, membrana PAC.

8.7.3. Retención “R”

a. Los coeficientes β_2 y β_3 , son de 8,322 y 0,1298 respectivamente.

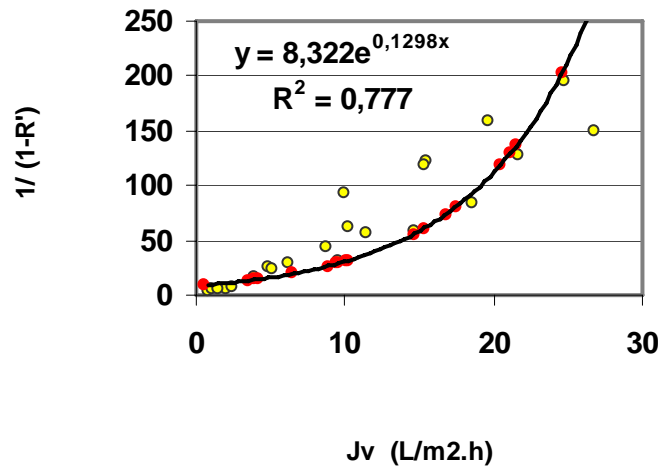


Figura 8.11. Correlación exponencial de $1/(1-R)$ y la velocidad de permeación, J_v , modelo de poros finos, membrana PAC. \circ datos experimentales observados; \bullet valores calculados.

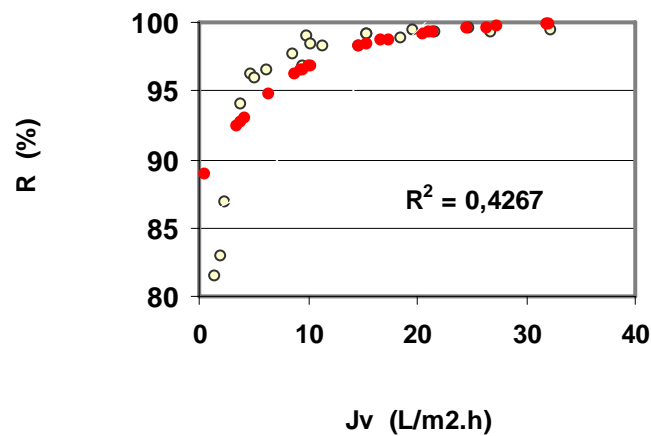


Figura 8.12. Relación entre la retención R , y la velocidad de permeación J_v , modelo de poros finos, membrana PAC. \circ datos experimentales observados; \bullet valores calculados.

8.8. OPTIMIZACION Y AJUSTE DE LAS MODELIZACIONES SEGÚN PRINCIPIO DE LOS POROS FINOS

Realizada de acuerdo a los aspectos que se mencionan a continuación, destacando el hecho de que en este modelo las 3 ecuaciones básicas de la modelización son optimizables, y ello de forma independiente.

- La velocidad de permeación total “ J_v ”, según ecuación (8.25), ya se ha optimizado en el proceso de modelización, como parte de él. Ahora se tratará de determinar si el valor del coeficiente “B” hallado, es el más apropiado para las predicciones cuando se trata de concentraciones en la alimentación del 0.1%, si que ello implique un desajuste mayor al 10%, entre datos experimentales y calculados a nivel general.
- La velocidad de permeación del soluto “ J_s ” se optimizará por mínimos cuadrados y luego por FOU mínima, procurando que el ajuste sea el mejor posible para concentraciones del 0.1%.
- La retención, también se optimizará por mínimos cuadrados y luego por FOU mínima, buscando el ajuste más favorable para concentraciones del 0.1%.

8.8.1. Membrana ESPA1

- **Retención**

Primero se optimizaron los coeficientes “ β_2 ” y “ β_3 ” de la retención, con mínimos cuadrados, según ecuación (8.33). Se determinó valores de 23.77 y 0.0167 respectivamente. Luego se afinó el ajuste para concentraciones del 0.1%, con mínimos cuadrados y mínima FOU, llegando a establecer cifras finales de 131.05 y 0.0018.

Se buscó superar en lo posible el resultado obtenido con el modelo solución-difusión-imperfección, esencialmente para concentraciones bajas, del 0.1%.

La expresión final para este modelo, luego de la optimización de los coeficientes es:

$$R' = \left[\frac{(131.05 * \text{EXP}(.0018 * J_v) - 1)}{131.05 * \text{EXP}(.0018 * J_v)} \right] \quad (8.34)$$

donde “ J_v ” es la velocidad de permeación al solvente.

Los resultados que se obtienen, aparecen en las **Figuras 8.13 y 8.14**

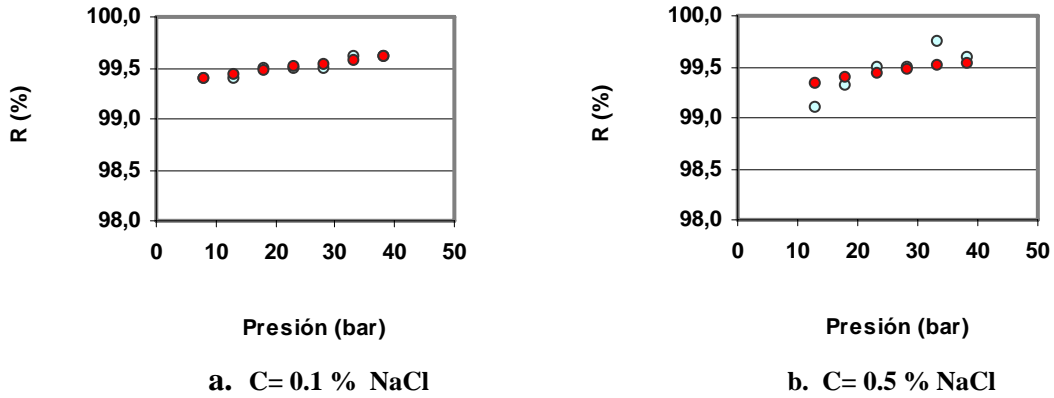


Figura 8.13 Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ○ Observadas; ● Calculadas. Membrana ESPA1.

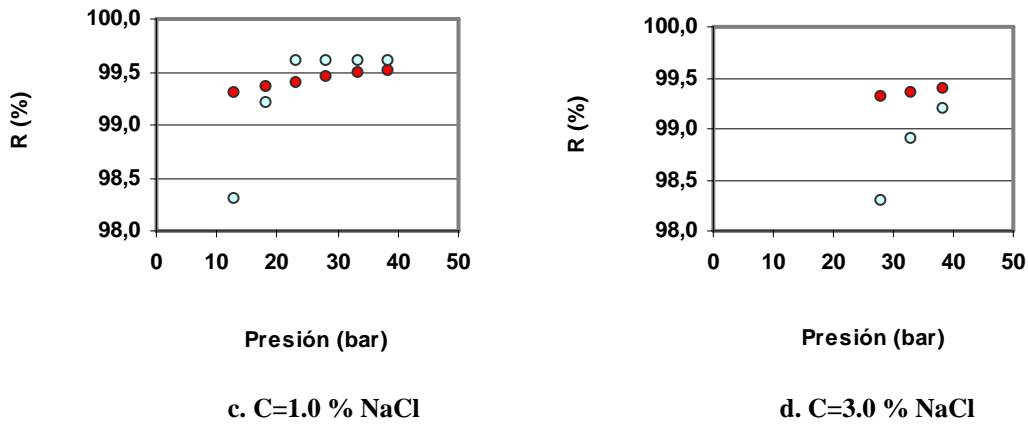


Figura 8.14 Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización poros finos. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana ESPA1.

• **Velocidad de permeación al soluto**

La optimización general por mínimos cuadrados dio como resultado que los coeficientes “L” y “Z” tomaran valores de 0.0012 y 0.0010 respectivamente. Luego, al mejorar las predicciones para concentraciones de 0.1%, con mínimos cuadrados y mínima FOU, los valores elegidos fueron 0.003 y 0.0004, de tal forma que la expresión definitiva es:

$$J_s = 0.003 * Teq * (c'-c'') + 0.0004 * J_v * c'' \tag{8.35}$$

La comparación de las velocidades de permeación del soluto, de acuerdo a los coeficientes anteriores, se representa a continuación. **Figuras 8.15 y 8.16.**

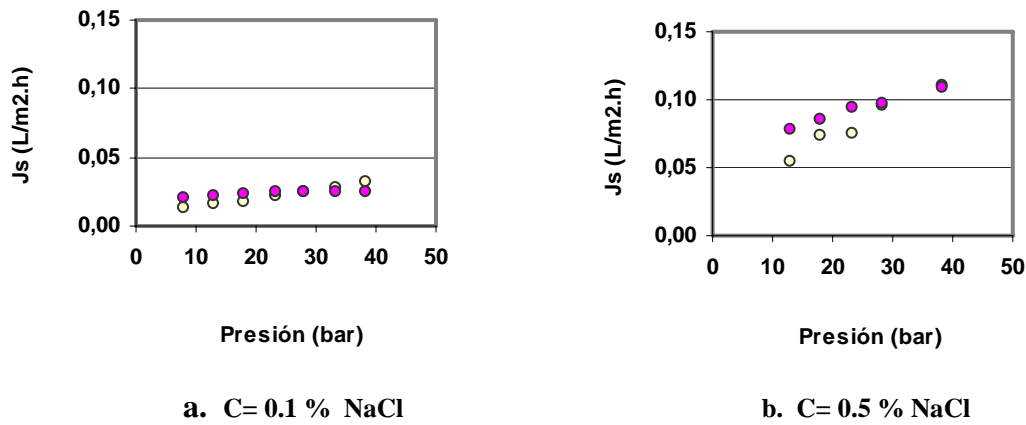


Figura 8.15. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana ESPA1.

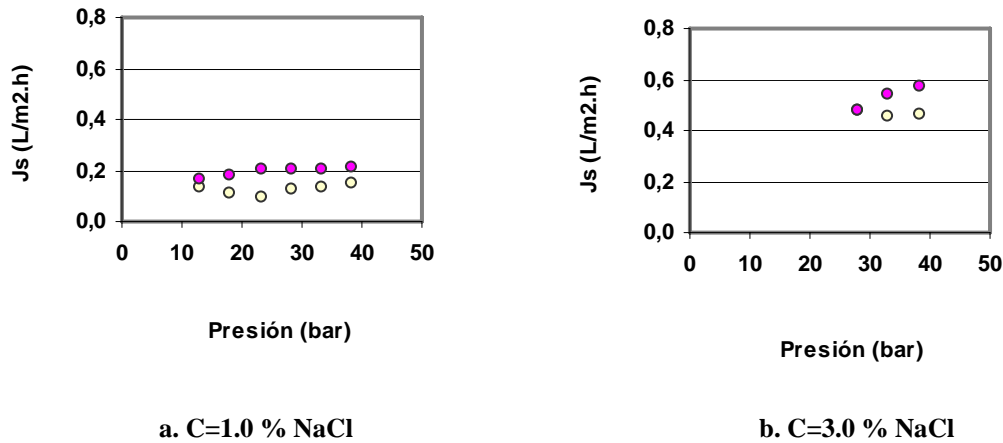


Figura 8.16. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana ESPA1.

• **Velocidad de permeación total**

Fue modificado el coeficiente “B” obtenido en la modelización, con el criterio de mejorar las predicciones para concentraciones del 0.1%, de esta modelización, como de la hecha con el principio solución-difusión-imperfección, con mínimos cuadrados y mínima FOU, pero tratando de mantener las demás predicciones, aunque si llegan a tener un desajuste del 10 al 15%, a nivel general.

En las **Figuras 8.17 y 8.18** la comparación entre las velocidades de permeación total observadas y las calculadas, según la expresión hallada:

$$J_v = 7.7076 * \left[\frac{1}{1 - 150 * c''} \right] * (\Delta P - \Delta \pi) \tag{8.36}$$

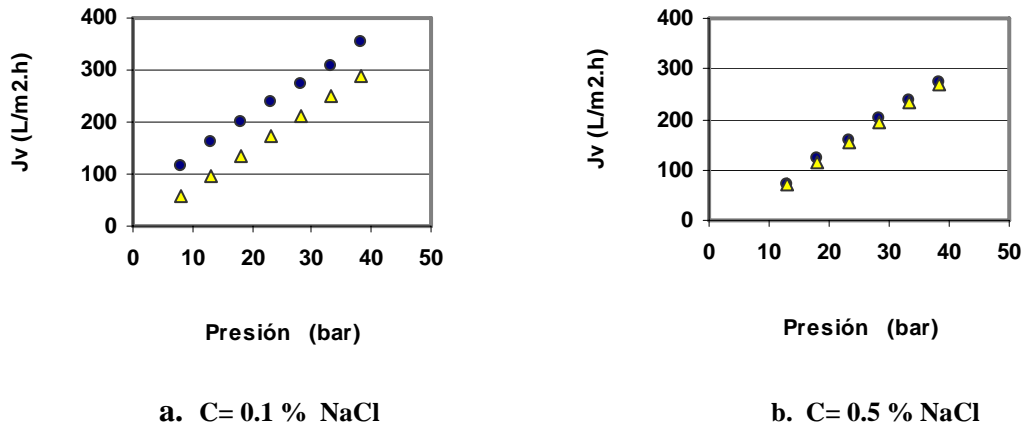


Figura 8.17. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana ESPA1.

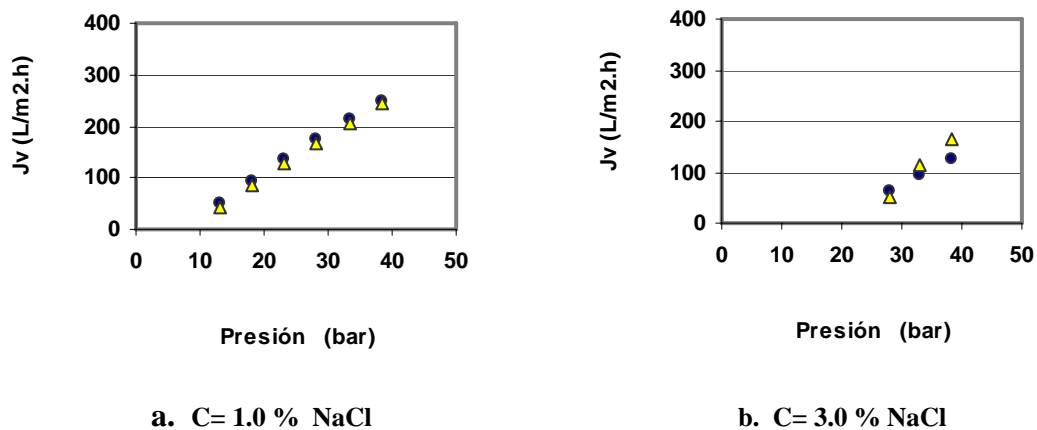


Figura 8.18. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización solución-difusión-imperfección. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana ESPA1.

8.8.2. Membrana CPA2

Sigue el mismo procedimiento y orden, por lo cual se presenta únicamente los valores de coeficientes, expresiones y Figuras comparativas.

• **Retención**

En la optimización general con mínimos cuadrados, “β₂” es 39.22 y “β₃” es 0,0154.

Posteriormente, la expresión según FOU más ajustada a las bajas concentraciones, del orden de 0.1%:

$$R' = \left[\frac{(53,0 * EXP(0.020 * J_v) - 1)}{53,0 * EXP(0.020 * J_v)} \right] \tag{8.37}$$

En las **Figuras 8.19 y 8.20** las comparaciones respectivas.

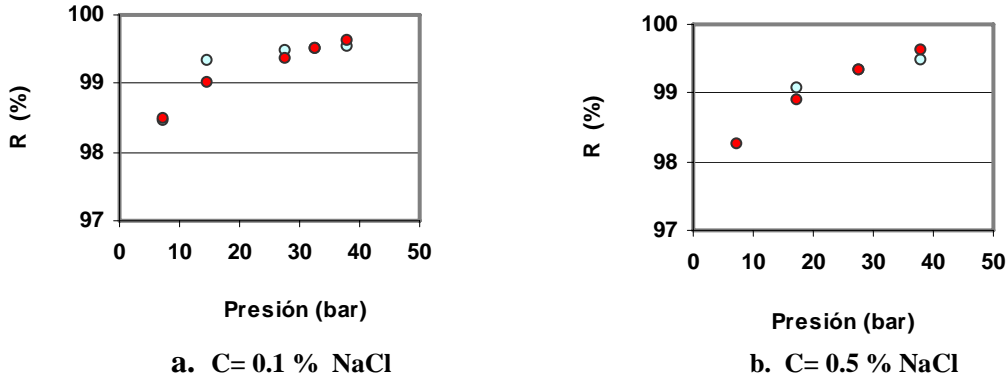


Figura 8.19. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana CPA2.

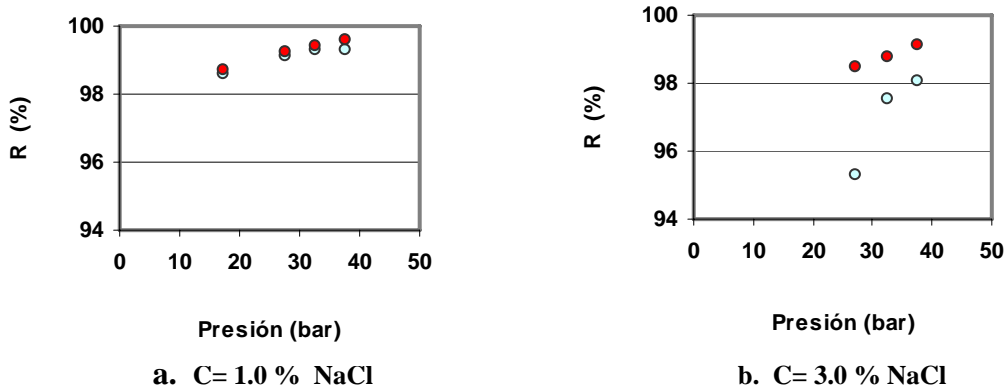
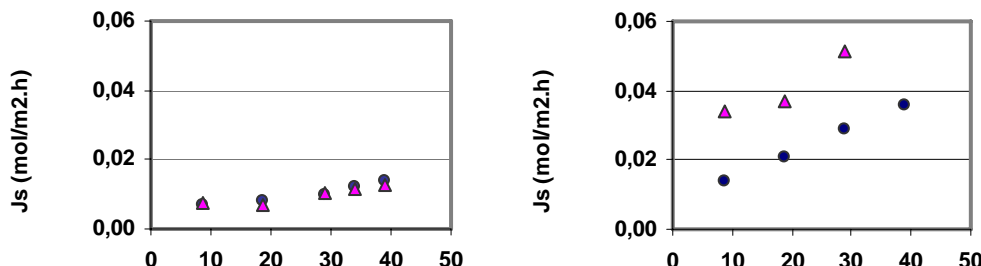


Figura 8.20 Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana CPA2.

• **Velocidad de permeación del soluto**

En optimización general por mínimos cuadrados “L” tiene un valor de 0.0014 y “Z” de 0.0009. Posteriormente según el procedimiento previsto:

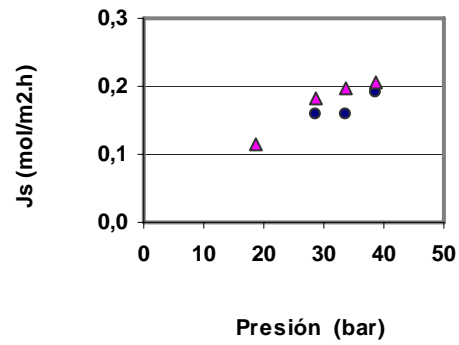
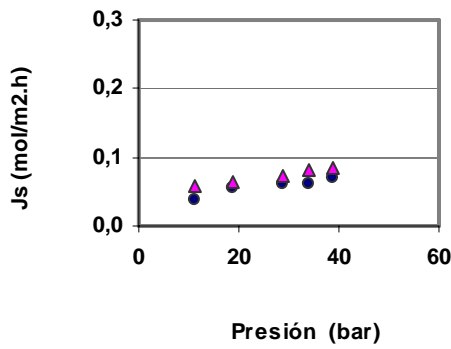
$$J_s = 0.0014 * Teq * (c' - c'') + 0.001 * J_v * c' \tag{8.38}$$



a. C= 0.1 % NaCl

b. C= 0.5 % NaCl

Figura 8.21. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ● Observadas, ▲ Calculadas. Membrana CPA2.



a. C=1.0 % NaCl

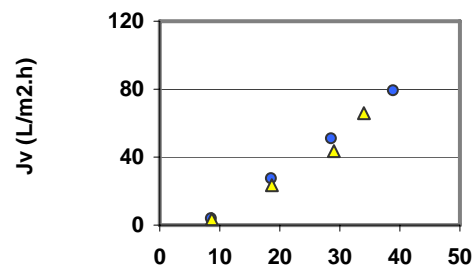
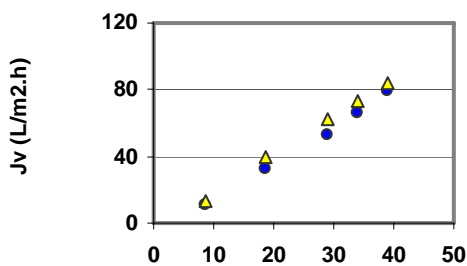
b. C=3.0 % NaCl

Figura 8.22. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ● Observadas, ▲ Calculadas. Membrana CPA2.

• **Velocidad de permeación**

Seguido el proceso de optimización señalado:

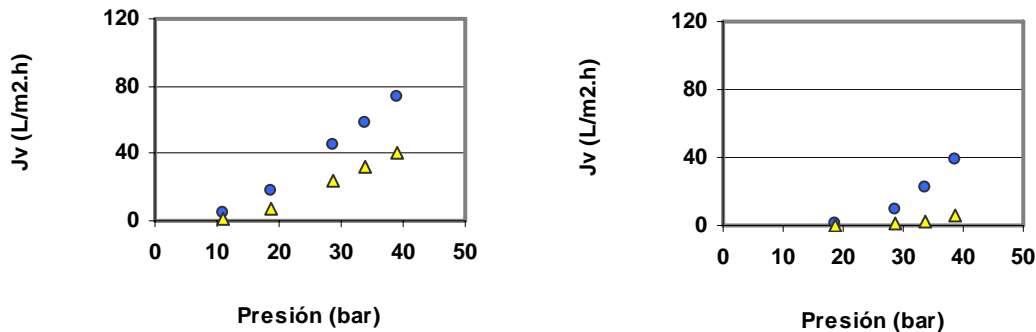
$$J_v = 2.64 * \left[\frac{1}{1 + 950 * c''} \right] * (\Delta P - \Delta \pi) \tag{8.39}$$



a. C= 0.1 % NaCl

b. C= 0.5 % NaCl

Figura 8.23. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana CPA2.



a. C= 1.0 % NaCl

b. C= 3.0 % NaCl

Figura 8.24. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana CPA2.

8.8.3. Membrana PAC

• **Retención**

Por optimización general de mínimos cuadrados, se halló “β₂” de 7.3 y “β₃” de 3.2 E-3.

La expresión más acorde a las bajas concentraciones, (0.1%), según FOU:

$$R' = \left[\frac{(55,0 * EXP(2E - 4 * J_v) - 1)}{55,0 * EXP(2E - 4 * J_v)} \right] \tag{8.40}$$

Las **Figuras 8.25 y 8.26** ilustran la aproximación de la expresión (8.24) a los datos experimentales, pero especialmente a las bajas concentraciones.

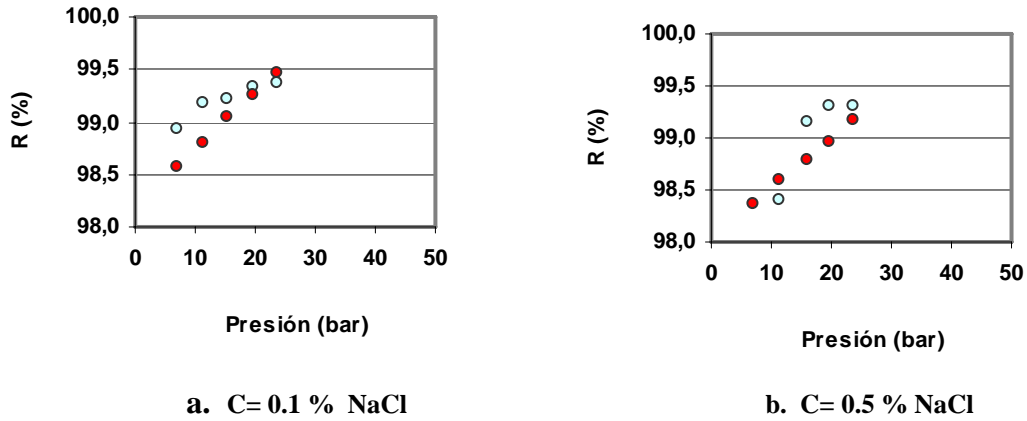


Figura 8.25. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización poros finos. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.

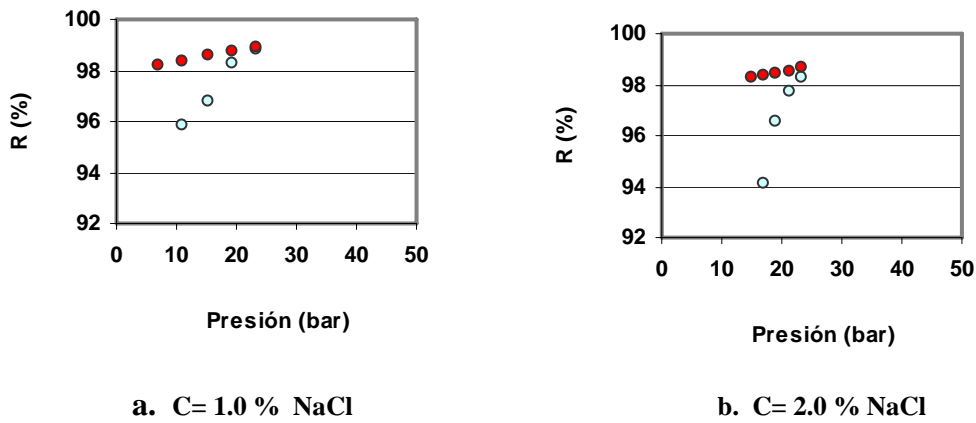


Figura 8.26. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.

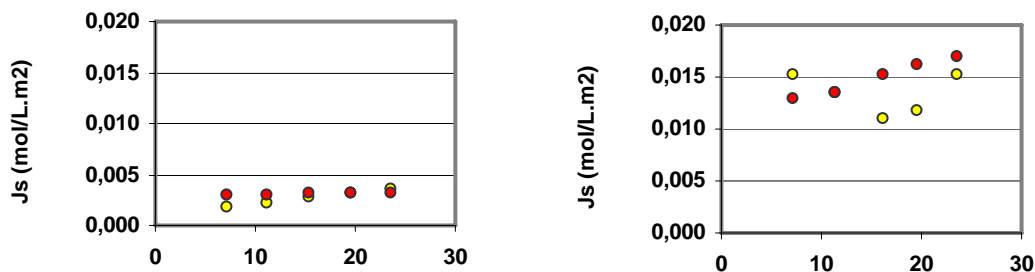
• **Velocidad de permeación del soluto**

Por optimización general con mínimos cuadrados “L” es 7.9 E-4 y “Z” es 0.00.

Luego, el ajuste según mínima FOU es:

$$J_s = (0,00055) * Teq * (c'-c'') + 0,00045 * J_v * c' \tag{8.41}$$

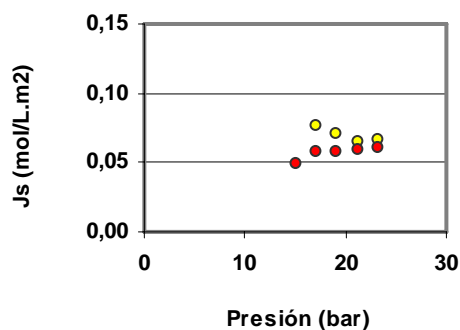
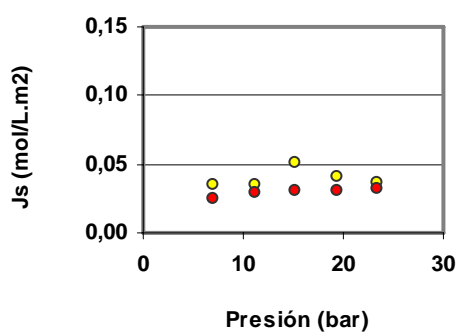
Las **Figuras 8.27 y 8.28** muestran los resultados.



a. C= 0.1 % NaCl

b. C= 0.5 % NaCl

Figura 8.27. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.



a. C=1.0 % NaCl

b. C=2.0 % NaCl

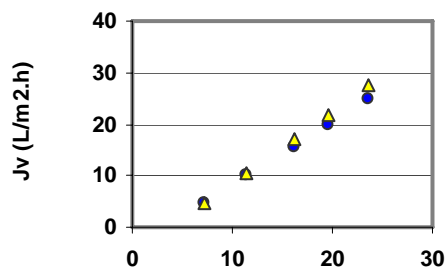
Figura 8.28. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.

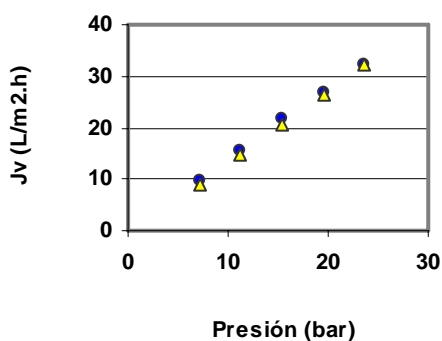
• Velocidad de permeación

Con interés en las bajas concentraciones, del orden de 0.1 %:

$$J_v = 1.4054 * \left[\frac{1}{1 - 29.0 * c''} \right] * (\Delta P - \Delta \pi) \quad (8.42)$$

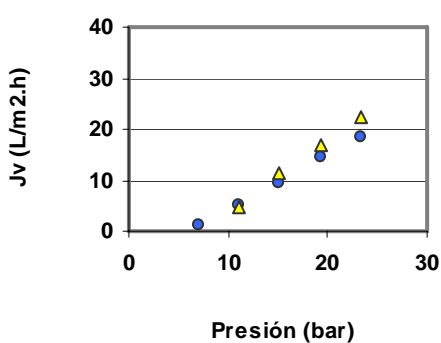
Ver Figuras 8.29 y 8.30.



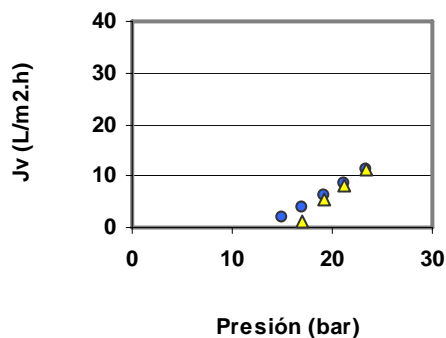


b. C= 0.5 % NaCl

Figura 8.29. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana PAC.



a. C= 1.0 % NaCl



b. C= 2.0 % NaCl

Figura 8.30. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana PAC.

8.9. ANALISIS Y DISCUSION

8.9.1. Modelización

- **Velocidad de permeación**

La ecuación (8.41) hallada a partir de la formulación de Merten, permite hacer una aplicación práctica en la que, en el coeficiente “B” de dicha ecuación, se condensan características muy importantes de la membrana, tales como su permeabilidad hidrodinámica y su densidad de poros, y características de interacción de la membrana con el fluido y su composición, como es el coeficiente de fricción entre el soluto y la membrana, y densidad molar del fluido.

Esta ecuación (8.25) sirve para estimar no sólo el flujo que se produce por solución-difusión, sino también el que se produce por las imperfecciones de los poros, y además, la reducción de la velocidad de permeación si hay resistencia a permear por parte de la

membrana, bloqueo de poros, adsorción, formación de capa de gel, polarización de la concentración, o ensuciamiento. Así es que:

Si $B < 0$; ocurre permeación por solución-difusión, más permeación por poros finos.

Si $B > 0$, ocurre permeación por solución-difusión, reducida por las resistencias.

Si $B = 0$, ocurre sólo permeación por solución-difusión.

La aplicación correcta de la ecuación implica la identificación con precisión del valor del coeficiente “B”, de lo cual la función de minimizar la diferencia de cuadrados entre datos experimentales y calculados, dio por resultado valores que se acercaron al comportamiento real de la membrana, y que superaron a los alcanzados por solución-difusión-imperfección, excepto para la CPA2. **Tabla 8.1.**

Tabla 8.1.

Modelización de la velocidad de permeación según principio de poros finos

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
B	-86.024	56.517	-17.602
FOU ⁺	0.84	3.44	1.23
MCU ⁺	630.4	125.81	2.63
$\Delta J_v (\%)^+$	0.6	39.7	24.8
FOU ¹	0.73	4.50	0.18
MCU ¹	1299.68	309.93	0.62
$\Delta J_v (\%)^1$	18.2	45.0	4.6

+: general, de toda la información; 1: $c = 0.1 \%$.

Con base en los resultados de la Tabla 8.1, las membranas ESPA1 y PAC, permiten el flujo viscoso por sus imperfecciones de pequeños poros, en una magnitud proporcional al diámetro medio de ellos.

Igualmente se considera que la membrana CPA2 experimenta una resistencia a permear, que hace que tenga velocidades de permeación menores a las de la solución-difusión. Sin embargo, este resultado tendrá que contrastarse con los otros análisis.

En los primeros resultados de identificación de “B”, la prioridad fue minimizar las diferencias entre datos experimentales y calculados, sin consultar la función objetivo “FOU”, que establece un requisito lógico que deben tener en lo posible las predicciones, y que permitan obtener información más fiable.

Las variables indicadoras permiten en este primer acercamiento, ver como hay fidelidad a las predicciones deseables por parte de la membrana ESPA1, por sus menores FOU; no obstante, la función que se aplicó en aquel caso fue la de mínimos cuadrados.

- **Velocidad de permeación del soluto**

En búsqueda de hallar una forma práctica de aplicar este modelo de poros finos, se llegó a deducir una ecuación que facilitara la modelización, a partir de datos básicos. Así es que con fundamento en la ecuación de " J_s ", (8.10), se llegó a la (8.31), de fácil manejo.

En la expresión (8.31) se incluye el flujo de soluto debido a solución-difusión, debido al gradiente de las concentraciones entre las paredes de la membrana, y el flujo de soluto a través de los pequeños poros, fomentado por el gradiente de presiones, en el que se incluye la velocidad de permeación.

Cabe destacar como en la expresión (8.31) modelizada para calcular " J_s ", se tuvo en cuenta como variable la temperatura absoluta del fluido en ($^{\circ}\text{K}$) como multiplicadora del gradiente de concentraciones, para considerar las variaciones de la viscosidad del fluido y de la misma resistencia de la membrana a permear, como también el efecto sobre las otras resistencias que se han mencionado.

La temperatura, se conservó como variable en consideración de la ecuación (8.9), pero eso sí, ha podido plantearse que debe ser la misma para un conjunto de datos a analizar, y por consiguiente, englobarse dentro del coeficiente " L ", de la ecuación (8.31), y en ese caso, simplemente debe aplicarse un factor de corrección por temperatura.

De acuerdo a la ecuación (8.31), no se aplica un factor de corrección, pero lo más conveniente en todas las situaciones es que la temperatura tenga poca variación, y así disponer de una información obtenida bajo unas mismas condiciones, y pueda ser comparable.

Hecha la correlación lineal que permitió determinar los coeficientes " L " y " Z ", y puestos a prueba sus resultados mediante la valoración de la diferencia de cuadrados, FOU, y diferencia media entre datos experimentales y calculados, " ΔJ_s ", se puede calificar de aceptables en general los niveles de aproximación, que permite este método de modelización formulado en este trabajo, y conforme a la fiabilidad de la información experimental. Todo esto visto desde la perspectiva de los resultados de la sumatoria de cuadrados, no obstante que las predicciones son susceptibles de optimizar en términos de la FOU.

Los valores de los coeficientes " L " y " Z ", no reflejan en si mismos la composición del flujo de solutos, lo cual se establece con el cálculo en función del gradiente de concentraciones, y de la velocidad de permeación a través de los pequeños poros, y se puede decir, de acuerdo a los resultados de la Tabla 8.2, que la permeación del soluto en las membranas sucede en parte por los pequeños poros.

Se observa en la **Tabla 8.2**, que el acercamiento a los objetivos de las predicciones es mayor en la membrana CPA2, según los indicadores propuestos.

Los niveles del " R^2 " de las correlaciones hechas no son buenos, pero aún así, los resultados derivados de allí, si que son aceptables, tal como lo señalan los mismos indicadores utilizados.

Tabla 8.2

Modelización de la velocidad de permeación del soluto, según principio de poros finos

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
L	0.0012	0.0009	0.0004
Z	0.0010	0.0014	0.0012
R ²	0.3541	0.3858	0.9374
FOU ⁺	2.6	1.6	3.5
MCU ⁺	6.8 E-3	7.2 E-4	2.6 E-4
ΔJ_s (%) ⁺	39.5	24,5	41.1
FOU ¹	1.9	2.1	1.0
MCU ¹	2.5 E-5	4.3 E-6	1.5 E-7
ΔJ_v (%) ¹	19.0	20.7	14.8

+ general, de toda la información; 1 c= 0.1 %.

• Retención

El grado de correlación exponencial entre $1/(1-R)$ y J_v no fue el óptimo en ningún caso, y sin embargo aquello no se convirtió en un obstáculo para determinar unos coeficientes “ β ” que resultaron ajustados a los datos experimentales, como lo demuestran los indicadores MCU, FOU y ΔR de los resultados. **Tabla 8.3**, tanto a nivel general, como para concentraciones del 0.1 %, destacando la ESPA1, como la más cercana al tipo de predicciones que se busca, aplicable a todas las concentraciones consideradas, como también en forma específica para las del orden del 0.1 %.

Tabla 8.3

Modelización de la retención, según principio de poros finos

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
β_2	86.693	33.211	8.322
β_3	0.0049	0.0251	0.1298
R ²	0.4081	0.7034	0.7770
FOU ⁺	0.020	0.050	0.035
MCU ⁺	0.6930	1.520	40.570
ΔR (%) ⁺	0.26	0.68	0.75
FOU ¹	0.0091	0.0151	0.0407
MCU ¹	0.0204	0.2162	1.2000
ΔR (%) ¹	0.13	0.36	0.78

+ general, de toda la información; 1 c= 0.1 %.

8.9.2. Optimización

• Velocidad de permeación

Los resultados de esta modelización ya habían quedado optimizados por mínimos cuadrados, por haber sido el método de ajuste; así es que en esta fase se optó por minimizar la FOU únicamente, no obstante los mínimos cuadrados para concentraciones del 0.1 % sirvieron de guía para esta nueva optimización, pero sin que el reajuste del

coeficiente “B”, al buscar la mínima FOU, hiciese perder la fidelidad al modelo para otras concentraciones en la alimentación.

Los indicadores de la **Tabla 8.4** ilustran el cambio resultante por la optimización, que por ejemplo, para la ESPA1 en concentraciones del 0.1 % pasa la FOU de 0.73 a 0.69, que da la idea de haber mejorado en 0.4 %, el error.

Esta optimización final atribuye permeación del flujo por los poros finos a las membranas ESPA1 y PAC cuando trabajan con concentraciones del 0.1 % en la alimentación.

El mejor ajuste de acuerdo a las predicciones deseadas es el de la membrana PAC. Tabla 8.4.

Tabla 8.4.

Optimización de la velocidad de permeación según principio de poros finos

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
B ⁺	-86.024	56.517	-17.602
FOU ⁺	0.84	3.44	1.23
MCU ⁺	630.4	125.81	2.63
ΔJ_v (%) ⁺	0.6	39.7	24.8
B ¹	-80.0	950.0	-29.0
FOU ¹	0.69	1.62	0.18
MCU ¹	1177.74	46.61	0.59
ΔJ_v (%) ¹	17.30	16.2	4.4

+ general, de toda la información; 1 c= 0.1 %.

• **Velocidad de permeación del soluto**

La optimización por FOU permite decir que se acepta en todas las membranas la permeación de solutos por solución-difusión, y a través de los pequeños poros, siendo en mayor cuantía para la membrana ESPA1, luego la CPA2, y en menor grado la PAC, especialmente a bajas concentraciones, del orden del 0.1 %. **Tabla 8.5.**

De la comparación de la Tabla 8.5 con la 8.2, se desprende que se mejoran las predicciones para concentraciones en la alimentación del 0.1 % con referencia a mínima FOU, en 0.1 FOU para la membrana PAC, o sea 1% menos de error, y para la ESPA1 en 0.6 FOU.

La optimización general por mínimos cuadrados también mejoró las predicciones de la PAC, según lo indica la FOU al pasar de 3.5 a 2.0, lo que significa un 15 % menos de error.

Tabla 8.5

Optimización de la velocidad de permeación del soluto, según principio de poros finos

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
L ⁺	0.00120	0.00140	0.00079
Z ⁺	0.0010	0.0009	0.0000
FOU ⁺	2.6	2.0	2.0
MCU ⁺	6.8 E-3	1.4 E-3	2.5 E-5
ΔJ_s (%) ⁺	39.5	46.3	40.1
L ¹	0.00300	0.00140	0.00055
Z ¹	0.00040	0.00100	0.00045
FOU ¹	1.3	0.4	0.9
MCU ¹	1.5 E-5	3.1 E-7	3.4 E-7
ΔJ_s (%) ¹	15.5	4.9	22.3

+ general, de toda la información; 1 c= 0.1 %.

• Retención

El ajuste de la ecuación (8.32) que relaciona “ $1/(1-R)$ ” con “ J_v ”, en forma exponencial, depende, a más de la precisión de la información experimental, del grado de correlación que con esta función matemática halla realmente para el caso particular de una membrana determinada, bajo unas condiciones específicas de trabajo.

En el proceso de modelización matemática, se probaron además otras funciones, como la potencial y la polinómica, pero los resultados no valieron para que se cambiara la función propuesta.

Los valores de “ R^2 ” de la correlación no fueron altos, pero eso sí, fue posible obtener un buen ajuste de los valores experimentales posteriormente, sobre todo si se tiene en cuenta que desde un principio ya se obtiene con la ecuación de la retención valores bajos de la FOU, (de 0.02 a 0.035), que permiten su aceptación, aún sin procesos posteriores de optimización.

Con la optimización por mínimos cuadrados se logró, a más de reducir la sumatoria de la diferencia de cuadrados, mantener o disminuir la FOU, aunque ya no significativamente, puesto que los ya obtenidos eran del orden de 0.02.

La optimización de la FOU, con especial interés en concentraciones del 0.1 %, obtuvo como resultado reducciones de por lo menos una tercera parte, respecto a las determinadas antes de optimización.

Es de interés hacer notar que con la correlación $1/(1-R)$ - J_v se encuentra unos valores de los coeficientes “ β ”, y luego al aplicar al conjunto de datos la función de mínimos cuadrados o la FOU, se obtiene coeficientes que pueden ser muy diferentes, pero con ellos se logra la minimización buscada.

A pesar de lo anterior, para interpretaciones posteriores que fuese a hacerse a los coeficientes obtenidos, de conformidad con las ecuaciones (8.25), (8.31) y (8.33), los coeficientes se mantienen dentro de un rango de valores en cada modelo.

Para optimizaciones de mínimos cuadrados también se logró reducir la FOU, siendo en la membrana ESPA1 en un 25 %, pero en las otras dos se incrementó, ya que no necesariamente marchan en el mismo sentido estas dos funciones.

En general la membrana con que se obtuvo mejores ajustes de la retención fue la ESPA1, con un nivel medio de error del 0.014 %.

Tabla 8.6

Optimización de la retención, según principio de poros finos

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
β_2^+	23.77	39.22	2.46
β_3^+	0.0167	0.0154	0.0474
FOU ⁺	0.015	0.060	0.082
MCU ⁺	0.6120	1.480	4.230
$\Delta R (\%)^+$	0.31	0.79	0.79
β_2^1	131.050	53.000	77.138
β_3^1	0.0018	0.0020	0.0024
FOU ¹	0.0014	0.0055	0.0025
MCU ¹	0.0023	0.0237	0.0018
$\Delta R (\%)^1$	0.04	0.11	0.88

+ general, de toda la información; 1 c= 0.1 %.

8.10. CONCLUSIONES

- La ecuación para el cálculo de la velocidad de permeación en el modelo de poros finos se formuló a partir de la ecuación (8.1) para flujo viscoso, en la cual se añade la fuerza de fricción, que depende directamente del coeficiente de fricción entre el soluto y la membrana y la velocidad de permeación del soluto, e inversamente a la concentración de solutos en la pared de la membrana, zona de alta presión.
- En el modelo de poros finos, la expresión para el cálculo de “ J_s ” se dedujo a partir de la ecuación (8.4) para flujo viscoso, pero introduciendo en el flujo difusivo del soluto, ecuación (8.5), la fuerza de fricción, dada por ecuación (8.4).
- Para la velocidad de permeado del soluto, la ecuación en este modelo sólo se diferencia de la de una membrana altamente porosa por la inserción como divisor, del coeficiente “b”, que equivale a $(1+X_{AM}/X_{AB})$, donde se relaciona los coeficientes de fricción por la interacción del soluto con la membrana y de fricción del soluto con el agua.
- Este modelo relaciona en forma exponencial la retención intrínseca con el flujo total y los coeficientes “ β_1 ”, “ β_2 ”, “ β_3 ”, que dependen de “b”, de los coeficientes de fricción, de los coeficientes de partición, de la temperatura absoluta, espesor de la membrana y de su fracción de poros.

- La velocidad de permeación según ecuación (8.13), arreglada a partir de la formulación de Merten, permite hacer una aplicación práctica con la ecuación final simplificada en esta investigación, (8.25); en ella el coeficiente “B” condensa características muy importantes de la membrana, tales como su permeabilidad hidrodinámica y su densidad de poros, y características de interacción de la membrana con el fluido y su composición, como es el coeficiente de fricción entre el soluto y la membrana, y densidad molar del fluido.
- La ecuación simplificada de la velocidad de permeación permite estimar no sólo el flujo que se produce por solución-difusión, sino también el que se pasa por las imperfecciones de los poros, y además, la reducción de la velocidad de permeación si hay resistencia a permear por parte de la membrana, bloqueo de poros, adsorción, formación de capa de gel, polarización de la concentración, o ensuciamiento.
- En la aplicación de la ecuación de la velocidad de permeación simplificada, sí el coeficiente “B” es menor que cero hay permeación no sólo por solución-difusión, sino a través de las imperfecciones de la membrana; cuando “B” es mayor que cero, la permeación es por solución-difusión pero reducida por las resistencias mencionadas antes.
- Según los resultados de la aplicación de la ecuación de la velocidad de permeación, simplificada, las membranas ESPA1 y PAC permiten el flujo viscoso por sus poros finos, siendo este mayor en la ESPA1, y en la CPA2 se presenta una resistencia a permear que no permite la detección del flujo por los poros finos, por lo cual se debe acudir a otros análisis.
- Se dedujo una ecuación práctica para la estimación de la velocidad de permeación del soluto, en la que se tiene en cuenta el flujo de soluto por solución-difusión, y el que ocurre por los poros finos.
- En la ecuación (8.31), de la velocidad de permeación del soluto, el término “ c_m ”, de la concentración en la pared de la membrana, zona de alta presión, se calculó de acuerdo a la teoría de la película, introduciendo además un proceso iterativo para la estimación de coeficiente de transferencia de materia para cada concentración y gradiente de presiones.
- En la misma ecuación citada en la conclusión anterior, se tuvo en cuenta como variable, la temperatura absoluta de la solución de alimentación a su paso por la membrana, y por consiguiente el modelo ha sido ajustado considerando que ella está allí como variable, pero para hacer comparación de datos homogéneos, estos deben ser bajo las mismas condiciones, por lo cual los ΔT no deben ser mayores a 0.5 °C.
- Por correlación lineal se determinó los coeficientes “L” y “Z”, cuyos resultados fueron la diferencia de cuadrados, FOU, y diferencia media entre datos experimentales y calculados, “ ΔJ_s ”, estableciendo que se puede calificar de

aceptables en general los niveles de aproximación, que permite este método de modelización.

- Los valores de los coeficientes “L” y “Z”, no reflejan en si mismos la composición del flujo de solutos, lo cual se establece con el cálculo en función del gradiente de concentraciones, y de la velocidad de permeación a través de los pequeños poros, pero se puede decir, de acuerdo a los resultados, que la permeación del soluto en las membranas sucede en parte por los pequeños poros.
- Los niveles del “R²” de las correlaciones hechas no son buenos; sin embargo, los resultados si son aceptables, tal como lo señalan los indicadores utilizados.
- El grado de correlación exponencial entre $1/(1-R)$ y J_v no fue el óptimo en ningún caso, pero aquello no se convirtió en un obstáculo para determinar unos coeficientes “β” que resultaron ajustados en forma aceptable a los datos experimentales, como lo demuestran los indicadores MCU, FOU y ΔR de los resultados, a nivel general y para concentraciones del 0.1 %.
- En la modelización la membrana ESPA1, fue la más cercana al tipo de predicciones que se busca de la retención, aplicable a todas las concentraciones de la alimentación consideradas, como también en forma específica para las del orden del 0.1 %.
- De la optimización de la velocidad de permeación del soluto por FOU se puede decir que en todas las membranas la permeación de solutos es por solución-difusión, y a través de los pequeños poros; esta última es mayor para la membrana ESPA1, luego la CPA2, y en menor grado la PAC, especialmente a concentraciones del orden del 0.1 %.
- Por el proceso de optimización con mínima FOU, se alcanza a mejorar las predicciones de la velocidad de permeación del soluto, en 1.9 % para la membrana PAC, y en 0.6 % para la ESPA1, con concentraciones en la alimentación del 0.1 %.
- La relación de “ $1/(1-R)$ ” con “ J_v ”, en forma exponencial, depende, a más de la precisión de la información experimental, del grado de correlación que con esta función matemática se tenga realmente en cada caso de una membrana dada, y unas condiciones específicas de trabajo.
- Los coeficientes “β” de la retención se lograron optimizar en especial para concentraciones del 0.1 %, en las que se obtuvo reducciones de por lo menos una tercera parte de la FOU.
- La membrana con que se obtuvo mejores ajustes de la retención fue la ESPA1, con un nivel medio de error del 0.014 %.

9.1. CONSIDERACIONES GENERALES

La termodinámica de los procesos irreversibles tiene en cuenta que el flujo de cada componente de una solución está relacionado a los flujos de otros componentes. En principio se desarrollaron relaciones de flujo en membranas que utilizaron ecuaciones fenomenológicas de transporte. (Kedem y Katchalsky, 1958).

Otras revisiones destacables de este tipo de modelo hicieron Pusch (1986) y Soltanieh, Gill (1981) y Song (2000).

Las ecuaciones derivadas de la termodinámica irreversible tratan de dar una descripción real del transporte a través de la membrana. Este modelo considera la membrana como una caja negra, y no tiene en cuenta su estructura, ni el punto de vista físico-químico acerca de cómo las sustancias pasan por ella.

Uno de los aspectos fundamentales del concepto de la termodinámica irreversible es el de la existencia de fuerzas impulsoras de acoplamiento, que es descrito claramente.

Los procesos de transporte a través de membranas no se pueden considerar como de equilibrio termodinámico, de tal manera que sólo la termodinámica de los procesos irreversibles puede describir adecuadamente este transporte.

9.2. PRINCIPIO DE LA TERMODINAMICA IRREVERSIBLE

En los procesos irreversibles la energía se disipa continuamente, siempre y cuando la fuerza impulsora sea mantenida, y se produce la entropía. La entropía se genera continuamente si el transporte ocurre a través de la membrana.

En razón de la fuerza impulsora se produce un flujo. Esta entropía producida es en la mayoría de los casos pérdida irreversible de energía o energía perdida. El incremento de la tasa de entropía por un proceso irreversible está dado por una función de disipación ϕ . Esta función de disipación puede ser expresada como la sumatoria de todos los procesos irreversibles, y es el producto de flujos (J) y fuerzas (X) conjugado:

$$\phi = T \frac{dS}{dt} = \sum J_i X_i \quad (9.1)$$

Los flujos no sólo se refieren al transporte de masa sino también a la transferencia de calor y de corriente eléctrica. Para los flujos se considera a la membrana como marco de referencia con unos límites constantes.

Cuando el sistema está en equilibrio se puede asumir que cada fuerza está linealmente relacionada a los flujos y que cada flujo está linealmente relacionado con las fuerzas. Esta última aproximación es frecuentemente usada en el transporte a través de membranas:

$$X_i = \sum R_{ij} \cdot J_j \quad (9.2)$$

y

$$J_i = \sum L_{ij} \cdot X_j \quad (9.3)$$

De acuerdo con la ecuación (9.3) para un componente simple de transporte una relación muy simple se obtiene con un solo factor de proporcionalidad. Si la fuerza de impulsión es el gradiente del potencial químico, se tiene que:

$$J_1 = L_1 X_1 = -L_1 \frac{d\mu_1}{dx} \quad (9.4.)$$

Cuando en el transporte se consideran dos componentes, 1 y 2, se plantearán dos ecuaciones con cuatro coeficientes (L_{11} , L_{22} , L_{12} y L_{21}). Para el transporte de tres componentes habrá tres ecuaciones y nueve coeficientes. Cuando no hay un potencial eléctrico, la fuerza impulsora es el gradiente del potencial químico.

Para dos componentes:

$$J_1 = -L_{11} \frac{d\mu_1}{dx} - L_{12} \frac{d\mu_2}{dx} \quad (9.5)$$

$$J_2 = -L_{21} \frac{d\mu_1}{dx} - L_{22} \frac{d\mu_2}{dx} \quad (9.6)$$

En la ecuación (9.5) el primer término del lado derecho es el del flujo del componente 1 bajo su propio gradiente, mientras el segundo término corresponde a la contribución del gradiente del componente 2 al flujo del componente 1. L_{12} es el coeficiente de acoplamiento y representa el efecto de acoplamiento. L_{11} es llamado el coeficiente principal.

Según Onsager los coeficientes de acoplamiento L_{12} y L_{21} son iguales. Lo que significa que en el caso que se está tratando se considerarán tres coeficientes fenomenológicos. Además se deben tener en cuenta dos restricciones:

$$L_{11} \text{ (y } L_{22}) \geq 0 \quad (9.7)$$

$$L_{11} \cdot L_{22} \geq L_{12}^2 \quad (9.8)$$

Los coeficientes de acoplamiento pueden ser ambos positivos o negativos. Generalmente la velocidad de permeación de un componente aumenta la velocidad de permeación de un segundo componente, en cuyo caso hay un acoplamiento positivo. El acoplamiento positivo a menudo causa una disminución de la selectividad.

La termodinámica de los fenómenos irreversibles puede ser aplicada a todas las formas de procesos de membranas, como a las soluciones diluidas que consisten de un solvente que usualmente es agua, y un soluto.

Las características de la membrana en tales sistemas debe ser descrita en términos de tres coeficientes o parámetros de transporte: la permeabilidad del solvente L , la permeabilidad del soluto ω y el coeficiente de reflexión σ .

Si se usa agua como solvente (subíndice w) y con un soluto dado (subíndice s), la función de disipación (producción de entropía) en una solución diluida es la suma del flujo del solvente y del soluto multiplicados por sus fuerzas de impulsión conjugadas:

$$\phi = J_w \cdot \Delta\mu_w + J_s \cdot \Delta\mu_s \quad (9.9)$$

La diferencia de potencial químico para agua ($\Delta\mu_w$) está dado por:

$$\Delta\mu_w = \mu_{w,2} - \mu_{w,1} = V_w(P_2 - P_1) + RT(\ln a_2 - \ln a_1) \quad (9.10)$$

Donde el subíndice 2 se refiere a la fase 2 (lado del permeado) y el subíndice 1 se refiere a la fase 1 (lado de la alimentación). Expresando la presión osmótica hallada en el capítulo 3 como:

$$\pi = \frac{RT}{V_w} \ln a \quad (9.11)$$

Reemplazando la ecuación (9.11) en (9.10):

$$\Delta\mu_w = V_w(\Delta P - \Delta\pi) \quad (9.12)$$

y la diferencia de potencial químico del soluto como:

$$\Delta\mu_s = V_s \Delta P + \frac{\Delta\pi}{\bar{c}_s} \quad (9.13)$$

Sustituyendo (9.12) y (9.13) en (9.9):

$$\phi = (J_w \cdot V_w + J_s \cdot V_s) \Delta P + (J_s / \bar{c}_s - J_w \cdot V_w) \Delta\pi \quad (9.14)$$

donde el primer término del lado derecho representa la velocidad de permeación total (J_v):

$$J_v = J_w \cdot V_w + J_s \cdot V_s \quad (9.15)$$

y el segundo término del lado derecho de (9.14) representa la velocidad de permeación difusiva (J_d):

$$J_d = \frac{J_s}{\bar{c}_s} - J_w \cdot V_w \quad (9.16)$$

La función de disipación se puede escribir como:

$$\phi = J_v \cdot \Delta P + J_d \cdot \Delta \pi \quad (9.17)$$

Y las ecuaciones fenomenológicas correspondientes:

$$J_v = L_{11} \cdot \Delta P + L_{12} \cdot \Delta \pi \quad (9.18)$$

$$J_d = L_{21} \cdot \Delta P + L_{22} \cdot \Delta \pi \quad (9.19)$$

Las restricciones de los coeficientes son las mismas mencionadas según ecuaciones (9.7) y (9.8). Además los coeficientes L_{12} y L_{21} siguen siendo iguales. Como se expresó antes, esta última afirmación implica la reducción del número de coeficientes a tres.

Las ecuaciones de la velocidad de permeación indican que aún si no hay diferencia de presión a través de la membrana ($\Delta P=0$) habrá velocidad de permeación (ecuación 9.15), y si la concentración de soluto a ambos lados de la membrana es la misma ($c_1=c_2$, entonces $\Delta \pi =0$), aún habrá flujo de soluto, si ($\Delta P \neq 0$), de acuerdo a la ecuación (9.19).

Loa anterior sirve para visualizar la existencia de acoplamiento en el caso en que hay flujo de solvente debido al transporte de soluto y flujo de soluto causado por el transporte de solvente.

Las ecuaciones de la velocidad de permeación permiten también que algunos coeficientes característicos sean derivados. Cuando no hay diferencia de presión osmótica a través de la membrana ($\Delta \pi=0, \Rightarrow c_1=c_2$ o $\Delta c = 0$), la ecuación (9.18) indica que el flujo ocurre por la diferencia de presión (ΔP). Este flujo se describe como:

$$(J_v)_{\Delta \pi = 0} = L_{11} \cdot \Delta P \quad (9.20)$$

o

$$L_{11} = \frac{J_v}{(\Delta P)_{\Delta \pi \rightarrow 0}} \quad (9.21)$$

L_p es el coeficiente de permeabilidad hidrodinámica o coeficiente de permeabilidad del agua correspondiente a la membrana y se identifica como L_p . Cuando se usa el agua como solvente el valor promedio de L_p en el proceso de ósmosis inversa es menor de 50 ($l/m^2 \cdot hr \cdot atm$).

Cuando no hay diferencia de presión hidrodinámica a través de la membrana ($\Delta P=0$), la ecuación (9.19) indica que el flujo difusivo de soluto ocurre debido a una diferencia de presión osmótica:

$$(J_d)_{\Delta P = 0} = L_{22} \cdot \Delta \pi \quad (9.22)$$

o

$$L_{22} = \frac{J_d}{(\Delta \pi)_{\Delta P = 0}} \quad (9.23)$$

L_{22} es llamado el coeficiente de permeabilidad osmótica o de permeabilidad del soluto y a menudo se le identifica como ω .

El tercer parámetro, es el coeficiente de reflexión σ , que puede ser hallado de las medidas de permeado del estado estacionario. Cuando no hay velocidad de permeación ($J_v=0$), bajo condiciones de estado estacionario, de acuerdo con la ecuación (9.18):

$$L_{11} \Delta P + L_{12} \Delta \pi = 0 \quad (9.24)$$

$$(\Delta P)_{J_v=0} = -\frac{L_{12}}{L_{11}} \Delta \pi \quad (9.25)$$

En la ecuación (9.25) cuando la diferencia de presión hidrodinámica es igual a la diferencia de presión osmótica, L_{11} es igual a L_{12} , es decir no hay transporte de soluto a través de la membrana, y ésta es completamente impermeable al soluto. Las membranas no son en general completamente impermeables al soluto.

La relación L_{21}/L_{11} es llamada coeficiente de reflexión σ :

$$\sigma = -\frac{L_{12}}{L_{11}} \quad (9.26)$$

El valor de σ es menor que la unidad con valores entre cero y uno, y es una medida de la selectividad de la membrana. Así es que si:

$$\sigma = 1 \Rightarrow \text{membrana ideal, no hay transporte de soluto.} \quad (9.27)$$

$$\sigma < 1 \Rightarrow \text{no es completamente impermeable al soluto;} \\ \text{hay transporte de soluto.} \quad (9.28)$$

$$\sigma = 0 \Rightarrow \text{no hay selectividad; membrana completamente permeable} \quad (9.29)$$

La sustitución de la ecuación (9.26) en (9.18) y (9.19) permite establecer las siguientes ecuaciones de transporte para el volumen J_v y el flujo del soluto J_s :

$$J_v = L_P (\Delta P - \sigma \Delta \pi) \quad (9.30)$$

$$J_s = c_{ln} (1 - \sigma) J_v + \omega \Delta \pi \quad (9.31)$$

De acuerdo con las ecuaciones (9.30) y (9.31) el transporte en membranas está caracterizado por tres parámetros que son la permeabilidad del agua como solvente, L_P , la permeabilidad del soluto, ω , y el coeficiente de reflexión σ .

Estos parámetros se pueden determinar experimentalmente. Cuando el soluto no es completamente retenido por la membrana, la diferencia de presión osmótica no es $\Delta \pi$ sino $\sigma \Delta \pi$, como se puede observar en la ecuación (9.30). Cuando la membrana deja

pasar libremente el soluto ($\sigma=0$) la diferencia de presión osmótica se aproxima a cero ($\sigma\Delta\pi\Rightarrow 0$) y la velocidad de permeación es descrita como:

$$J_v = L_p \cdot \Delta P \quad (9.32)$$

Esta es una ecuación típica para membranas porosas donde la velocidad de permeación es proporcional a la diferencia de presión (ecuaciones para membranas porosas de Kozeny-Carman y Hagen Poiseuille).

Con la ecuación (9.32) se puede hallar el coeficiente de permeabilidad del agua, realizando experimentos con agua pura. En este caso la presión osmótica es cero y la relación entre la presión hidrodinámica ΔP y la velocidad de permeación es lineal, donde el coeficiente de permeabilidad del agua es la pendiente de esta recta. En la **Figura 9.1** se ilustra la condición para una membrana abierta (de alta permeabilidad) y para una más densa (baja permeabilidad).

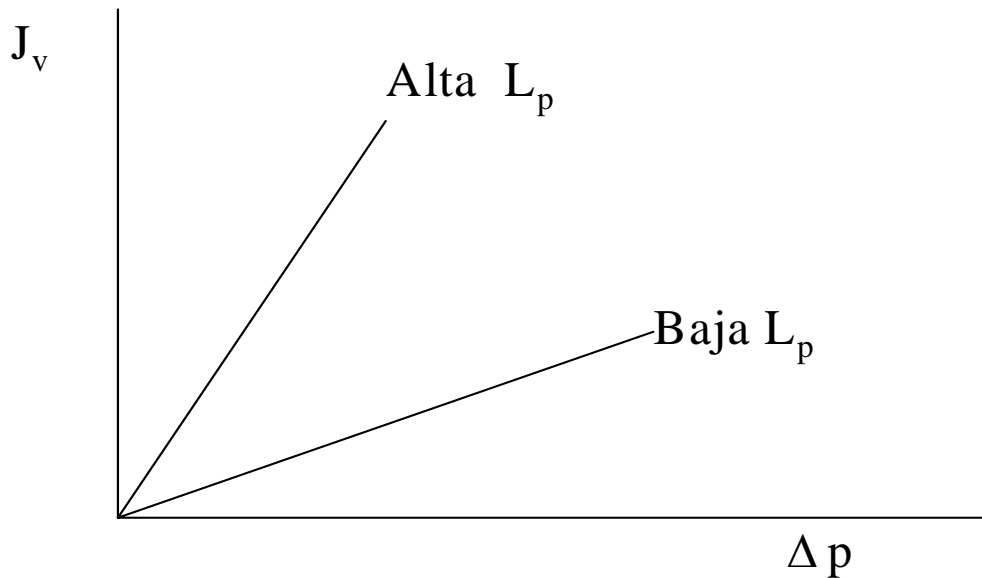


Figura 9.1. Relación Velocidad de permeación-presión para membranas de alta y baja permeabilidad

La permeabilidad del soluto ω Se encuentra a partir de la ecuación (9.31), y corresponde a la siguiente expresión:

$$\left(\frac{J_s}{\Delta \pi} \right) = \omega = \frac{c_{in} (L_{11} L_{12} - L_{12}^2)}{L_{11}} = c_{in} \left[\frac{L_{12}}{L_{11}} - \sigma^2 \right] L_{11} \quad (9.33)$$

Los coeficientes de permeabilidad del soluto ω y el coeficiente de reflexión σ pueden ser obtenidos al hacer un experimento de ósmosis y difusión, como también la ósmosis inversa puede ser aplicada. Reorganizando la ecuación (9.31) se puede obtener:

$$\frac{J_s}{\Delta c} = \omega + (1 - \sigma) J_v \frac{c_{ln}}{\Delta c} \tag{9.34}$$

donde:

Δc = gradiente de concentración a través e la membrana

c_{ln} = concentración media logarítmica

$$c_{ln} = \frac{(c_b - c_s)}{\ln(c_b / c_s)} \tag{9.35}$$

Al dibujar una gráfica de $J_s/\Delta c$ contra $(J_v c_{ln} / \Delta c)$, **Figura 9.2**

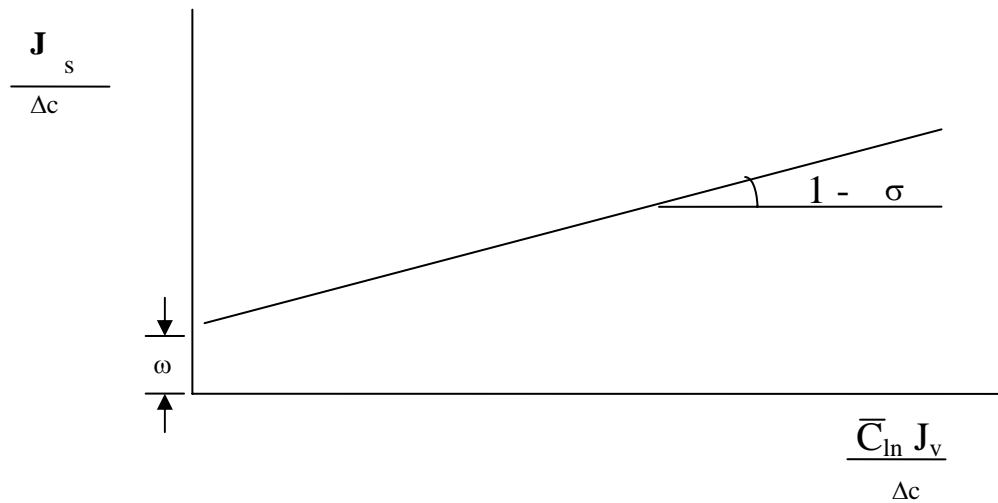


Figura 9.2. Representación del coeficiente de permeabilidad del soluto (ω) y del coeficiente de reflexión (σ)

la permeabilidad ω del soluto puede ser obtenida como la ordenada en el origen de la recta y el coeficiente de reflexión σ como la pendiente de la misma recta.

En los casos en que los poros de la membrana lleguen a ser más grandes, como de ósmosis inversa a nanofiltración y a ultrafiltración o cuando el polímero llega a hincharse mucho como en la diálisis, la mejor contribución para la retención está dada por la relación entre el tamaño de las moléculas y de los poros de la membrana.

Lo anterior significa que hay una relación aproximada entre el coeficiente de reflexión y el tamaño del soluto. El tamaño del soluto es expresado por la ecuación de Stokes-Einstein (9.36)

$$r = \frac{kT}{6\pi\eta D} \tag{9.36}$$

La ecuación (9.36) es válida para partículas esféricas pero lo es poco para partículas grandes; sin embargo se usa en una primera aproximación para las moléculas más pequeñas. Nakao hizo la comparación entre el tamaño de partícula expresado según el radio de la ecuación de Stokes-Einstein y el coeficiente de reflexión σ , para varios solutos de bajo peso molecular como vitamina B12, glucosa y glicerina.

De acuerdo con la comparación hecha se observó claramente que al menos cualitativamente el coeficiente de reflexión se incrementa como el aumento en el tamaño del soluto, y la membrana llega a ser cada vez más selectiva.

Pero esta aproximación termodinámica no ofrece información sobre el mecanismo de transporte en la membrana, y además no es muy fácil determinar varios coeficientes de transporte, especialmente en el transporte de múltiples componentes.

Finalmente, la termodinámica de los procesos irreversibles sirve para entender y cuantificar el fenómeno de acoplamiento, pero sin embargo los modelos relacionados con la estructura de la membrana son más útiles que la aproximación de la termodinámica irreversible para el desarrollo de membranas específicas.

Sin embargo, algunos de los modelos de transporte deben su desarrollo en parte, basados en los principios de los procesos de la termodinámica irreversible, tanto para membranas porosas como no porosas.

9.3. MODELIZACION CON EL PRINCIPIO DE LA TERMODINAMICA IRREVERSIBLE

9.3.1. Velocidad del permeado total (J_v)

Se obtiene con la ecuación (9.18), donde “ L_{11} ” se determinó como la pendiente de la recta de J_w del agua destilada contra la diferencia de presión aplicada ΔP .

“ L_{12} ” se halló de acuerdo a la correlación de la siguiente ecuación lineal:

$$\frac{J_v}{\Delta\pi} = L_{12} + L_{11} * \frac{\Delta P}{\Delta\pi} \quad (9.37)$$

Con “ L_{11} ” y “ L_{12} ” obtenidos, se calcularon los “ J_v ”, y se compararon con los J_v observados.

“ L_{12} ” también se puede hallar con la ecuación (9.26), una vez se conozca “ σ ”.

9.3.2. Velocidad de permeado del soluto (J_s)

Se encontró la observada de acuerdo con la ecuación (6.17).

Con los anteriores “ J_{s0} ” y “ J_{v0} ” se determinaron “ ω ” y “ σ ”, según la correlación de la siguiente ecuación lineal, derivada de la ecuación (9.31):

$$\frac{J_s}{\Delta c} = \omega + (1 - \sigma) * J_v * \frac{c_{ln}}{\Delta c} \quad (9.38)$$

Con “ ω ” y “ σ ” se calcularon los “ J_s ” para comparar con los observados, con base en esta misma ecuación (9.38).

9.3.3. Retención de solutos (R)

$$R = \left(1 - \frac{c_{sc}}{c_r} \right) * 100 \quad (9.39)$$

donde:

c_r = concentración del rechazo.

c_{sc} = concentración del permeado calculada a partir de la expresión (6.17) como:

$$c_{sc} = \frac{J_{sc}}{J_{vc}}$$

9.4. MODELIZACION DE LA MEMBRANA ESPA1 SEGÚN EL PRINCIPIO DE LA TERMODINAMICA IRREVERSIBLE

9.4.1. Velocidad de permeación J_v

De acuerdo a la ecuación (9.18), donde L_{11} corresponde al coeficiente de permeabilidad del agua, denominado “A”, cuyo valor es 7.7076 L/(m².h.bar), y L_{12} se determinó según ecuación (9.26), conocido el coeficiente de reflexión “ σ ”, apartado 9.4.2, que es – 7,5635 L/(m².h.bar).

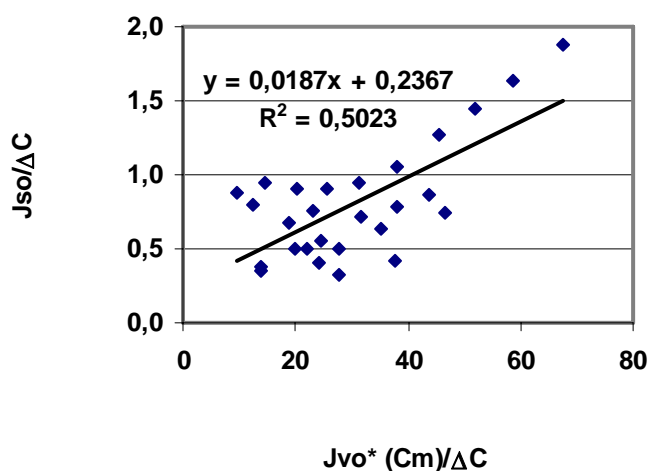


Figura 9.3. Correlación lineal para la determinación de los coeficientes “ σ ” y “ ω ”, para el cálculo de la velocidad de permeación del soluto en modelo según el principio de termodinámica irreversible, membrana ESPA1.

9.4.2. Velocidad de permeación del soluto

Con aplicación de la regresión lineal de la ecuación (9.38), se obtuvo el valor de “ $1-\sigma$ ”, y el coeficiente “ ω ” que es de 0.2367. **Figura 9.3.**

9.4.3. Retención

No es objeto de ajustes. Es obtenida con la fórmula típica, presentada como ecuación (9.39), donde la concentración del permeado se calcula con la ecuación (6.17).

Todos los valores de los coeficientes se optimizarán en el apartado 9.7, por lo cual la presentación de resultados sólo se ilustrará allí.

9.5. MODELIZACION DE LA MEMBRANA CPA2 SEGÚN EL PRINCIPIO DE LA TERMODINAMICA IRREVERSIBLE

Seguirá el mismo procedimiento de la membrana ESPA1, por lo cual se mostrará sólo las correlaciones y coeficientes obtenidos.

9.5.1. Velocidad de permeación J_v

L_{11} es de 2,64 L/(m².h.bar), y L_{12} resulta ser de -2.5890 L/(m².h.bar).

9.5.2. Velocidad de permeación del soluto

Se obtuvo el valor de “ σ ” de 0.9807 (L/m².h.bar), y el valor del coeficiente “ ω ” de 0.1431 (L/m².h.bar). **Figura 9.4.**

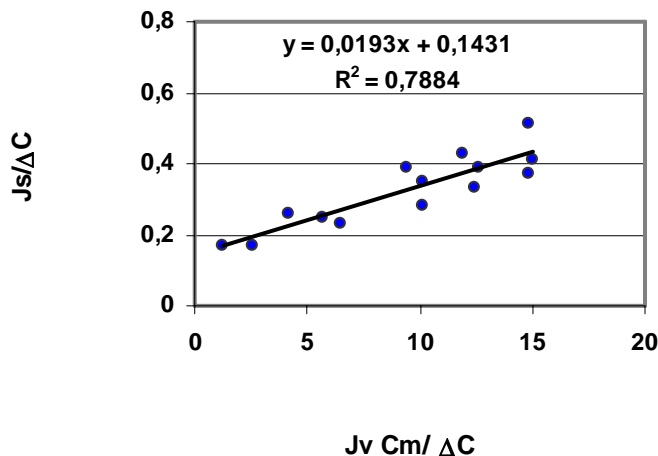


Figura 9.4. Correlación lineal para la determinación de los coeficientes “ σ ” y “ ω ”, para el cálculo de la velocidad de permeación del soluto en modelo según el principio de termodinámica irreversible, membrana CPA2.

9.5.3. Retención

De acuerdo con la ecuación (9.39), no tiene coeficientes a ajustar.

9.6. MODELIZACION DE LA MEMBRANA PAC SEGÚN EL PRINCIPIO DE LA TERMODINAMICA IRREVERSIBLE

Seguirá el mismo procedimiento de las membranas anteriores, por lo cual se mostrará sólo las correlaciones y coeficientes obtenidos.

9.6.1. Velocidad de permeación J_v

L_{11} es de 1,4054 L/(m².h.bar), y L_{12} resulta ser de -1.3832 L/(m².h.bar).

9.6.2. Velocidad de permeación del soluto

Se obtuvo el valor de “ σ ” de 0.9842 (L/m².h.bar), y el valor del coeficiente “ ω ” de 0.0893 (L/m².h.bar). **Figura 9.5.**

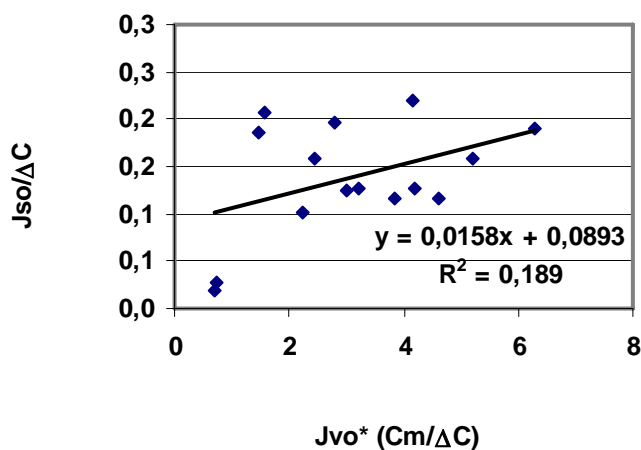


Figura 9.5. Correlación lineal para la determinación de los coeficientes “ σ ” y “ ω ”, para el cálculo de la velocidad de permeación del soluto en modelo según el principio de termodinámica irreversible, membrana PAC.

9.6.3. Retención

Los valores obtenidos se ilustrarán en el apartado 9.7.

9.7. OPTIMIZACIÓN Y AJUSTE DE LAS MODELIZACIONES SEGÚN PRINCIPIO DE TERMODINAMICA IRREVERSIBLE

Se hizo según los siguientes criterios:

- La velocidad de permeación total " J_v ", según ecuación (9.37.), no se optimiza, ya que el coeficiente " L_{12} " se calcula de la optimización de " J_s ", donde se obtiene $(1-\sigma)$. En consecuencia el buen ajuste de " J_v " depende de ese resultado.
- La velocidad de permeación del soluto " J_s " se optimizará por mínimos cuadrados y luego por FOU mínima, procurando que el ajuste sea el mejor posible para concentraciones del 0.1%.
- La retención, tampoco se optimizará, puesto que la ecuación (9.39) sólo requiere que se calcule la concentración del permeado, según ecuación (6.17).

9.7.1. Membrana ESPA1

• Retención

Aplicados los criterios expuestos, los cálculos hechos con la ecuación (9.39) permitieron obtener las **Figuras 9.6 y 9.7**.

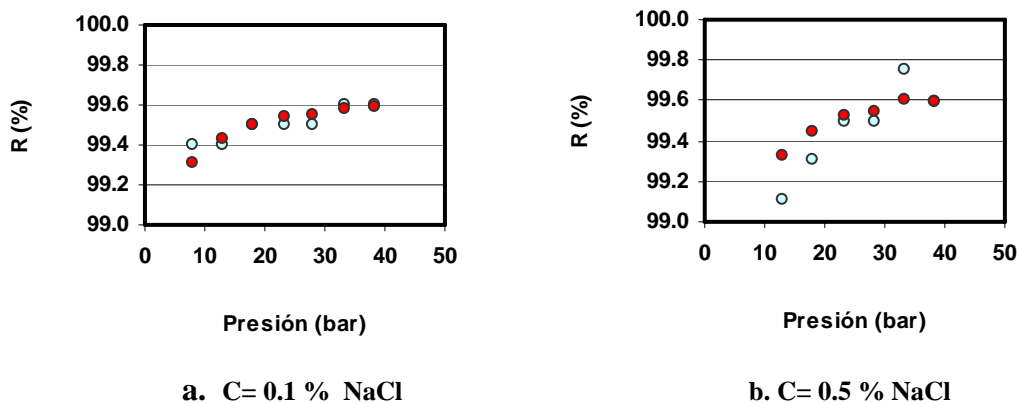


Figura 9.6. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización de la termodinámica irreversible. ○ Observadas; ● Calculadas. Membrana ESPA1.

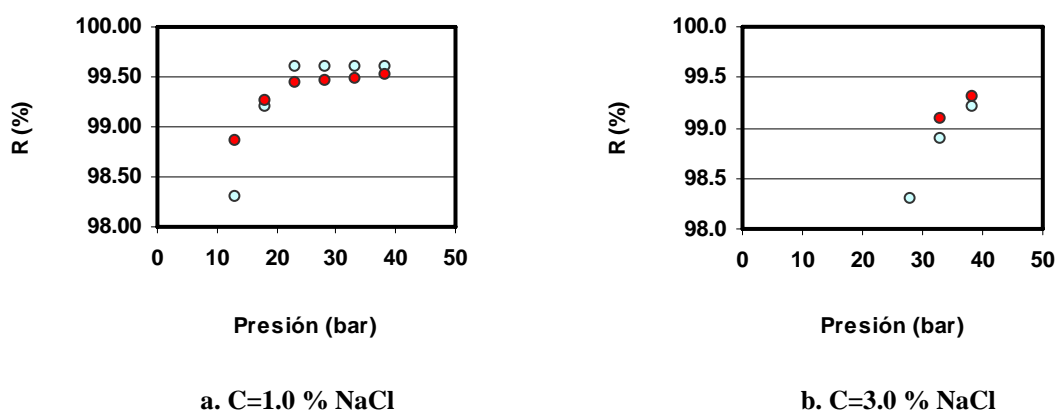


Figura 9.7. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización de la termodinámica irreversible. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana ESPA1.

• **Velocidad de permeación al soluto**

Con la optimización general por mínimos cuadrados los coeficientes “ ω ” y “ σ ” fueron los mismos hallados en la modelización mediante correlación lineal, y que son 0.2367 y 0.9813 respectivamente. Las predicciones para concentraciones de 0.1%, con mínimos cuadrados y mínima FOU, dieron por resultado 0.124 y 0.976.

La expresión es:

$$J_s = 0.124 * \Delta c + 0.024 * J_v * c_{in} \tag{9.40}$$

La comparación de las velocidades de permeación del soluto, de acuerdo a los coeficientes anteriores, se representa a continuación. **Figuras 9.8 y 9.9.**

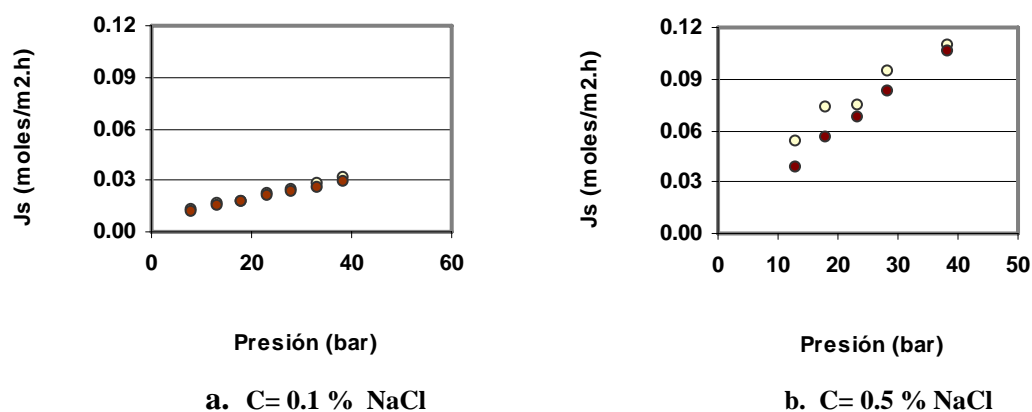


Figura. 9.8. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización de la termodinámica irreversible. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana ESPA1.

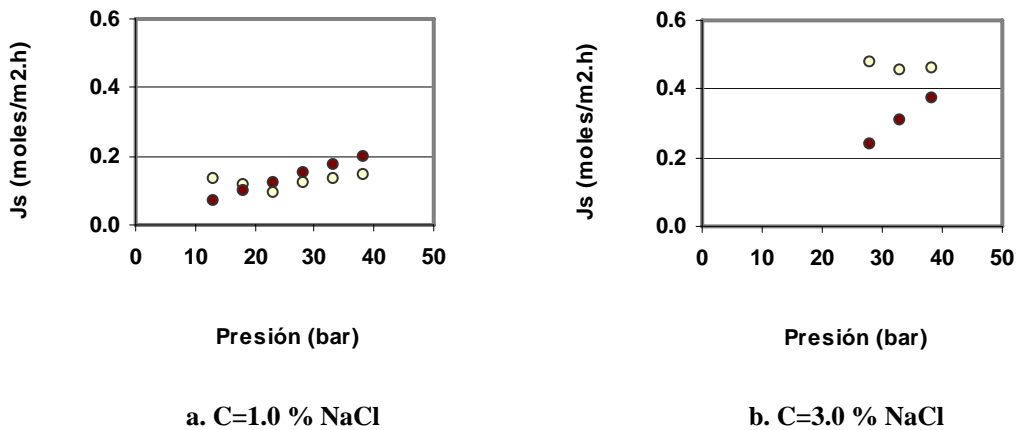


Figura 9.9. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización según la termodinámica irreversible. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana ESPA1.

- **Velocidad de permeación total**

De acuerdo al coeficiente “ σ ” hallado, se calculó con la ecuación (9.26), un valor de “ L_{12} ” de -7.5226 :

$$J_v = 7.7076 * \Delta P - 7.5226 * \Delta \pi \quad (9.42)$$

En las **Figuras 9.10 y 9.11**, las comparaciones correspondientes.

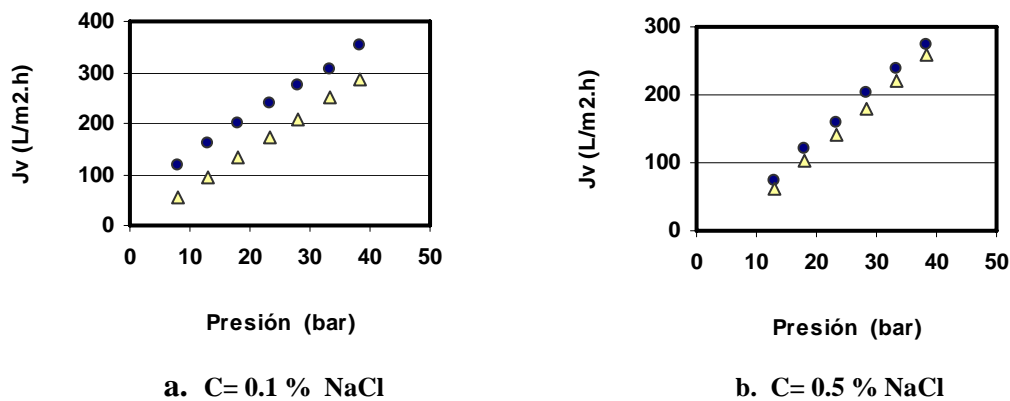


Figura 9.10. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización de la termodinámica irreversible. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana ESPA1.

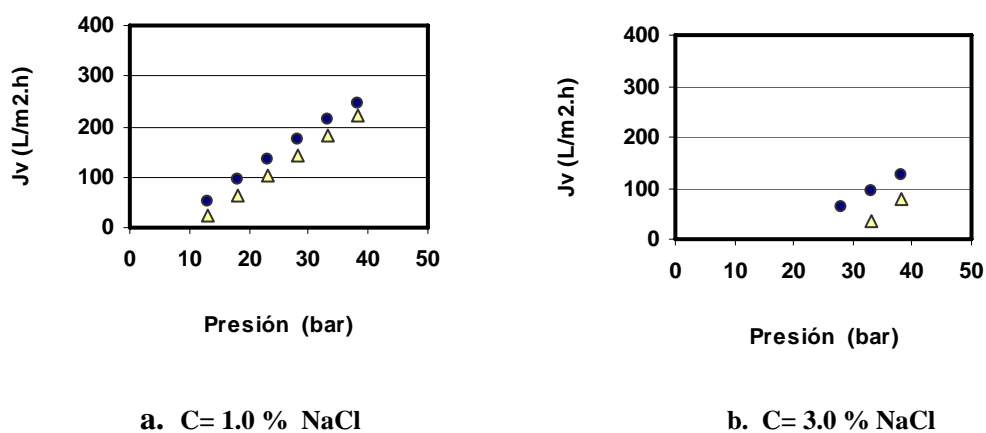


Figura 9.11. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización de la termodinámica irreversible. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana ESPA1.

9.7.2. Membrana CPA2

Sigue el mismo procedimiento y orden.

- Retención

Según optimización de mínima FOU en “J_s”, y ecuación (9.39). **Figuras 9.12 y 9.13.**

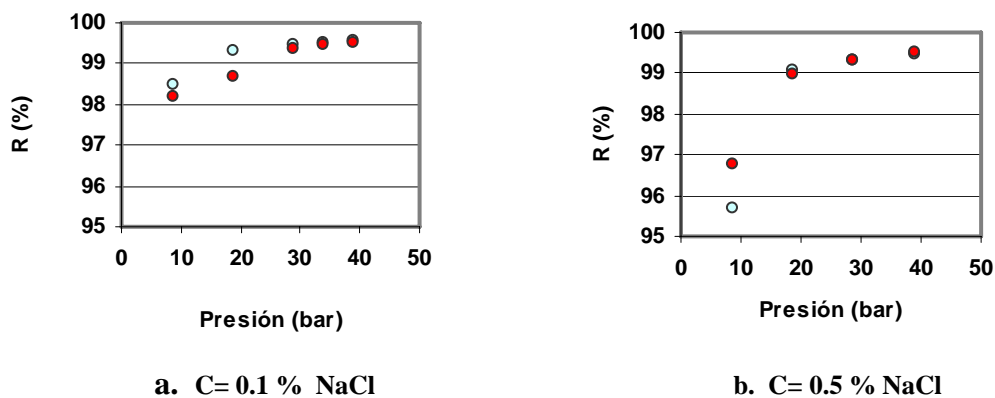


Figura 9.12. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana CPA2.

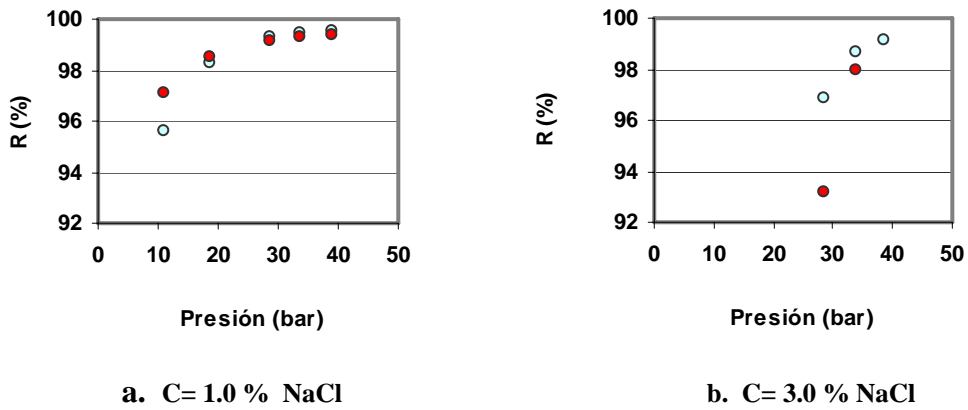


Figura 9.13. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización de termodinámica irreversible. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana CPA2.

- **Velocidad de permeación del soluto**

De optimización general por mínimos cuadrados “ ω ” es 0.3064 y “ σ ” es 0.9984. Con mínima FOU, para concentraciones del 0.1%:

$$J_s = 0.25 * \Delta c + 0.023 * J_v * c_{ln} \quad (9.42)$$

Ilustraciones en **Figuras 9.14 y 9.15.**

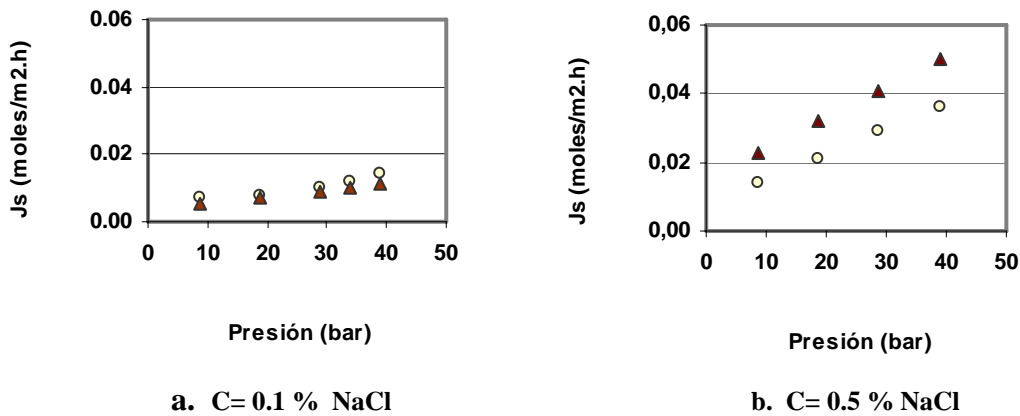


Figura 9.14. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización de la termodinámica irreversible. ○ Observadas, ▲ Calculadas. Membrana CPA2.

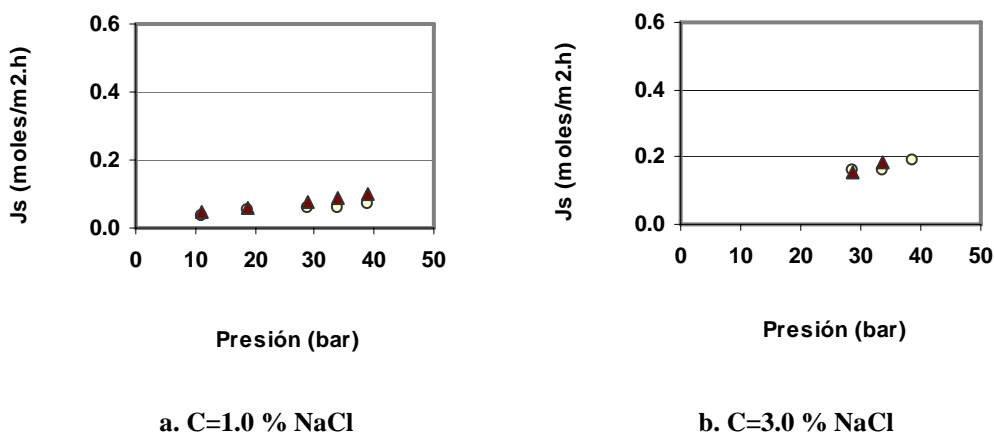


Figura 9.15. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización de la termodinámica irreversible. ○ Observadas, ▲ Calculadas. Membrana CPA2.

• **Velocidad de permeación**

Por el proceso de optimización con mínima FOU:

$$J_v = 2.64 * \Delta P - 2.5793 * \Delta \pi \tag{9.43}$$

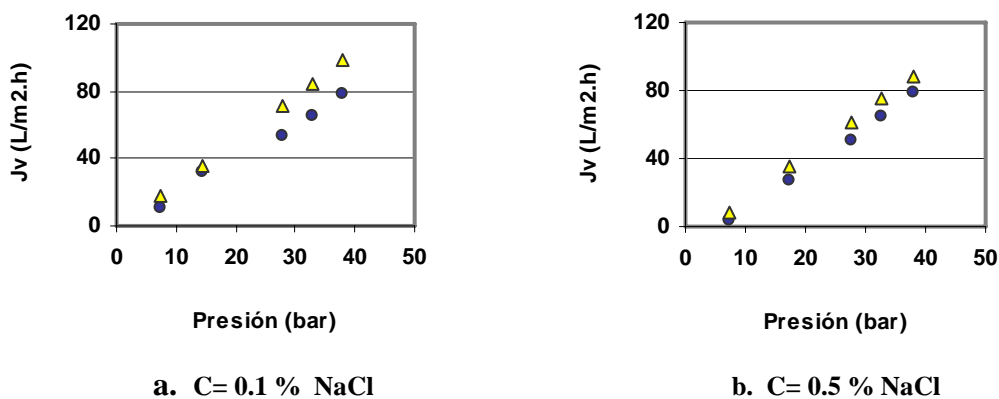


Figura 9.16. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización de termodinámica irreversible. ● Observadas, △ Calculadas. Membrana CPA2.

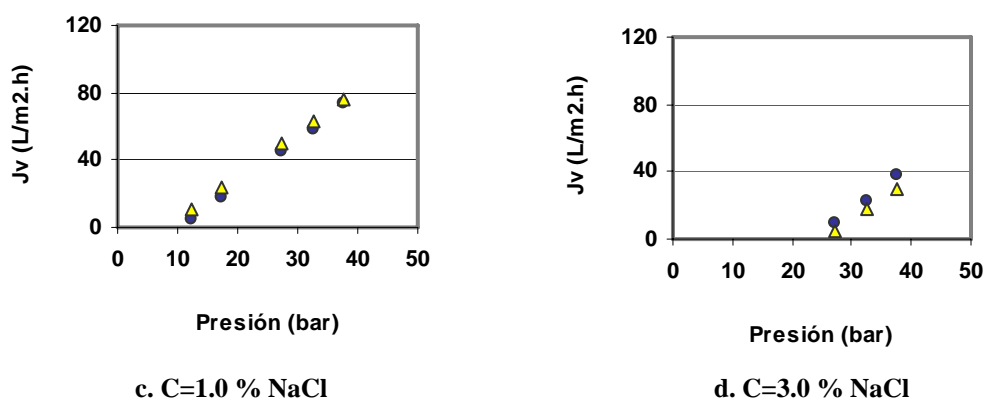


Figura 9.17. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización de termodinámica irreversible. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana CPA2.

9.7.3. Membrana PAC

- Retención

Por optimización de mínima FOU y ecuación (9.39). **Figuras 9.18 y 9.19.**

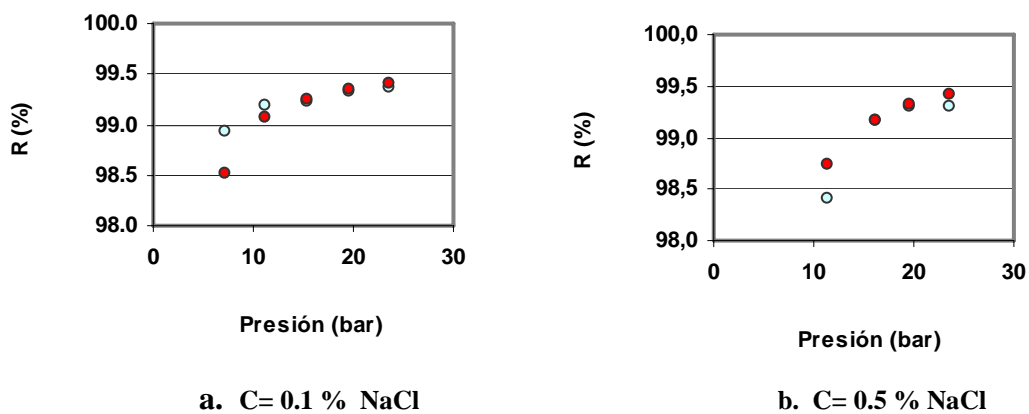


Figura 9.18. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización de termodinámica irreversible. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.

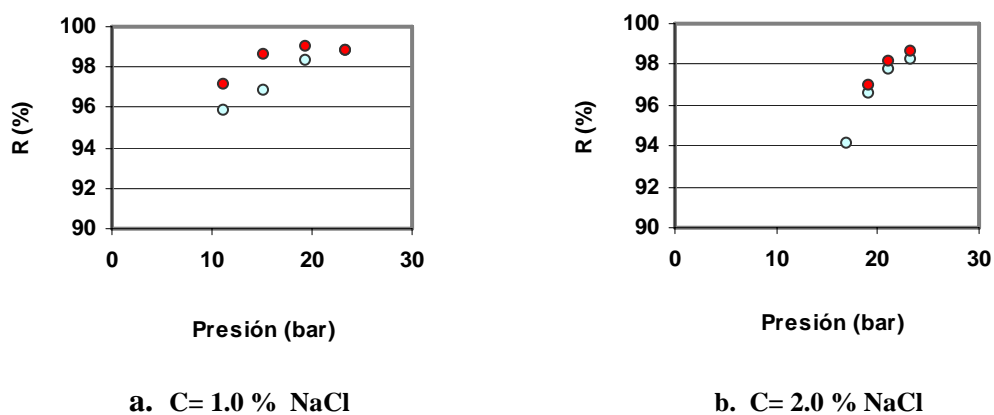


Figura 9.19. Comparación entre retenciones experimentales y calculadas según modelización de termodinámica irreversible. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.

• **Velocidad de permeación del soluto**

Por optimización general con mínimos cuadrados y mínima FOU, los coeficientes de la modelización mediante correlación no cambiaron, quedando “ω” en 0.0893 y “σ” en 0.9842.

$$J_s = 0.0893 * \Delta c + 0.0158 * J_v * c_{in} \tag{9.44}$$

En las Figuras 9.20 y 9.21 los resultados.

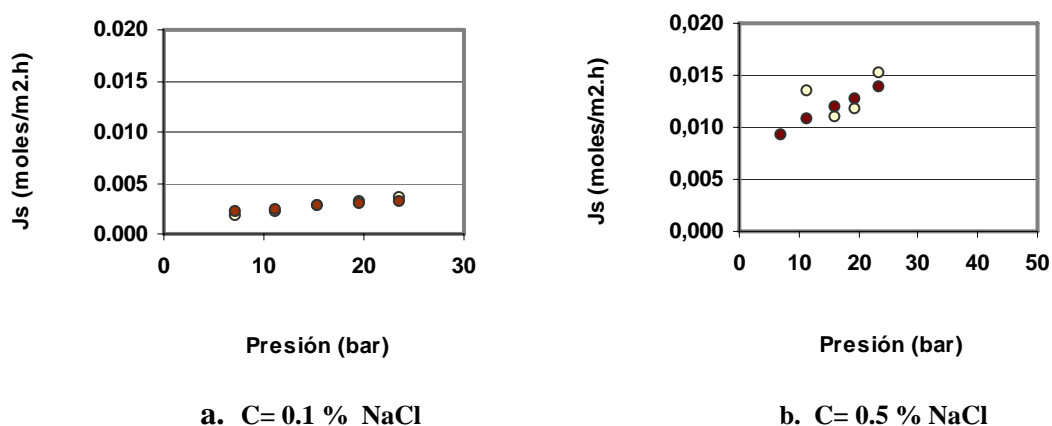


Figura 9.20. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización de termodinámica irreversible. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.

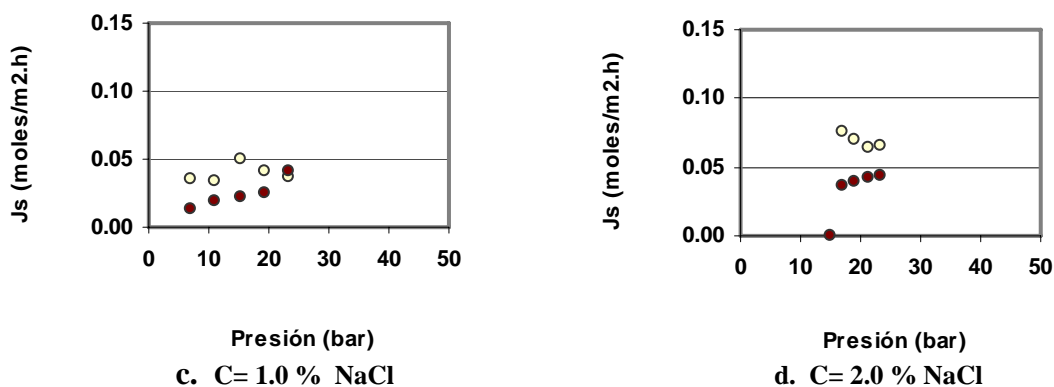


Figura 9.21. Comparación entre velocidades de permeación del soluto experimentales y calculadas según modelización de poros finos. ○ Observadas, ● Calculadas. Membrana PAC.

- **Velocidad de permeación**

Según los anteriores resultados, y ecuación (9.40). **Figuras 9.22. y 9.23.**

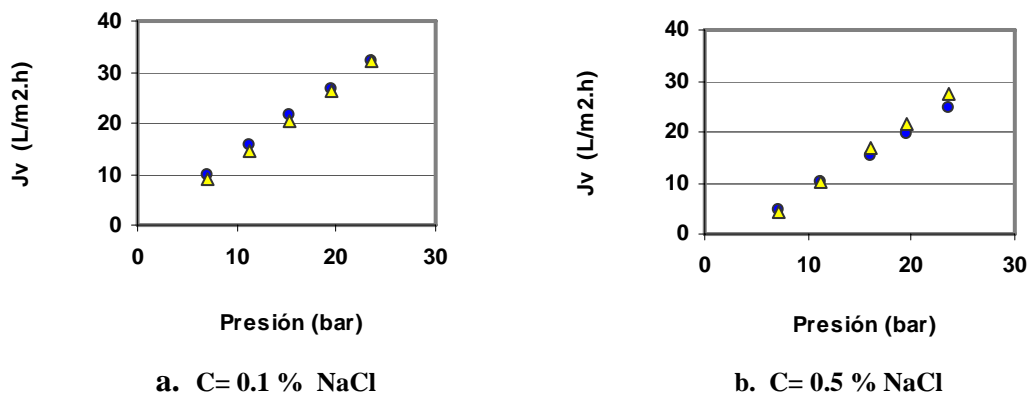
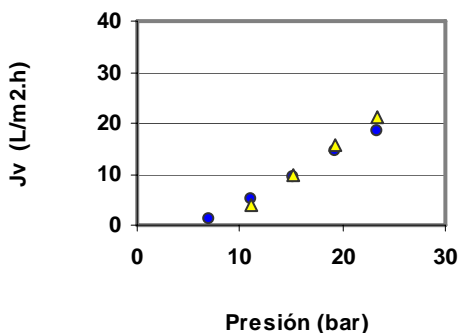
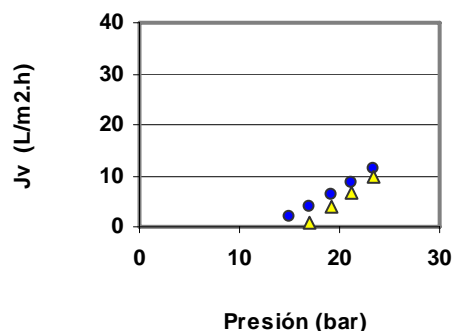


Figura 9.22. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización de termodinámica irreversible. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana PAC.



c. C= 1.0 % NaCl



d. C= 2.0 % NaCl

Figura 9.23. Comparación entre velocidades de permeación experimentales y calculadas según modelización de termodinámica irreversible. ● Observadas, Δ Calculadas. Membrana PAC.

9.8. ANALISIS Y DISCUSION

9.8.1. Modelización

- **Velocidad de permeación**

Según la ecuación (9.18) y los valores del coeficiente de acoplamiento “L₁₂”, los cuales son menores en todas las membranas a los “L₁₁”, Tabla 9.1, se puede afirmar que en todos los casos hay presencia de poros, y en consecuencia las “J_v” van a ser mayores a las que ocurren si en las membranas sólo hubiese el proceso de solución-difusión.

En cuanto a los resultados de esta modelización es claro que la membrana PAC tiene el mejor ajuste de “J_v” al modelo en estudio. **Tabla 9.1.** El error medio de las predicciones en general de las membranas es del 8.5 %.

Respecto a la membrana CPA2, el valor más alto del FOU, respecto a las otras, es debido al hecho de que sus “J_v” calculadas resultaron por encima de las experimentales, y con alguna diferencia, que es mal calificada desde el punto de vista de la función objetivo. No fue posible cambiar esta situación porque las predicciones entraban en errores mayores frente a otros datos.

Tabla 9.1.

Modelización velocidad de permeación total, por termodinámica irreversible

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
L ₁₁	7.7076	2.6400	1.4054
L ₁₂	-7.5635	-2.5890	-1.3832
FOU	0.85	7.71	0.76
ΔJ _{vm} (%)	21.2	33.5	14.4

- **Velocidad de permeación del soluto**

Los valores hallados del coeficiente de reflexión “ σ ” indican mayor impermeabilidad al paso de solutos, de la membrana PAC, y además, según el coeficiente “ ω ”, también es menor en ella el transporte por solución-difusión, frente a las otras membranas.

De otro lado, la membrana ESPA 1 es la que permite en general mayor paso de solutos, de acuerdo a este modelo, y en consecuencia tiene las mayores “ J_s ”.

De la misma forma como ocurrió con “ J_v ”, los coeficientes de “ J_s ” están más ajustados para la membrana PAC. **Tabla 9.2.**

Tabla 9.2.

Modelización velocidad de permeación del soluto, por termodinámica irreversible

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
ω	0.2367	0.1431	0.0893
σ	0.9813	0.9807	0.9842
FOU	2.31	2.65	0.16
ΔJ_{sm} (%)	37.39	37.08	1.58

- **Retención**

En este caso la modelización de “ J_s ” trajo como resultado un mayor ajuste de las retenciones calculadas para la membrana ESPA1, (error de 0.1 %), en comparación con los de las otras, y el error medio para la retención es entre las tres de 0.5 %. **Tabla 9.3.**

Tabla 9.3.

Modelización de la retención, por termodinámica irreversible

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
FOU	0.014	0.060	0.052
ΔJ_{sm} (%)	0.19	0.90	0.75

9.8.2. Optimización

- **Velocidad de permeación**

La reducción del error en las predicciones como resultado de la optimización fue escasa, estimada en una media de 0.2 %, y la tendencia fue hacia un aumento de “ J_v ”, aunque bajo, con una media de incremento de 0.1 (L/m².h).

El mayor ajuste de la “ J_v ” correspondió a la membrana PAC, que además no cambió el valor del coeficiente “ L_{12} ” por la optimización de “ J_s ”. **Tabla 9.4.**

Tabla 9.4.

Optimización velocidad de permeación, por termodinámica irreversible

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
L_{11}	7.7076	2.6400	1.4054
L_{12}	-7.5226	-2.5793	-1.3832
FOU	0.83	7.49	0.76
ΔJ_{vm} (%)	20.8	33.5	14.4

- **Velocidad de permeación del soluto**

En la optimización de los coeficientes de “ J_s ” se estableció que los escogidos para la membrana PAC en la modelización, eran los óptimos en general y para concentraciones del 0.1 %, ya que desde el punto de vista real tenían una validez, ante la obtención de soluciones matemáticas que no tenían un respaldo tangible.

Las membranas ESPA1 y CPA2, sí recibieron optimizaciones para concentraciones del 0.1 %, aunque a nivel general sólo con la membrana CPA2 se logró acercar más sus predicciones a los datos experimentales, con una reducción del error medio del 3 %.

Tal como en las situaciones anteriores, las predicciones más exactas fueron las hechas con la membrana PAC. Así mismo, es ésta la que facilita menos el transporte de solutos, y en consecuencia es la que se caracteriza por tener en menor grado un flujo viscoso por sus pequeños poros, acoplado entre los componentes del transporte. **Tabla 9.5.**

Tabla 9.5

Optimización velocidad de permeación del soluto, por termodinámica irreversible

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
ω	0.124	0.250	0.0893
$1 - \sigma$	0.024	0.023	0.0158
σ	0.976	0.977	0.9842
MCU ⁺	6.7 E-3	6.1 E-5	1.9 E-3
FOU ⁺	2.31	2.35	0.16
ΔJ_{sm} (%) ⁺	37.39	43.43	1.58
MCU ¹	2.5 E-6	3.5 E-6	7.1 E-8
FOU ¹	0.667	1.681	0.670
ΔJ_{sm} (%) ¹	6.67	16.81	10.86

+ Todos los datos; 1 c=0.1 %

- **Retención**

Como resultado de las optimizaciones realizadas se dio muy poca variación en la predicción de la retención, y ésta se presentó en la membrana CPA2, que redujo el nivel de error en 0.25 %. **Tablas 9.3 y 9.6.**

Tabla 9.6.

Optimización de la retención, por termodinámica irreversible

Membrana	ESPA1	CPA2	PAC
FOU	0.014	0.040	0.052
ΔJ_{sm} (%)	0.20	0.65	0.75

9.9. CONCLUSIONES

- El modelo según el principio de la termodinámica irreversible, en su ecuación de velocidad de permeación considera este flujo no sólo por solución-difusión, sino además acepta que hay un flujo por las imperfecciones porosas de la membrana, tal que por medio del coeficiente de reflexión “ σ ” en esta ecuación, se tiene en cuenta las situaciones que pueden suceder.
- Para la velocidad de permeación total, el coeficiente de reflexión “ σ ”, tiene la siguiente significación:
 - $\sigma = 0$, “ J_v ” de flujo viscoso total, membrana completamente porosa; no hay presión osmótica
 - $0 < \sigma < 1$, J_v por solución-difusión y las imperfecciones porosas.
 - $\sigma = 1$, J_v por solución-difusión; no hay imperfecciones.
- Según este modelo la velocidad de permeación del soluto se debe al fenómeno de solución-difusión, dependiente del coeficiente de permeabilidad del soluto, “ ω ”, y del gradiente de concentraciones, más el transporte acoplado por flujo viscoso a través de las imperfecciones porosas de la membrana, que se cuantifica por medio del coeficiente de reflexión “ σ ”, así:
 - $\sigma = 0$, membrana completamente porosa; no hay selectividad.
 - $0 < \sigma < 1$, hay transporte acoplado de soluto por las imperfecciones porosas.
 - $\sigma = 1$, membrana ideal; no hay transporte de soluto por las imperfecciones.
- El transporte de soluto depende no sólo de “ σ ”, sino de la velocidad de permeación total, y de la concentración media logarítmica “ C_{ln} ”, lo cual significa que depende del gradiente de concentraciones a través de la membrana.

- De acuerdo con los resultados de “ σ ” y los valores del coeficiente de acoplamiento “ L_{12} ”, los cuales son menores en todas las membranas a los “ L_{11} ”, en todos los casos hay imperfecciones porosas; por eso las “ J_v ” van a ser mayores a las del sólo proceso de solución-difusión.
- Según los valores del coeficiente de reflexión “ σ ” que se obtuvieron, es mayor la impermeabilidad al paso de solutos, de la membrana PAC, y el coeficiente “ ω ”, es menor en ella, por lo que también el transporte por solución-difusión es menor en comparación a las otras membranas.
- Las mayores velocidades de permeación del soluto según este modelo son las de la membrana ESPA1, correspondiendo con lo que sucede con las velocidades del permeado total, que también son mayores en la ESPA1.
- De la modelización de “ J_s ” se obtuvo como resultado un mayor ajuste de las retenciones calculadas para la membrana ESPA1, (error de 0.1 %), en comparación con los de las otras, y el error medio para la retención es entre las tres de 0.5 %.
- La optimización no trajo como resultado una reducción importante del error en las predicciones de la velocidad de permeación total, estimada en una media de 0.2 %, y la tendencia hacia un aumento de “ J_v ”, aunque bajo, con una media de incremento de 0.1 (L/m².h).
- Con la membrana PAC se encontró el mayor ajuste de la “ J_v ”, que además no cambió el valor del coeficiente “ L_{12} ” por la optimización de “ J_s ”.
- Por optimización de la velocidad de permeación del soluto sólo se logró reducir el error con la membrana CPA2, con un 3%.
- La optimización de la retención permitió muy poca variación en su predicción, y ésta se presentó en la membrana CPA2, que redujo el nivel de error en 0.25 %. Esto se debe al poco margen existente que había para hacerlo.

10.1. INTRODUCCION

Una vez estudiados los modelos propuestos en los capítulos 6 al 9, se hará un análisis comparativo de ellos, con el cual se dispondrá de los elementos de juicio para determinar cual ha de ser la modelización que se utilizará para el diseño de un sistema de acondicionamiento de aguas por ósmosis inversa o nanofiltración, teniendo en cuenta para ese propósito, los fundamentos y principios en que se basa cada modelo, su proceso de modelización y optimización, y los resultados obtenidos.

Por lo anterior, como en todo el desarrollo de esta investigación, se tienen en cuenta las variables principales de modelización como son “ J_v ”, “ J_s ” y “ R ”.

10.2. FUNDAMENTOS

10.2.1. Modelo según el Principio de Solución-Difusión

Corresponde al principio básico de las membranas de ósmosis inversa, donde los componentes de una solución se disuelven sobre la superficie homogénea y no porosa de las capas de la membrana, y luego cada uno difunde a través de ella en forma desacoplada.

Como se ha visto en este modelo, la velocidad de permeación total es proporcional al gradiente de presión efectiva que se crea entre las paredes de la membrana. Sin embargo, este modelo aunque es fundamental, no llega a representar la totalidad del flujo de permeado, en razón de que no tiene en cuenta las imperfecciones de la membrana.

10.2.2. Modelo según el Principio de Solución-Difusión-Imperfección

Este modelo recoge no solo el fundamento de la solución-difusión, sino que además hace una aproximación más a la descripción del proceso de transporte en membranas de ósmosis inversa, al añadir al modelo anterior la fracción del flujo que pasa a través de los poros muy finos, como son las imperfecciones de estas membranas, para lo cual a los desarrollos originales sobre solución-difusión de Lonsdale, Merten y Riley, vinieron los de Sherwood, Brian y Fisher.

Estos últimos propusieron cuantificar para la “ J_v ” las imperfecciones simplemente como el producto de un coeficiente de acoplamiento “ C ” (dependiente de un coeficiente de permeabilidad y del espesor de la membrana) y de la diferencia de presión transmembrana, y para “ J_s ” se agregó el término $C\Delta P_c$, y en la retención se adicionó el coeficiente de la relación “ C/A ”.

10.2.3. Modelo según el Principio de Poros Finos

Como se estudió, la cuantificación de “ J_v ” en este modelo se fundamenta no sólo en la solución-difusión, “ $S.D.$ ”, sino que reconoce las imperfecciones de las membranas, y lo hace con la introducción de una fuerza exterior, que es la de fricción que se desarrolla entre el soluto y la membrana, y entre el soluto y el agua.

La expresión para " J_s " de este modelo tiene similitud con la de solución-difusión-imperfección "S.D.I.", lo cual se comprobará en la modelización.

10.2.4. Modelo según el Principio de la Termodinámica Irreversible

Se asocia a la idea de flujo viscoso, pero en realidad por medio de su coeficiente de reflexión " σ " abarca las diversas opciones del flujo, desde S.D. hasta flujo totalmente acoplado, de tal manera que este modelo es una opción más para representar el comportamiento de las membranas de ósmosis inversa.

La ecuación de J_v de la de S.D., afectando el término " $\Delta\pi$ " con " σ ", y en la " J_s " el término para las imperfecciones está afectado por " $1-\sigma$ ", y la concentración se considera como una media logarítmica entre " c_b " y " c_s ".

10.3. MODELIZACION

10.3.1. Solución-Difusión

Dada la simplicidad de este modelo, el proceso para la identificación de los coeficientes "A" y "B", es muy simple, pero a pesar de ello, para "B" se propusieron dos métodos muy útiles, que permiten identificar sus valores más aproximados.

10.3.2. Solución-Difusión-Imperfección

Se siguió el esquema metodológico utilizado para S.D., pero con el problema de que correspondió identificar tres coeficientes en vez de dos, lo cual suele dar cierta dificultad, si se tiene en cuenta que se deben satisfacer tres ecuaciones, pero para un conjunto de datos, lo cual implica un manejo cuidadoso de la información, partiendo del hecho de que los obtenidos experimentalmente sean confiables.

Se propuso dos métodos para la identificación de los coeficientes "B" y "C", y es conveniente en principio aplicarlos ambos, comenzando con el segundo, por ser más simple, que puede permitir hallar valores confiables más directamente; no obstante el primer método no es de descartar inicialmente.

Las predicciones de " J_v " y "R" quedan dependiendo de los valores que se obtenga, de ahí que importe tener una buena aproximación en la modelización de J_s .

10.3.3. Poros Finos

Este modelo fue el que más dio opciones de modelización, ya que se pudo desarrollar un trabajo de deducción de expresiones sencillas que permitieran la aplicación de datos experimentales, prescindiendo de información específica de las características físicas de las membranas, que corresponde suministrar al fabricante, pero que no siempre se facilita su identificación exacta en un laboratorio o planta experimental.

El trabajo se desarrolló alrededor de simplificar ecuaciones fundamentales reportadas por Sourirajan, que fueron obtenidas con membranas de acetato de celulosa.

Para “ J_v ”, como se mencionó en el apartado 10.2.2, se desarrolló en este trabajo una simplificación, con la cual en el coeficiente “ B ”, ecuación (8.25), se resume características de fricción, permeación hidrodinámica, espesor de la membrana y otras más.

En el coeficiente “ B ” de la ecuación de “ J_v ” se da opción a que se refleje allí el flujo por las imperfecciones de las membranas de ósmosis inversa, y como es un factor que aparece en el denominador, llega a representar la presencia de resistencias a permear, tales como la de la membrana, polarización de la concentración, etc, con lo cual facilita la detección del estado de la membrana respecto de su funcionamiento normal.

La expresión de “ J_s ” también fue simplificada, y tiene similitud con la de S.D.I., con algunas diferencias, tales como la del término de solutos por S.D., que en el modelo de poros finos se tiene afectado por la temperatura absoluta, con lo cual, las unidades del coeficiente “ L ” son ($L/m^2 \cdot h \cdot ^\circ K$).

La diferencia con S.D.I. está en cómo se obtuvo la concentración c' , ya que en este modelo se determinó según la teoría de la película, y en S.D.I. se empleó la concentración de la alimentación.

Para la retención la modelización pasó por hacer la correlación exponencial de $1/(1-R)$ contra “ J_v ”, mientras que el S.D.I. no permite que la retención sea modelizada si ya se ha hecho con “ J_s ”, por lo cual se nota que este modelo de poros finos permite mayores opciones de modelización, porque en forma interdependiente se modelizó “ J_v ”, “ J_s ” y “ R ”, teniendo para cada uno unos coeficientes a determinar, pero esta condición hace también más complejo este modelo, para procurar un ajuste, puesto que implica una labor mucho más amplia.

10.3.4. Termodinámica Irreversible

Toda su modelización está centrada en la identificación de los coeficientes “ σ ” y “ ω ”, por medio de una correlación lineal de “ J_s ”, lo cual hace más simple esta fase.

10.4. OPTIMIZACION

10.4.1. Solución-Difusión

Se realizó para la retención, de donde se obtuvo el “ B ” óptimo con interés en concentraciones de 0.1%, que también debe encajar en “ J_s ”.

10.4.2. Solución-Difusión-Imperfección

Como en el caso anterior, sólo se aplicó optimización a la retención, de donde se definió “ B/A ” y “ C/A ”, donde “ B ” y “ C ” deben satisfacer también a “ J_s ” y el coeficiente “ C ” a “ J_v ”. El valor de “ A ” se mantiene desde la modelización.

10.4.3. Poros Finos

En este sentido también es el más versátil, en razón de que facilita la optimización de “B” en “ J_v ”, de “L” y “Z” en “ J_s ”, y de “ β_2 ” y “ β_3 ” en la retención.

10.4.4. Termodinámica Irreversible

Se hizo optimización de “ σ ” y “ ω ”, que intervienen en “ J_v ” y “ J_s ”.

10.5. RESULTADOS

10.5.1. Velocidad de Permeación

En la **Figura 10.1** se observa que sólo la membrana ESPA1 mejoró sus predicciones cuando se compara la FOU del modelo S.D. con el S.D.I., hecho que se explica porque la optimización de estos dos modelos se hizo a partir de la retención, quedando la “ J_v ” dependiendo de esos resultados.

Lo anterior se puede interpretar en este caso por la poca incidencia de las imperfecciones de poros de las membranas PAC y CPA2.

En general la membrana con que se obtuvo mejores predicciones de “ J_v ” fue la PAC, seguida de la ESPA1. La Figura 10.1 muestra como cada una de las membranas se ha comportado con los modelos.

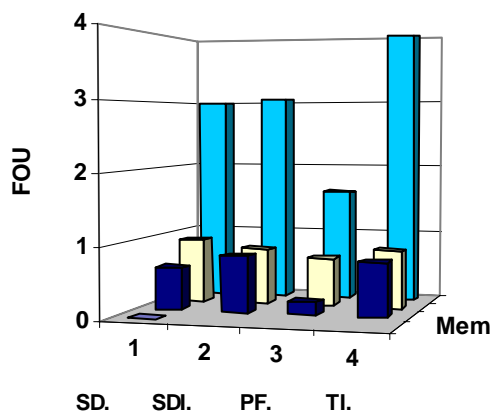


Figura 10.1. Comportamiento de la función objetivo unitaria, FOU, con la velocidad de permeación, “ J_v ”, según los modelos estudiados. ∇ membrana CPA2; \square membrana ESPA1; ∇ membrana PAC.

Los valores de la FOU se mantienen para cada membrana dentro de ciertos niveles, los cuales se rompen en el modelo de poros finos, de donde se desprende que para todas las situaciones consideradas es el que permite hacer las mejores predicciones, lo cual se puede explicar porque solo para él fue posible hacer optimización, ya que no

utiliza coeficientes en optimización que estén presentes en las otras ecuaciones de la modelización.

En S.D. “ J_v ” depende del coeficiente “A.” que no tiene optimización, los coeficientes “B” y “C” fueron optimizados por la retención en S.D.I., en P.F. por optimización del coeficiente “B” directamente, y en termodinámica irreversible, T.I., el “ σ ” de “ J_v ” optimizado con “ J_s ”.

10.5.2. Velocidad de Permeación del Solute

En general se observa un escalonamiento de los modelos con relación a la FOU, a partir de S.D., del cual se mejoró sus predicciones por parte del S.D.I, y aún más con el de poros finos, P.F, que alcanzó a ser superado por el T.I, con excepción de la membrana CPA2. **Figura 10.2.**

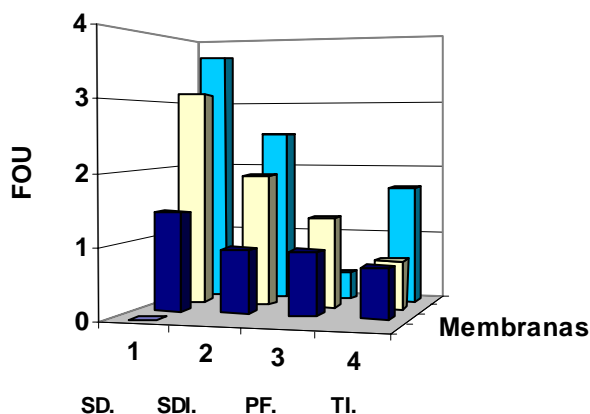


Figura 10.2. Comportamiento de la función objetivo unitaria, FOU, con la velocidad de permeación del soluto, “ J_s ”, según los modelos estudiados. v membrana CPA2; □ membrana ESPA1; v membrana PAC.

La membrana CPA2 también tuvo las predicciones menos aproximadas a los datos experimentales, luego la ESPA1, y las mejores para la PAC, tal como sucedió con “ J_v ”.

Con respecto al modelo con mejores predicciones de “ J_s ”, esta condición está compartida entre el T.I, y el PF, donde ambos modelos tuvieron optimización de sus coeficientes en “ J_s ”.

Las ecuaciones de “ J_s ” de los modelos PF y T.I. son muy similares, donde las diferencias están en la forma como se calculó “ c_m ”, que en T.I. fue una media logarítmica entre las concentraciones de alimentación y permeado, mientras que en PF se halló a partir de la ecuación de la teoría de la película.

En la ecuación de “ J_s ” par PF, la temperatura se presenta como una variable que afecta el término del gradiente de concentraciones, pero esto no cambió los resultados de la experimentación porque se mantuvieron alrededor de los 20 °C, y además, como se expresan en °K, sus oscilaciones afectan menos los resultados. Sin embargo se dejó como variable, ya que sus cambios más allá de 4° C o más, si que producen incrementos directos el “ J_s ”.

10.5.3. Retención

Es la variable con que se obtiene los valores mejores, y por consiguiente los más bajos de la FOU, donde las variaciones en este tipo de predicciones si que tienen un efecto importante en la representación del comportamiento de una membrana.

Los coeficientes involucrados en la retención fueron optimizados con todos los modelos, excepto con el T.I, que utilizó la ecuación típica de la retención, en la que se calculó la concentración del soluto, según “ J_s ” optimizado.

A pesar de no tener optimización la retención en el modelo T.I, sus predicciones apenas tienen un error medio máximo del 0.5 %, de la membrana PAC.

La membrana que mejor se comportó en sus predicciones de la retención fue la ESPA1, diferencia que se marcó fundamentalmente cuando se aplicó el modelo T.I.

Las predicciones del modelo S.D. se vieron superadas por las del S.D.I, que muestra una mejor aproximación a la retención real en virtud del coeficiente de acoplamiento que se añade al modelo S.D. Sin embargo, el modelo PF, aún mejoró estos resultados, por utilización de la regresión $(1/(1-R))$ contra “ J_v ”. **Figura 10.3.**

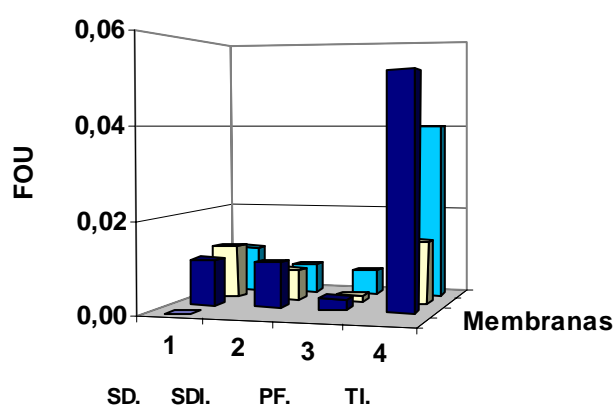


Figura 10.3. Comportamiento de la función objetivo unitaria, FOU, con la retención, “ J_s ”, según los modelos estudiados. \blacktriangledown membrana CPA2; \square membrana ESPA1; \triangledown membrana PAC.

En relación con el modelo de mejores predicciones, estas corresponden al PF, en el que la retención está correlacionada con “ J_v ”, que también tuvo las mejores predicciones en el modelo PF, lo que representa una buena forma de ver el grado de afinidad que se encontró entre estas dos variables, donde los coeficientes “ β ” determinaron la aproximación del modelo.

10.6. ANALISIS Y DISCUSION

10.6.1. Velocidad de permeación

La introducción del coeficiente de acoplamiento “C” en S.D.I, mejoró las predicciones de “ J_v ”; sin embargo por efecto de la optimización de “R” y en S.D.I, se perdió en parte esta aproximación lograda.

Los cuatro modelos estudiados tienen por fundamento el principio de solución-difusión. Los modelos S.D.I, T.I. Y P.F, son refinamientos del S.D, que permiten mayor grado de exactitud en describir el comportamiento de las membranas de ósmosis inversa. **Tabla 10.1.**

Tabla 10.1.

Ecuaciones para la velocidad de permeación, según modelos

MODELO	ECUACION
Solución-Difusión	$J_v = A (\Delta P - \Delta \pi)$
Solución-Difusión-Imperfección	$J_v = A (\Delta P - \Delta \pi) + C \Delta P$
Poros Finos	$J_v = A (\Delta P - \Delta \pi) / (1 + B c_s)$
Termodinámica Irreversible	$J_v = A (\Delta P - \sigma \Delta \pi)$

El reconocimiento de que a más del fenómeno de solución-difusión hay un transporte de solutos por flujo acoplado, está representado por el coeficiente “C” en S.D.I.; por “B” en P.F, que tiene en cuenta la fuerza de fricción, y por “ σ ” en T.I.

Por medio de las ecuaciones de estos modelos, se puede ver la correspondencia entre sus coeficientes, así:

$$C = f(\text{T.I.}) = A(1 - \sigma) \frac{\Delta \pi}{\Delta P} \quad (10.1)$$

$$C = f(\text{PF}) = \frac{A B c_s}{(1 + B c_s)} \frac{(\Delta P - \Delta \pi)}{\Delta P} \quad (10.2)$$

De acuerdo con los coeficientes obtenidos se desprende que el mayor flujo por las imperfecciones lo tiene la membrana ESPA1, y enseguida la CPA2, siendo el menor para la PAC. En solución-difusión por ejemplo, el menor valor del coeficiente de

acoplamiento “C”, es para la membrana PAC, (0.0028), mientras que el mayor es 0.0231, (ESPA1). **Tabla 10.2.**

Tabla 10.2

Coefficientes que permiten cálculo del flujo acoplado en “ J_v ”, según modelos

Membrana	Coefficiente	ESPA1	CPA2	PAC
S.D.I.	C	0.0231	0.0090	0.0028
P.F.	B	-86.024	0.069	-17.602
T.I.	σ	0.9760	0.9770	0.9842

10.6.2. Velocidad de Permeación del Soluta

Al comparar las ecuaciones de “ J_s ” de los modelos, se muestra que el término por solución-difusión es el mismo en todos, y en el otro término, que es el de flujo de poros, siempre hay un coeficiente que representa el acoplamiento, un gradiente de presión transmembranar y una concentración relacionada con la zona de alta presión de la membrana.

La ecuación de “ J_s ” es en cada modelo una variante de esa estructura. **Tabla 10.3.**

Tabla 10.3.

Ecuaciones para la velocidad de permeación del soluto, según modelos

MODELO	ECUACION
Solución-Difusión	$J_s = B (c' - c'')$
Solución-Difusión-Imperfección	$J_s = B (c' - c'') + C \Delta P c'$
Poros Finos	$J_v = LT (c' - c'') + Z J_v c_m$
Termodinámica Irreversible	$J_v = \omega (c' - c'') + (1 - \sigma) J_v c_{In}$

En general, de acuerdo a todos los modelos estudiados, la membrana con mayores velocidades de permeación es la ESPA1, y la de menores es la PAC. Esta es una tendencia que se observa en la **Tabla 10.4**, de los coeficientes de los modelos, donde se muestra que hay una completa concordancia entre los valores de los coeficientes y los modelos.

Estos valores señalan que la estructura de la membrana PAC es la menos porosa, luego sigue la CPA2, y la más abierta es la ESPA1.

Según la Tabla 10.4, cuando se modeliza con S.D., el coeficiente toma un valor mayor que con S.D.I., porque asume que toda la “ J_s ” es por el principio de S.D., y con S.D.I. este coeficiente se reduce para justificar parte de la “ J_s ” por las imperfecciones que dejan pasar parte del flujo.

Los coeficientes de “L” en T.I, son menores a los de “B” y “ ω ”, en razón de que “L” está acompañado con la temperatura absoluta de la solución.

Tabla 10.4

Coeficientes para cálculo de “ J_s ”, según modelos

Membrana	Coeficiente	ESPA1	CPA2	PAC
S.D.	B	0.8478	0.3567	0.1644
S.D.I.	B	0.4625	0.2268	0.1380
	C	0.0231	0.0090	0.0028
P.F.	L	0.00300	0.00140	0.00055
	Z	0.00040	0.00090	0.00045
T.I.	ω	0.1240	0.2500	0.0893
	(1- σ)	0.0240	0.0230	0.0158

10.6.3. Retención

El cociente de “C/A” en S.D.I., es el reductor de la retención, en razón de la disminución de permeabilidad de las membranas debido a sus imperfecciones, pero en P.F. la permeabilidad es calculada en función de “ J_v ” y de los coeficientes “ β ”, donde la relación depende de que tanto se logra diferenciar el término que los involucra con respecto a la unidad, ya que sí

$$G = \beta_1 + \beta_2 \exp(\beta_3 J_v), \text{ entonces: } R = \frac{G-1}{G}$$

y en este caso, mientras mayor sea “G”, mayor será “R”; y “G” es mayor mientras mayores sean los coeficientes “ β ”.

Tabla 10.5.

Ecuaciones para la retención, según modelos

MODELO	ECUACION
Solución-Difusión	$R = \frac{1}{\left(1 + \frac{B}{A} \left(\frac{1}{\Delta P - \Delta \pi}\right)\right)}$
Solución-Difusión-Imperfección	$R = \frac{1}{\left(1 + \frac{B}{A} \left(\frac{1}{\Delta P - \Delta \pi}\right) + \frac{C}{A} \left(\frac{\Delta P}{\Delta P - \Delta \pi}\right)\right)}$
Poros Finos	$R = \frac{(\beta_1 - 1) + \beta_2 \exp(\beta_3 J_v)}{\beta_1 + \beta_2 \exp(\beta_3 J_v)}$

Termodinámica Irreversible

$$R = \left(1 - \frac{c_s}{c_r} \right)$$

El incremento de la retención viene dada principalmente con el aumento de “ J_v ” en P.F. **Tabla 10.5.**

El valor de los coeficientes “ β ” depende de la relación del coeficiente de fricción entre el soluto y la membrana, y el que se presenta entre el soluto y el solvente, y de los coeficientes de partición dados entre “ β_1 ” y “ β_2 ”. Así es que su valor lo determinan las características del rozamiento entre el soluto y la membrana, y entre el soluto y el agua.

Ya en cuanto a los valores obtenidos, según los modelos S.D. y S.D.I., la membrana ESPA1 es la que tiene la mayor retención, pero eso sí, la diferencia en el modelo S.D.I. de la ESPA1 con la PAC, es apenas de +0.009 %, y con la CPA2 de -0.17 %, para presiones de 20 bar, y una concentración de 0.1 %. **Tabla 10.6.**

TABLA 10.6

Análisis de la variación de la retención con la presión, modelo S.D.I, $c = 0.1\%$

Membrana	ΔP (bar)	$\Delta\pi$ (bar)	B/A	C/A	R (%)	ΔR (%)
ESPA1	20	0.8	0.0600	0.0030	99.39	0.00
CPA2	20	0.8	0.0859	0.0034	99.22	-0.17
PAC	20	0.8	0.0982	0.0020	99.31	-0.09
ESPA1	40	0.8	0.0600	0.0030	99.55	0.00
CPA2	40	0.8	0.0859	0.0034	99.44	-0.10
PAC	40	0.8	0.0982	0.0020	99.55	+0.01

Si se incrementa la presión hasta 40 bar, ya el orden cambia, siendo por 0.01% que comienza a tener mayor retención la PAC, por encima de la ESPA1.

Según el análisis del comportamiento con el modelo de poros finos, en principio las mayores retenciones son para la CPA2, con “ J_v ” de 40 (L/m².h), pero si la “ J_v ” sube a 120 (L/m².h), también comienza a subir la retención de la PAC, y se pone 0.19 % por encima de la CPA2. **Tabla 10.7.**

En suma, cuando se lleva la presión a 40 bar o más, o la “ J_v ” es del orden de 100 (L/m².h) o más, la PAC es la de mayor retención, pero con el incremento de la presión o de “ J_v ”, cada vez son menores las diferencias de retención entre las membranas estudiadas.

Lo anterior se explica porque la membrana PAC es la más densa, más impermeable y soporta mejor las presiones por encima de 40 bar, aunque las retenciones de las otras membranas en esas condiciones de trabajo también se incrementa, y las

diferencias en ese caso son del orden del 0.5%, mientras que a “ J_v ” de 40 (L/m².h) o menores, pueden llegar a un 5 %.

TABLA 10.7

Análisis de la variación de la retención con la presión, modelo P.F, $c = 0.1\%$

Membrana	β_2	β_3	J_v^*	R (%)	$\Delta R(\%)$
ESPA1	23.77	0.0167	40	97.84	-0.79
CPA2	39.22	0.0154	40	98.62	0.00
PAC	2.46	0.0474	40	93.90	-4.79
ESPA1	23.77	0.0167	80	98.89	-0.36
CPA2	39.22	0.0154	80	99.26	0.00
PAC	2.46	0.0474	80	99.08	-0.17
ESPA1	23.77	0.0167	120	99.21	-0.25
CPA2	39.22	0.0154	120	99.45	0.00
PAC	2.46	0.0474	120	99.64	+0.19

* (L/m².h)

Los coeficientes de las ecuaciones de la retención son optimizables, excepto en el modelo T.I., donde se utiliza la ecuación genérica de la retención, que no tiene coeficientes.

La optimización de los coeficientes de la retención en los modelos S.D. y S.D.I. afecta las ecuaciones de “ J_v ” y “ J_s ”, mientras que en P.F. la relación existe y se da por “ J_v ” que afecta a “R” y a “ J_s ”, pero se facilita la calibración del modelo con base en los datos observados.

10.7. ANALISIS DE SENSIBILIDAD

Para analizar que tanto se afectan las variables “ J_v ”, “ J_s ” y “R”, que son las principales de la modelización, por cambios en los valores de los coeficientes, de tal forma que pueden variar en mayor o menor grado los resultados, se hace este análisis, el cual conduce a observar con mayor o menor atención las oscilaciones de los coeficientes.

La forma como se medirá el grado de sensibilidad de cada una de las variables será con una escala de 1 a 5, de acuerdo con el rango de variación de la variable en consideración, por efecto del cambio de valor en su coeficiente elegido, según los valores especificados en las Tablas correspondientes, cuando se inducen variaciones en los coeficientes entre -15 y 15 %.

La escala de calificación de la sensibilidad es la siguiente, según la **Tabla 10.8**:

Tabla 10.8

Escala para calificación de la sensibilidad de las expresiones modelizadas, $c=0.1\%$

Rango de Variación (%)	Sensibilidad	Valor
0.0 – 0.1	Muy baja	1
0.1 – 0.5	Baja	2
0.5 - 2.0	Media	3
2.0 - 5.0	Alta	4
5.0>	Muy Alta	5

10.7.1. Velocidad de Permeación

Se hizo el análisis para cada uno de los modelos, donde no hay una relación directa evidente de cómo es el efecto.

- **Solución-Difusión-Imperfección**

Con base en tomar como ejemplo la membrana ESPA1, se calculó “ J_v ” con los coeficientes obtenidos en la optimización para concentraciones del 0.1 %. Mediante aplicación de la ecuación (7.6), donde los coeficientes “A” y “C” son 7.7076 ($L/m^2.h$) y 0.0231 ($L/m^2.h.bar$) respectivamente; una presión transmembranar de 30 bar, y una diferencia de presión osmótica de 0.8 bar. El resultado es de “ J_v ” de 225.8 ($L/m^2.h$).

A partir de la “ J_v ” obtenida, se hizo el análisis para las variaciones del coeficiente “C”, distinguidas como “ ΔC ”, según **Tabla 10.9**.

TABLA 10.9

Análisis de sensibilidad de “ J_v ” según “C”, modelo S.D.I, membrana ESPA1,
 $c = 0.1\%$

J_v ($L/m^2.h$)	$\Delta C(\%)$	ΔJ_v (%)	SENSIBILIDAD
225.8	5	+0.015	1
225.8	-5	-0.015	1
225.8	15	+0.046	1
225.8	-15	-0.046	1

- **Poros Finos**

Se estudió con base en las variaciones del coeficiente “B”, donde se utilizó la ecuación (8.25), con una diferencia de presión transmembranar de 30 bar, una

diferencia de presión osmótica de 0.8 bar, y coeficientes “A” y “B” de 7.7076 (L/m².h) y -80 (L/mol) respectivamente, con lo cual se obtuvo una “J_v” de 226.7 (L/m².h). **Tabla 10.10.**

TABLA 10.10

Análisis de sensibilidad de “J_v” según “B”, modelo P.F, membrana ESPA1, c = 0.1%

J _v (L/m ² .h)	ΔB(%)	ΔJ _v (%)	SENSIBILIDAD
226.7	5	+0.0363	1
226.7	-5	-0.0363	1
226.7	15	+0.1089	1
226.7	-15	-0.1087	1

- **Termodinámica Irreversible**

Se utilizó la ecuación (9.41), donde “σ” vale 0.976, la diferencia de presión es de 30 bar, y la de presión osmótica es de 0.8 bar. Así, se obtuvo una “J_v” de 225.2 (L/m².h). **Tabla 10.11.**

TABLA 10.11

Análisis de sensibilidad de “J_v” según “σ”, modelo T.I, membrana ESPA1, c = 0.1%

J _v *	Δσ(%)	ΔJ _v (%)	SENSIBILIDAD
225.2	3	-0.08	1
225.2	-3	+0.08	1
225.2	10	-0.27	2
225.2	-10	+0.27	2

Los resultados obtenidos en las Tablas 10.9, 10.10 y 10.11 muestran que ante variaciones de los coeficientes en un rango de +- 15 %, la variación que experimenta “J_v” es baja; tan sólo en el modelo T.I. llega a +-0.27 %.

10.7.2. Velocidad de Permeación del Soluta

- **Solución-Difusión-Imperfección**

Se empleó el coeficiente “C”, para estudiar las variaciones. Estas se implementaron entre +-10%, y con la ecuación (7.5) se calculó “J_s”, utilizando una presión transmembrana de 30 bar, cuyo valor fue de 0.0197 (mol/m².h) **Tabla 10.12.**

TABLA 10.12

Análisis de sensibilidad de “ J_s ” según “ C ”, modelo S.D.I, membrana ESPA1,
 $c = 0.1\%$

J_s (mol/m ² .h)	$\Delta C(\%)$	ΔJ_s (%)	SENSIBILIDAD
0.0197	2	1.21	3
0.0197	-2	-1.21	3
0.0197	10	6.03	5
0.0197	-10	-6.03	5

- **Poros Finos**

Por medio de la ecuación (8.31), donde se estudió las variaciones de “ L ”, hasta +-5%. Los datos fueron: una temperatura de 293 °K, gradiente de concentración de 0.0169 (mol/L), coeficiente “ Z ” de 0.0004, Y “ $c_m J_v$ ” de 12.37, para hallar una “ J_s ” de 0.0198 (mol/m².h)

TABLA 10.13

Análisis de sensibilidad de “ J_s ” según “ L ”, modelo P.F, membrana ESPA1, $c = 0.1\%$

J_s (mol/m ² .h)	$\Delta L(\%)$	ΔJ_s (%)	SENSIBILIDAD
0.0198	2	0.75	3
0.0198	-2	-0.75	3
0.0198	5	3.75	5
0.0198	-5	-3.75	5

- **Termodinámica Irreversible**

Con la ecuación (9.40), donde “ ω ” es 0.124 (L/m².h), “ σ ” de 0.976 y $c_{ln} J_v$ de 0.8733, y la diferencia de presión efectiva transmembrana es de 29.2 bar, da por resultado un “ J_s ” de 0.0231 (mol/m².h)

TABLA 10.14

Análisis de sensibilidad de “ J_s ” según “ σ ”, modelo T.I., membrana ESPA1, $c = 0.1\%$

J_s (mol/m ² .h)	$\Delta \sigma(\%)$	ΔJ_s (%)	SENSIBILIDAD
0.0231	2	-73.94	5
0.0231	-2	73.94	5
0.0231	5	-184.85	5

0.0231	5	184.85	5
--------	---	--------	---

De los análisis de sensibilidad de “ J_s ” se desprende que esta variable tiene una sensibilidad de media a muy alta, por la variación de sus coeficientes de calibración entre +- 5%, correspondiendo a el modelo T.I. las más altas sensibilidades

10.7.3. Retención

- **Solución-Difusión**

Se calculó “R” con la ecuación (6.23), donde “B/A” es 0.11, y una diferencia de presión efectiva transmembrana de 29.2 bar, con los que se obtuvo una retención de 99.62 %; se estudió sus variaciones entre 10 y -10 %, de “B/A”. **Tabla 10.15.**

TABLA 10.15

Análisis de sensibilidad de “R” según “B/A”, modelo S.D, membrana ESPA1,
c = 0.1%

R (%)	$\Delta(B/A)(\%)$	$\Delta R(\%)$	SENSIBILIDAD
99.62	2	0.008	1
99.62	-2	-0.008	1
99.62	10	0.038	1
99.62	-10	-0.038	1

- **Solución-Difusión-Imperfección**

Con la ecuación (7.4), donde “B/A” es 0.06 y “C/A” de 0.003, presión efectiva transmembrana de 29.2 bar, con lo cual se llegó a una retención de 99.79 %. Luego se estudió sus variaciones entre 10 y -10 % del valor “C/A”. **Tabla 10.16.**

TABLA 10.16

Análisis de sensibilidad de “R” según “C/A”, modelo SDI, membrana ESPA1,
c = 0.1%

R (%)	$\Delta(C/A)(\%)$	$\Delta R(\%)$	SENSIBILIDAD
99.79	2	0.31	2
99.79	-2	-0.30	2
99.79	10	0.34	2
99.79	-10	-0.28	2

- **Poros Finos**

A partir de la ecuación (8.33), con “ J_v ” de 272.9 (L/m².h), “ β_2 ” de 23.77 y “ β_3 ” de 0.0167 para una retención de 99.96 %. A continuación se analizó sus variaciones entre 10 y -10 bar del valor “ β_2 ”. **Tabla 10.17.**

TABLA 10.17

Análisis de sensibilidad de “R” según “ β_2 ”, modelo PF, membrana ESPA1, c = 0.1%

R (%)	$\Delta\beta_2$ (%)	ΔR (%)	SENSIBILIDAD
99.96	2	-0.004	1
99.96	-2	0.004	1
99.96	10	-0.016	1
99.96	-10	0.025	1

Finalmente se consideró las variaciones de “R”, para cambios entre 10 y -10 % de “ β_3 ”.

Tabla 10.18.**TABLA 10.18**

Análisis de sensibilidad de “R” según “ β_3 ”, modelo PF, membrana ESPA1, c = 0.1%

R (%)	$\Delta\beta_3$ (%)	ΔR (%)	SENSIBILIDAD
99.96	2	-0.001	1
99.96	-2	0.001	1
99.96	10	-0.004	1
99.96	-10	0.005	1

De acuerdo a los análisis de la sensibilidad de la retención, esta se define entre una calificación de muy baja a baja. Se puede ver que las mayores sensibilidades de la retención son para el modelo S.D, donde llegan a ser hasta del 0.34 %.

10.8. CONCLUSIONES

- El modelo por solución-difusión no llega a representar la totalidad del flujo de permeado, ya que no tiene en cuenta las imperfecciones.
- Se añade al modelo solución-difusión la fracción del flujo que pasa a través de los poros muy finos, como son las imperfecciones de las membranas, con los desarrollos de Sherwood, Brian y Fisher.
- En el modelo de poros finos se introduce una fuerza externa, que es la fricción entre el soluto y la membrana, y entre el soluto y el agua, y se llega a un expresión que reconoce las imperfecciones de la membrana.

- Con el modelo de la termodinámica irreversible se abarca todas las opciones del flujo, desde S.D. hasta flujo totalmente acoplado, por medio del coeficiente “ σ ”.
- Para la modelización por S.D. se propusieron dos métodos útiles para identificar el coeficiente “B” presente en “ J_s ” y en “R”.
- Dos métodos se presentaron para la identificación de los coeficientes “B” y “C” en el modelo S.D.I, y es conveniente en principio aplicarlos ambos, iniciando con el segundo, por ser más simple, que puede permitir hallar valores confiables más directamente; no obstante el primer método no es de descartar.
- P.F. es el modelo que ofrece más opciones de modelización, en razón de que tiene coeficientes diferentes para cada variable, los cuales se optimizan también en forma independiente, pero las variables “ J_v ” y “R” están relacionadas exponencialmente.
- En T.I, la modelización busca la identificación de los coeficientes “ σ ” y “ ω ”, por medio de una correlación lineal de “ J_s ”.
- La optimización del modelo S.D se realizó para la retención, para un valor “B/A”, buscando una respuesta adecuada para concentraciones del 0.1 %.
- Para S.D.I. también se optimizó con la retención, mediante los valores de “B/A” y “C/A”, que deben satisfacer igualmente a “ J_s ” y “ J_v ”.
- Más versátil es el modelo P.F. porque facilita la optimización de “ J_v ”, “ J_s ” y “R”, porque cada una de ellas tiene sus coeficientes, los cuales se pueden optimizar, aunque las variables están relacionadas.
- En T.I. se optimizaron “ σ ” y “ ω ” en “ J_s ”, que afecta también “ J_v ”.
- Los valores de la FOU se mantienen dentro de ciertos niveles, según los modelos, y sólo se alteran con el P.F, y se encuentra que para todas las situaciones consideradas brinda las mejores predicciones, hecho que se explica por ser el que permite la optimización de las 3 variables modelizadas.
- Respecto a la “ J_s ” la FOU sigue una tendencia de escalonamiento descendente, a partir de S.D., que termina en T.I, con sus valores más bajos, o sea los mejores, a excepción de la membrana CPA2.
- Los valores mejores de la FOU se obtienen con la retención, hecho explicable porque las variaciones de “R” tienen un especial significado en los procesos con membranas.
- Los modelos estudiados se basan en primer lugar en el principio solución-difusión, siendo S.D.I, P.F y T.I. modelos que integran de una u otra manera el tema de las imperfecciones de las membranas de ósmosis inversa.

- De acuerdo a los coeficientes obtenidos, el mayor flujo por las imperfecciones lo tiene la ESPA1, luego la CPA2, y la menos porosa es la PAC.
- De la comparación de las ecuaciones de " J_s " se advierte que el término de flujo de solutos por solución-difusión es el mismo en todos, y en el de flujo de poros se cuenta con un coeficiente que corresponde al acoplamiento; también aparece un gradiente de presión transmembrana y una concentración de la membrana, zona de alta presión.
- La membrana con mayores " J_s " es la ESPA1, y la de menores es la PAC, según la magnitud de los valores obtenidos para los coeficientes.
- El cociente " C/A " es el factor reductor de la retención en S.D.I, respecto a S.D, y en el modelo P.F la retención depende de " J_v " y de los coeficientes " β ", donde la tendencia es de que a mayores valores de estos, mayor será la retención.
- En general la " J_v " presenta bajos y muy bajos niveles de sensibilidad en todos los modelos, con variaciones de apenas 0.1%, cuando los coeficientes de calibración en todos los modelos varían entre $\pm 15\%$.
- La sensibilidad de " J_s " es de media a muy alta por la variación de sus coeficientes, cuando estos oscilan en $\pm 10\%$, se llega a " J_s " de $\pm 185\%$ los valores iniciales.
- La retención se comporta con una muy baja a baja sensibilidad cuando sus coeficientes varían en $\pm 10\%$, alcanzando valores de hasta $\pm 0.34\%$ de " R ".
- De acuerdo con el comportamiento de los modelos estudiados se concluye que en general hay un mejor ajuste del modelo P.F a los datos experimentales, para concentraciones de 0.1 %.

11.1. INTRODUCCION

En este capítulo se desarrolla la aplicación de la modelización a un acondicionamiento de aguas mediante nanofiltración y ósmosis inversa, utilizando el principio de los poros finos por ser de acuerdo a los estudios previos el más conveniente para hacerlo con el menor error según la FOU y demás indicadores de la aproximación del modelo a los datos experimentales.

Primero se considerará los diferentes aspectos que conllevan el diseño del sistema de acondicionamiento de aguas para calderas, como son la calidad del agua de alimentación, y calidad del agua y caudal al entrar en la caldera dependiendo de la energía que deberá generar la turbina de una planta térmica.

Una vez cumplido el proceso anterior, se abordará el procedimiento de diseño, conforme al cual luego se expondrán los resultados obtenidos, que se analizarán y discutirán posteriormente.



Figura 11.1. Instalación de ósmosis inversa, de 19000 m³/día, de agua para la industria, a partir de aguas residuales, en Carson, California

11.2. CARACTERISTICAS DEL AGUA DE PARTIDA

El agua a ingresar en la instalación de acondicionamiento debe reunir unos requisitos, en razón de que en esta etapa el agua ya debe haber sido sometida a un pre-tratamiento, que permita un funcionamiento eficaz de las membranas y de la instalación en su conjunto.

Para el caso en estudio uno de los aspectos fundamentales es la concentración de calcio, carbonato de calcio, sílice y otras propiedades, como se detalla en la **Tabla 11.1**.

Tabla 11.1**Análisis Típico de Afluentes Ablandados***

	Agua natural Sin tratar	Eliminación Alcalinidad del Ca ⁺⁺ (Ca(OH) ₂ -frio)	Ablandada con Ca(OH) ₂ -NaOH (caliente)	Ablandada Ca(OH) ₂ (caliente)
Dureza ¹ total	250	95	20	107
Dureza ¹ de Ca ⁺⁺	150	35	15	102
Dureza ¹ de Mg ⁺⁺	100	60	5	5
Alcalinidad ¹ "P"	0	27	23	18
Alcalinidad ¹ "M"	150	44	40	25
Silicio ²	20	19	1-2	1-2
pH	7,5	10,3	10,5	10,4

*Según Betz, Handbook of industrial conditioning. 1 (como CaCO₃) ppm. 2 (como SiO₂), ppm.

11.3. CARACTERISTICAS DEL AGUA PARA CALDERA

El agua ya acondicionada que entrará en la caldera debe cumplir unos requisitos tales, que los depósitos calcáreos, que constituyen la escala, en la superficie de la caldera, sean mínimos, y para ello se especifica en la **Tabla 11.2**, cuales han de ser las concentraciones de calcio a exigir al sistema de acondicionamiento, cuyo cumplimiento trae como beneficio la reducción al máximo de las pérdidas en la generación de energía eléctrica.

Tabla 11.2**Química del Agua recomendada para Alimentación de Calderas***

P (psig)	Fe (mg/L)	Cu (mg/L)	Dureza Total (mg/L) ¹	SiO ₂ (mg/L)	Alcalinidad Total ⁺⁺ (mg/L) ¹	Conductividad Específica (µmhos/cm)
0-300	0,100	0,050	0,300	150	700 ⁺	7000
301-450	0,050	0,025	0,300	90	600 ⁺	6000
451-600	0,030	0,020	0,200	40	500 ⁺	5000
601-750	0,025	0,020	0,200	30	400 ⁺	4000
751-900	0,020	0,015	0,100	20	300 ⁺	3000
901-1000	0,020	0,015	0,050	8	200 ⁺	2000
1001-1500	0,010	0,010	0,0	2	0 ⁺⁺⁺	150
1501-2000	0,010	0,010	0,0	1 ⁺	0 ⁺⁺⁺	100

*ASME Reseach Committee on Water Thermal power Systems.

+ Alcalinidad no más de 10% de conductancia específica.

++Mínimo nivel de alcalinidad OH en calderas a menos de 1000 psi se deberá especificar la solubilidad del sílice y otros compuestos en el tratamiento interno.

+++Cero es en los casos de sodio libre o alcalinidad del hidróxido de potasio.

1 (como CaCO₃)

11.4. CAUDAL DE ALIMENTACION DE LA INSTALACION DE ACONDICIONAMIENTO DE AGUAS

Se estimó a partir del cálculo del flujo másico de vapor de agua de la turbina para una potencia a generar en planta.

11.4.1. Turbina

La expansión de una turbina es un proceso de conversión de energía interna en energía cinética, en la que se utiliza la fuerza motriz del vapor de agua. En el se puede omitir la energía potencial por que hay poco cambio de nivel, y la transferencia de calor es escasa en un buen diseño. (Smith Van Ness, 1989).

De acuerdo con las afirmaciones anteriores, y a partir de la ecuación de la conservación de la energía se llega a:

$$W_s = -m\Delta H \quad (11.1)$$

donde:

W_s = potencia de la turbina

m = Flujo másico de vapor de agua

ΔH = cambio de la entalpía entre la entrada y la expansión

y

$$W_e = -\Delta H \quad (11.2)$$

donde:

W_e = trabajo de eje real

Conocidas la presión y temperatura de entrada y la presión de descarga, no es posible llegar a identificar la entalpía en la salida, que se requiere para calcular el flujo másico. Si el proceso de expansión es reversible y adiabático, este es isentrópico, como se muestra en la **Figura 11.2**, donde el punto (1) es la entrada, y (2) es la descarga, siendo (2') el punto isentrópico con respecto a (1):

Para flujo isentrópico la ecuación (11.2) queda:

$$W_e \text{ (isentrópico)} = - (\Delta H)_s \quad (11.3)$$

En la realidad este flujo isentrópico no ocurre, y se obtiene menos trabajo, debido a la irreversibilidad de este proceso adiabático de expansión.

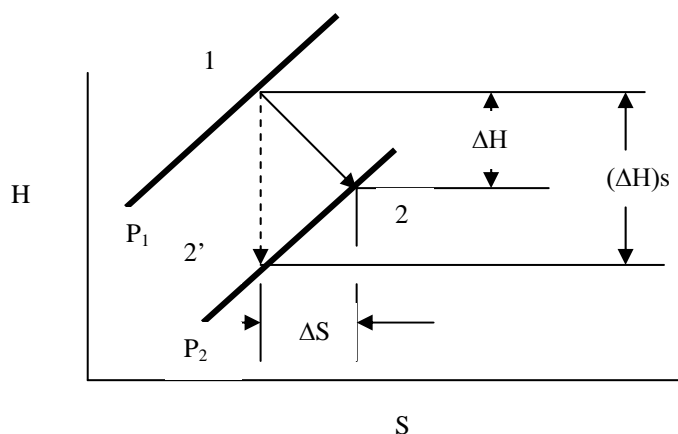


Figura 11.2. Comparación de los procesos real y reversible de una turbina
(Smith Van Ness, 1989)

La eficacia de las turbinas está entre el 70 y el 80%, en diseños adecuados, y resulta ser:

$$\eta_s = \frac{\Delta H}{(\Delta H)_s} \quad (11.4)$$

- **Entalpía y la entropía de la turbina**

Se tiene en cuenta las condiciones de entrada, dadas para una presión de 8000 kPa y una temperatura de 450 °C.

Se trata de un proceso de expansión adiabática en el que se determinará el cambio en los valores de la entropía (S) y la entalpía (H), una vez conocidos sus valores en la entrada y en la expansión. Para ello sirvieron de apoyo las tablas de las propiedades del agua, como vapor sobrecalentado.

Se calculó las condiciones en (2'), utilizando la ecuación (11.5), que sirve para un sistema que consta de las fases de vapor saturado y líquido saturado, coexistiendo en equilibrio, donde cualquier propiedad extensiva del sistema es la suma de las propiedades totales de las fases.

$$M = (1 - x^v)M^l + x^v M^v \quad (11.5)$$

donde:

M = se reemplaza por H o S, con unidades en base molar o por unidad de masa.

x^v = fracción del volumen total que es vapor (calidad).

Con base en la expansión isentrópica entre (1) y (2'), con ($S_1 = S_2'$), aplicando la ecuación (11.5) para S_2' se obtiene la calidad en (2'), x_2^v :

$$S_{2'} = S^l + x_{2'}^v (S^v - S^l)$$

En donde S^l y S^v se hallaron en las tablas de propiedades del agua para vapor sobrecalentado.

A continuación se calculó $H_{2'}$ utilizando la misma ecuación (11.5) en función de H :

$$H_{2'} = H^l + x_{2'}^v (H^v - H^l)$$

Para esta expansión isentrópica y adiabática corresponde:

$$(\Delta H)_s = H'_{2'} - H_1$$

Pero de acuerdo con el proceso real se aplicó la ecuación (11.4) para determinar ΔH en una turbina del 65% de eficacia, y de ahí conocer el valor de H_2 que sirvió para obtener el flujo másico.

- **Flujo másico de la turbina**

Se obtuvo de la ecuación (11.1), para la potencia a generar en planta, W_s (kW).

11.4.2. Caldera

Se considera en este caso que el caudal de alimentación de la caldera es el que requiere la turbina, más la purga que hay que hacer en la caldera periódicamente.

Este análisis se hace con base en el balance de calcio para la caldera, de acuerdo a la **Figura 11.2**.

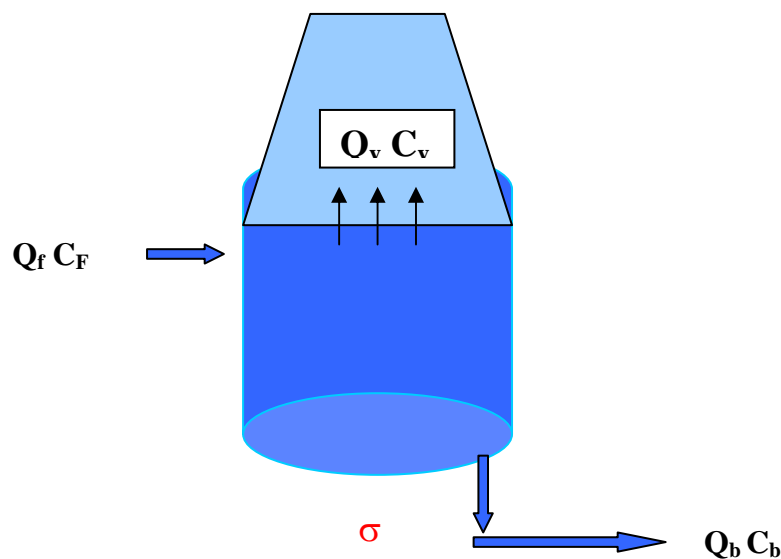


Figura 11.3. . Flujos en el Balance de Calcio de una Caldera

El balance de calcio en la caldera es:

$$Q_f C_f = Q_v C_v + Q_b C_b \quad (11.6)$$

donde:

Q_f = caudal de alimentación, que es el del permeado de la instalación de acondicionamiento de agua (kg/h)

C_f = concentración de calcio de la alimentación, que es la del permeado correspondiente (mg/L)

Q_v = caudal de vapor a producir. (kg/h)

C_v = concentración de calcio del vapor a producir. (mg/L). Es mínima, y se asume como nula.

Q_b = caudal de la purga de agua que se hará a la caldera (kg/h)

C_b = concentración de calcio del agua de purga. Se escogió el de la máxima solubilidad del carbonato de calcio, según Betz, Handbook of Industrial Water Conditioning.

El balance de caudales también se cumple:

$$Q_f = Q_v + Q_b \quad (11.7)$$

Si $C_v \approx 0$, entonces la ecuación (11.6) se transforma en:

$$Q_f C_f = Q_b C_b \quad (11.8)$$

$$\frac{Q_f}{Q_b} = \frac{C_b}{C_f} \quad (11.9)$$

Haciendo las transformaciones a las expresiones (11.7) y (11.9) para una cantidad de vapor de agua a producir, se obtiene los requerimientos para la alimentación y la purga, conociendo las concentraciones respectivas:

$$Q_f = Q_v \left[1 + \frac{1}{\left(\frac{C_b}{C_f} - 1 \right)} \right] \quad (11.10)$$

$$Q_b = \frac{Q_v}{\left(\frac{C_b}{C_f} - 1 \right)} \quad (11.11)$$

El caudal que requiere la instalación de acondicionamiento de aguas será conforme a la recuperación que ésta alcance para cumplir con el caudal según ecuación (11.10).

11.4.3. Resultados

• Turbina

En la **Tabla 11.3** se dan los valores de la entalpía y la entropía del agua líquida y del vapor de agua en equilibrio y condiciones de saturación, para la descarga, y en la Tabla 11.4 se dan los valores totales para los mismos puntos considerados, y la eficacia de la turbina en la conversión del calor.

Tabla 11.3

Entalpía y Entropía en la Descarga de una Turbina con Vapor y Líquido Saturados en Equilibrio*

Punto	Etapa	P(kPa)	T(°C)	H ^l	S ^l	H ^v	S ^v
1	Entra	8200	450	-	-	-	-
2'	Sale isent	20	15	251,453	0,8321	2609,9	7,9094
2	Salida	20	15	251,453	0,8321	2609,9	7,9094

* H (kJ/kg) S (kJ/kg.°K)

Tabla 11.4

Entalpía y Entropía en descargas isentrópica y real en una Turbina

Punto	Etapa	P(kPa)	T(°C)	x ^v	H _n	S _n	η _s (%)
1	Entra	8200	450	-	3271,3	6,5452	-
2'	Sale isen	20	15	251,453	2047,55	6,5452	100
2	Salida	20	15	251,453	2537,08	7,6908	70

* H (kJ/kg) S (kJ/kg.°K)

• Caldera

Tabla 11.5

Caudales de Alimentación, Purga y Vapor de Agua de la Caldera

Q _f (m ³ /h)	(%) /Total	Q _b (m ³ /h)	(%) /Total	Q _v (m ³ /h)	(%) /Total
58,34	100	0,02	0,04	58,32	99,96

11.5. DESARROLLO DE LA METODOLOGIA DE DISEÑO DE LA INSTALACION DE ACONDICIONAMIENTO

11.5.1. Concentración de alimentación

Se utilizó agua pre-tratada con tres grados de dureza de calcio, seleccionadas de la Tabla (11.1) así:

- Agua ablandada con Ca(OH)_2 (caliente), de 102 mg/L (como CaCO_3).
- Agua que le ha sido eliminada la alcalinidad del calcio con Ca(OH)_2 (frío), de 35 mg/L (como CaCO_3).
- Agua ablandada con Ca(OH)_2 - NaOH (caliente), de 15 mg/L (como CaCO_3)

11.5.2. Recuperación de permeado

En este tipo de proceso de ósmosis inversa no es alta, por lo cual se diseño para el 30% del caudal de alimentación.

11.5.3. Elementos y tubos de membranas

- **Número de elementos**

Se halló a partir del caudal total a recuperar dividido entre el caudal recuperado por cada elemento de membrana:

$$n_e = \frac{Q_{rc}}{q_{re}} \quad (11.12)$$

donde:

$$q_{re} = J_{vm} a_s \quad (11.13)$$

con:

J_{vm} = velocidad de permeación media de la membrana, para los 3 grados de dureza de calcio presentados en el apartado 11.5.1.

a_s = área de permeación de cada elemento de membrana

- **Número de tubos**

En cada uno de ellos será el número total de elementos de membrana dividido por el número de elementos por tubo (n_{e^*t}). La disposición será de tubos en paralelo de acuerdo con el diseño de la instalación para cada membrana, y se comentará con la presentación de cada caso.

$$n_t = \frac{n_e}{n_{e^*t}} \quad (11.14)$$

y la sección de un tubo con sus elementos funcionado en serie es la misma de un elemento.

11.5.4. Hidrodinámica

- Pérdidas de carga
 - a. Pérdidas de superficie. En el capítulo 5 se estudió el comportamiento de la pérdida de carga por superficie en función del caudal, de donde se obtuvo una ecuación de segundo grado para cada una de las membranas, las cuales se utilizaron en estos cálculos de diseño.
 - b. Pérdidas por accesorios. Se encuentran a la entrada y salida de cada elemento a alimentar. Se calcularon así:

Para contracción del flujo:

$$h_c = K_c \frac{V_c^2}{2g} \quad (11.15)$$

donde:

$$K_c = 0,4\left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \quad (11.16)$$

y además:

A_1 = sección contracta

A_2 = sección de entrada

Para expansión del flujo:

$$h_e = K_e \frac{V_e^2}{2g} \quad (11.17)$$

donde:

$$K_e = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \quad (11.18)$$

A_1 = sección de entrada

A_2 = sección expandida

- Velocidad tangencial

De acuerdo al caudal experimental usado en la alimentación del elemento de membrana, que a su vez permitió tener una velocidad tangencial de referencia:

$$V_e = \frac{q_e}{a_e} \quad (11.19)$$

donde.

q_e = caudal de alimentación del elemento

a_e = sección transversal del elemento

La sección “ a_e ” se conoció a partir de las pérdidas de carga en superficie, y de acuerdo a los datos experimentales de las demás variables:

$$h_s = L_e \rho v^{0.25} d_e^{-4.75} q_e^{1.75} \quad (11.20)$$

donde:

h_s = pérdidas de superficie en el elemento, (Pa)

L_e = longitud del elemento, (m)

ρ = densidad del agua, (kg/m³)

v = viscosidad cinemática del agua (m²/sg)

d_e = diámetro de la sección transversal del elemento (m)

q_e = caudal que circula por el elemento (m³/seg)

De la ecuación (11.20) se obtuvo un diámetro equivalente del elemento “ d_e ”, asociado a las pérdidas de carga, con base en la medición directa de “ h_s ”, y “ q_e ”, y de “ L_e ”, “ ρ ” y “ v ” conocidos.

Una vez hallado el diámetro equivalente del elemento se calculó la sección equivalente del elemento y la velocidad tangencial de referencia.

$$V_o = \frac{q_e}{(\pi d_e^2 / 4)} \quad (11.21)$$

La velocidad tangencial real de diseño en cada elemento de membrana fue calculada con la ecuación de continuidad,

Se configuró los elementos en serie en los diseños, donde el rechazo del primero es la alimentación del segundo y así sucesivamente, de tal forma que el caudal real (q_r) cada vez es menor, y en consecuencia las velocidades tangenciales también lo son:

$$V_r = \frac{q_r}{(\pi d_e^2 / 4)}$$

Para asegurar flujo turbulento se comprobó que el número de Reynolds fuese mayor a 3×10^3 .

11.5.5. Permeado

Se obtuvo en cada etapa por aplicación de las ecuaciones (8.25) y (8.31) del modelo de poros finos, con los coeficientes de las Tablas 8.4 y 8.5 para concentraciones del 0.1 % en la alimentación, para obtener las velocidades de permeación total y del soluto respectivamente, que se calcularon al principio y final de cada etapa de diseño.

El cálculo de velocidades de permeación iniciales y finales implicó el conocimiento de las respectivas concentraciones del permeado, que se hallan a partir de la ecuación típica de la retención, con la que se obtiene:

$$c_s = c_r(1 - R/100) \quad (11.23)$$

En la ecuación (11.23) la “ c_r ” será la que se produzca como consecuencia de la permeación, y que se obtendrá en el apartado 11.5.6.

Se calcularon “ J_v ” y “ J_s ” medios, y con el área de permeado de la etapa, se halló el caudal permeado “ Q_s ” en la etapa de diseño en estudio.

11.5.6. Rechazo

Como concentración inicial se asignó la misma concentración de alimentación de esa etapa.

La concentración final se determinó por balance de materia, con la ecuación:

$$Q_f c_f = Q_s c_s + Q_r c_r \quad (11.24)$$

donde c_s se reemplazó por la expresión (11.23). Se obtiene:

$$c_r = \frac{Q_f c_f}{Q_s(1 - R/100) + Q_r} \quad (11.25)$$

Finalmente se calculó la concentración media y el caudal rechazado.

11.5.7. Retención

Calculada por aplicación de la ecuación (8.33) del modelo de poros finos, junto con los coeficientes de la Tabla 8.6 para concentraciones en la alimentación de 0,1 %.

11.5.8. Potencia de la bomba

Se obtuvo para el caudal a impulsar y de acuerdo con la presión y eficacia que se le aplique, como:

$$W/t = \frac{PQ}{\eta_b} \quad (11.26)$$

11.6. RESULTADOS

Para poder aplicar las ecuaciones se utilizó un sistema de cálculo en referencia circular, debido a la inter-dependencia de las variables, donde hallar una de ellas implicaba conocer otra que era desconocida, que a su vez requería de la primera para su cálculo.

11.6.1. ESPA1

Se presenta el resultado de los cálculos más importantes en el Apéndice 1, (Capítulo 15), donde en la **Tabla 15.1** están los datos básicos del diseño. Es un sistema de permeación directa en una sola etapa con 2 pasos de permeación, cuyos resultados se presentan para los tres grados de dureza mencionados.

Los resultados están a partir de la **Tabla 15.2**, que corresponde a las condiciones hidrodinámicas; en la **Tabla 15.3** la estimación de las pérdidas de carga en superficie y luego en la **Tabla 15.4** las velocidades de permeación total y el caudal total que se recupera “ Q_p ”.

En la **Tabla 15.5** las concentraciones del permeado y las velocidades de permeación del soluto; y enseguida las concentraciones del rechazo, caudal de rechazo y retención obtenida, **Tabla 15.6**.

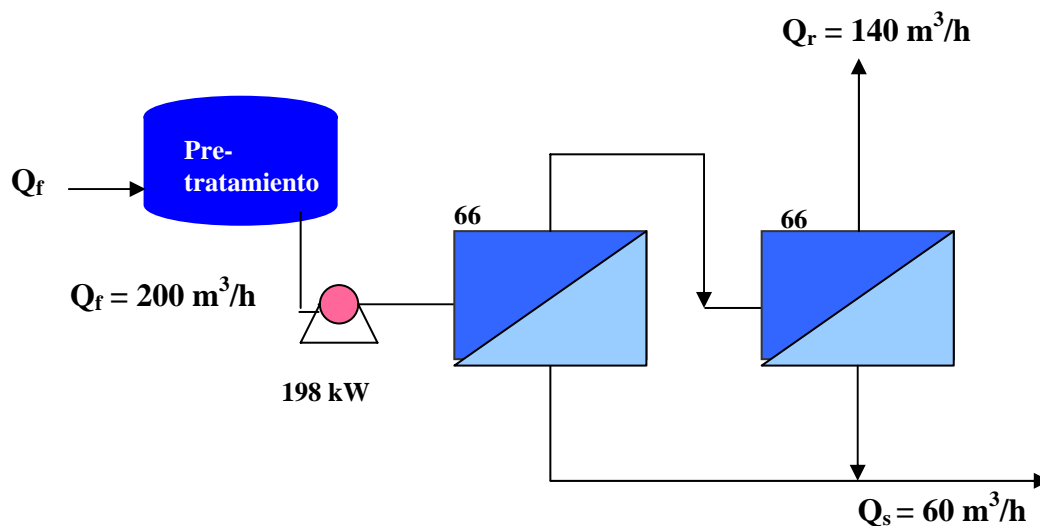


Figura 11.4. Instalación para la membrana ESPA1, en una etapa de dos pasos de permeación, con 66 tubos en paralelo, de 2 elementos en serie cada uno.

La potencia de la bomba requerida es de 198 kW, con capacidad para impulsar un caudal de alimentación de $200 \text{ m}^3/\text{h}$, con una presión de 25 bar.

El acondicionamiento se hace mediante 132 elementos, distribuidos en 66 tubos en paralelo, cada uno con 2 elementos de membrana en serie, que obtiene el permeado de $60,1 \text{ m}^3/\text{h}$ en dos pasos de permeación.

Así, la recuperación de la instalación bajo las condiciones de trabajo ilustradas es del 30,0% en promedio para las durezas de las aguas consideradas.

11.6.2. CPA2

De la misma forma que para la membrana ESPA1 se presentan los resultados, desde la **Tabla 15.7** hasta la **Tabla 15.12**, pero en este diseño hubo 3 pasos de permeación en una única etapa.

En esta instalación se utilizan 123 tubos en paralelo, de 3 elementos en serie cada uno, donde el segundo elemento de cada tubo se alimenta con el rechazo del primero, y así.

La potencia de la bomba es de 214 kW, con capacidad para impulsar un caudal de alimentación de $200 \text{ m}^3/\text{h}$, con una presión de 26 bar.

La recuperación de la instalación bajo las condiciones ilustradas es de $60,3 \text{ m}^3/\text{h}$, que equivale al 30,0% en promedio para las durezas de las aguas en estudio.

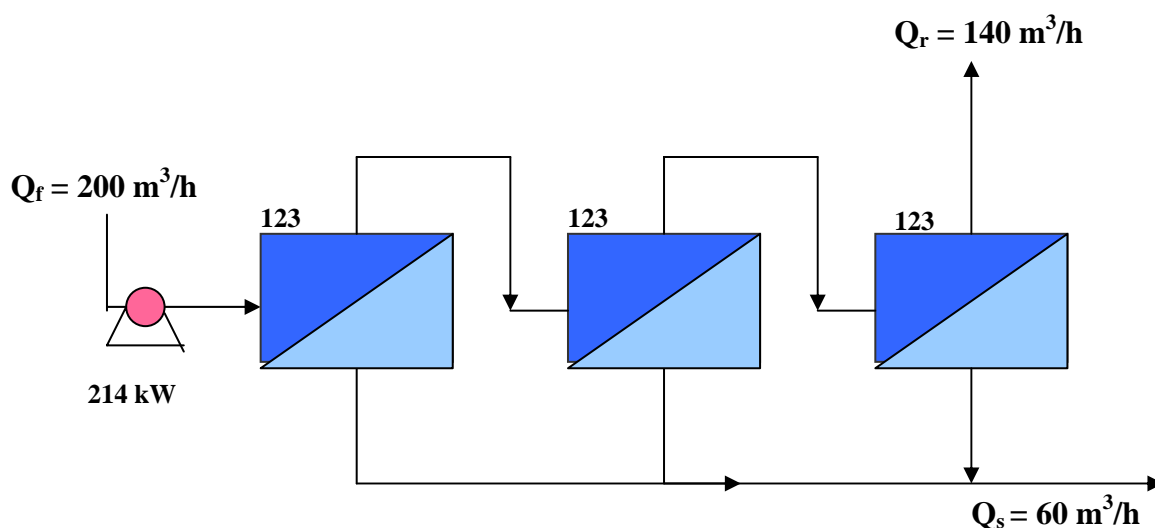


Figura 11.5. Instalación para la membrana CPA2, en 3 pasos y una sola etapa, con 123 tubos, de 3 elementos en serie en cada uno.

11.6.3. PAC

Resultados de los cálculos en la Tablas **15.13** a. **15.18**. Se diseñó 3 pasos de permeación en una sola etapa, y se utiliza 153 tubos en paralelo, cada uno con 3 elementos en serie, donde el rechazo del primer elemento alimenta al segundo, y así.

La potencia de la bomba es de 294 kW, con capacidad para impulsar un caudal de alimentación de 200 m³/h, con una presión de 37 bar.

La recuperación de la instalación bajo las condiciones ilustradas es de 58,1 m³/h, o sea el 29,0% en promedio para las durezas de las aguas en estudio.

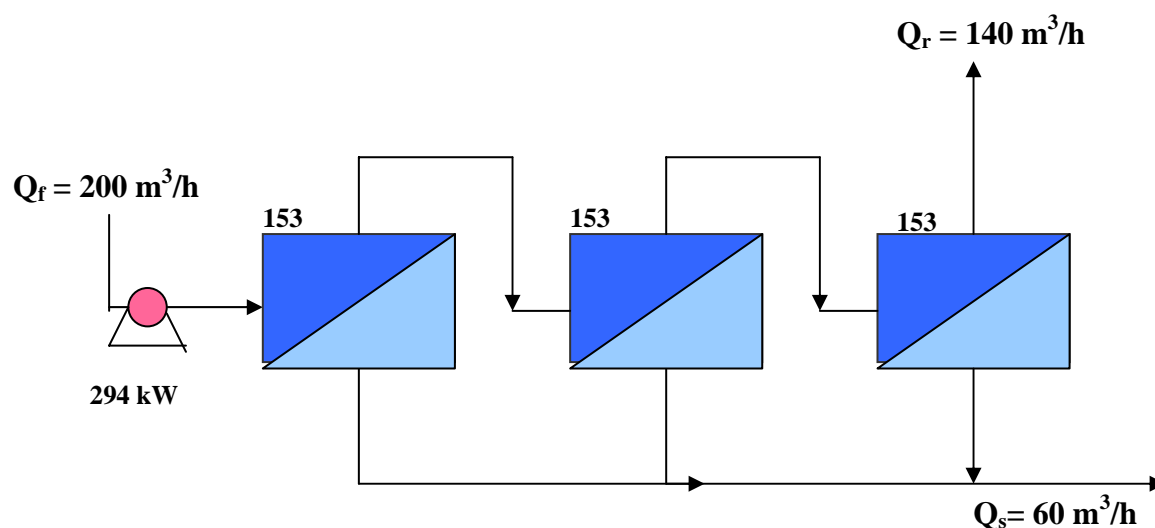


Figura 11.6. Instalación para la membrana PAC, en 3 pasos y una sola etapa, con 153 tubos en paralelo, de 3 elementos en serie en cada uno.

11.6.4. ROPRO

Es un software de la casa comercial “Fluid Systems Corporation”, con el cual se elaboró un diseño para la membrana SC 2540 HR, de características parecidas a las de este trabajo.

La instalación obtenida consistió de 3 pasos de permeación con 114 tubos en paralelo, de 3 elementos en serie cada uno.

Se requiere una bomba de 175 kw, para impulsar un caudal de 200 m³/h, a una presión de 20,5 bar.

La recuperación del sistema es del 30%, para la calidad de aguas consideradas.

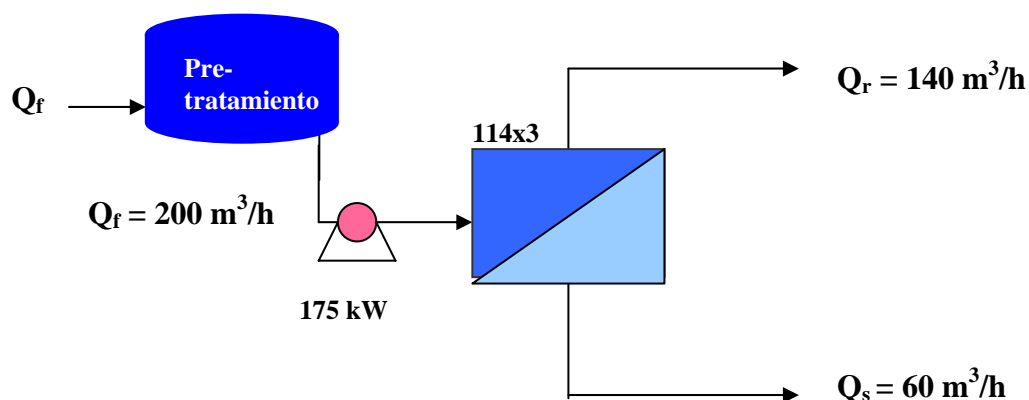


Figura 11.7. Instalación para la membrana SC 2540 HR, (ROPRO), en una etapa de 3 pasos de permeación, con 114 tubos, de 3 elementos en serie cada uno.

11.6.5. ESPA1 en dos Etapas

Con el objeto de reducir la concentración del permeado a valores del orden de 0,007 mg/L, se hizo el diseño en 2 etapas, que implica llevar el permeado a una nueva permeación, y hacer uso de una segunda bomba.

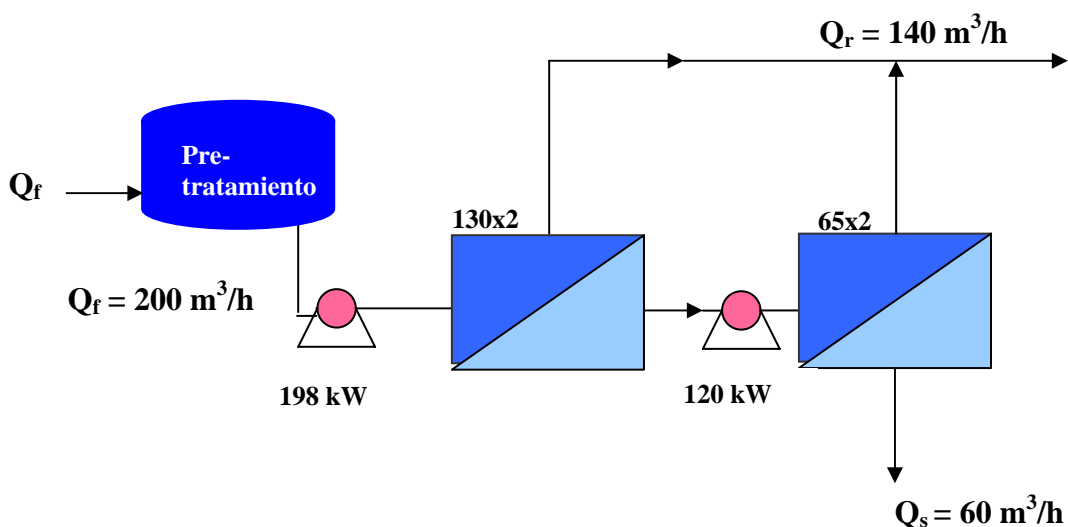


Figura 11.8. Instalación para la membrana ESPA1, en dos etapas, cada una con dos pasos de permeación.

La instalación ESPA1 en dos etapas utiliza 390 elementos de membrana, con 260 en la primera, mediante 130 tubos, cada uno de 2 elementos en serie, donde el rechazo del primero es la alimentación del segundo; y una segunda etapa con 130 elementos que hacen 65 tubos de 2 elementos en serie, trabajando de la misma forma.

Esta planta requiere una potencia de bomba de 198 kw en la primera etapa para impulsar un caudal inicial de 200 m³/h a 25 bar de presión, y 120 kW en la segunda, para poder impulsar un caudal de 121 m³/h, a una presión de 25 bar.

La recuperación es del 30 %, y los permeados superan en la eliminación de CaCO₃ a las demás instalaciones, pero su tamaño se triplica, comparada con la instalación ESPA1 de una sola etapa.

11.7. ANALISIS Y DISCUSION

11.7.1. Caudal de Alimentación

Como se mostró en la Tabla 11.5 el 99,96 % de este caudal va a ser utilizado directamente por la caldera para alimentar la turbina, y sólo por la elevación de su temperatura, en este caso 450 °C, va quedando un agua residual que puede adquirir una concentración; no se debe permitir más allá de 36 mg/L Ca,⁺⁺ que está de acuerdo con la máxima solubilidad del CaCO₃, de 90 mg/L.

11.7.2. Comportamiento del Agua de Partida

De acuerdo a la calidad del caudal recuperado y demás variables involucradas, (Tablas 15.4, 15.10 y 15.16), existen algunas diferencias en la respuesta de las instalaciones, relacionada con la concentración de los permeados y rechazos:

- Concentración de Permeados

Se tiene diferencias del 0,5 mg/L CaCO₃, entre los permeados obtenidos con agua dura en comparación a los de baja dureza; en general estos permeados son aptos para utilizar en la alimentación de calderas, pero eso sí, es conveniente un ligero pos-tratamiento complementario a fin de garantizar absolutamente el acondicionamiento. Este será de tipo químico, pero de muy baja escala.

Las Tablas 15.5, 15.11 y 15.17 muestran los valores de las concentraciones de permeación “c_s” obtenidas, las cuales están entre 0,02 y 0,68 mg/L CaCO₃.

- Concentración de Rechazos

Según la concentración de la alimentación se notaron diferencias cuando para el agua de baja dureza “c_r” llegó a 18 mg/L, y para aguas duras fue hasta de 120 mg/L.

Estuvieron para las 3 membranas todos los casos en el rango de 16 a 120 mg/L CaCO₃, con diferencias mínimas entre ellas.

11.7.3. Hidrodinámica

En general las pérdidas de carga por accesorios son bajas y sólo llegan a 0,3 bar, pero las pérdidas de superficie las superan, de tal manera que ha correspondido controlarlas poniendo un límite a la velocidad tangencial.

Si bien es cierto que la velocidad tangencial debe ser turbulenta, cuando esta velocidad es excesiva las pérdidas de superficie lo hacen a la segunda potencia, de acuerdo con las expresiones obtenidas en su cálculo, (capítulo 5).

En los diseños estudiados las pérdidas de superficie estuvieron alcanzando valores hasta de 1,5 bar, que debieron permitirse para garantizar turbulencia y evitar la polarización de la concentración y posible ensuciamiento.

11.7.4. Comportamiento de las Velocidades de Permeación

- Velocidad de Permeación Total

Fueron en promedio de 50 y 65 (L/m².h) para las membranas PAC y CPA2, o sea que se mantuvieron por debajo de lo recomendado normalmente, excepto para la membrana ESPA1, que es de alta productividad y llegó a 168 (L/m².h).

- Velocidad de Permeación del soluto

Se notó una diferencia en el transporte de soluto entre agua de baja a alta dureza en una relación de 1 a 15.

Estas resultaron más bajas en la membrana PAC, y mayores en la ESPA1, en concordancia con sus velocidades de permeación total. En general variaron entre 2.4E-5 y 8,9E-4 (mol/L.m²) CaCO₃.

11.7.5. Relación Recuperación, Velocidad de Permeación y Número de Elementos

En general por las bajas velocidades de permeación de estas membranas, su recuperación no suele ser mayor al 40%. Estas bajas velocidades son recomendables para evitar ensuciamiento y mantener así la vida útil para la que han sido fabricadas.

Tener bajas velocidades de permeación también alarga el periodo de lavado y enjuague, el cual se debe practicar sólo sobre una base anual en este tipo de membranas.

La recuperación también esta en función de número de elementos de membrana que se utilice para una velocidad de permeación, a su vez dependiente de la presión aplicada.

Este comportamiento lo ilustra la curva que señala la tendencia del número de elementos a utilizar en cada instalación para una recuperación proyectada del 30%. **Figura 11.9.**

11.7.6. Relación Recuperación y Presión

Para una concentración de 102 mg/L CaCO₃ en la alimentación se comparó el porcentaje de recuperación de las instalaciones cuando la presión se incrementa hasta 45 bar, donde el comportamiento de la ESPA1 y la CPA2 tienen una aproximación mayor al 90% entre ellas. **Figura 11.10.**

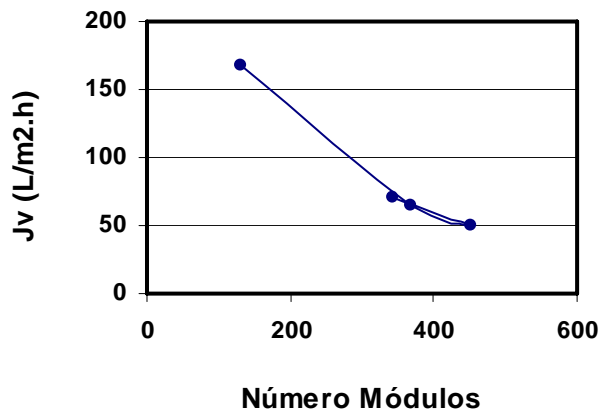


Figura 11.9. Variación del número de elementos de cada instalación, en función de la velocidad de permeación.

En general según Figura 11.10 son muy similares las recuperaciones de las membranas ESPA1 y CPA2, donde la ESPA1 utiliza una presión de 25 bar, y la CPA2 27 bar. Sin embargo los diseños sí fueron diferentes en su número de pasos de permeación y de elementos.

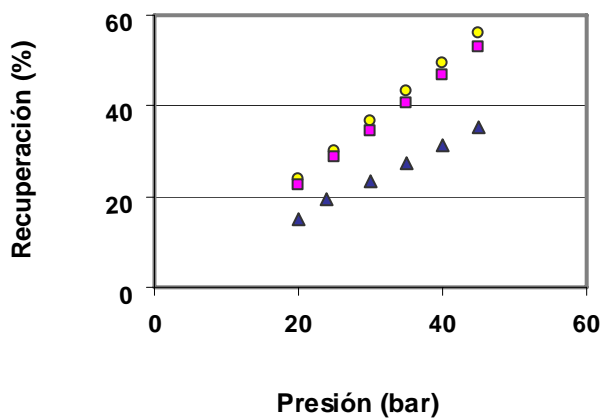


Figura 11.10. Variación de la recuperación de las instalaciones en función de la presión aplicada, según diseños, para $c_f=102$ mg/L CaCO_3 . :○ ESPA1, △ CPA2; □ .PAC.

Mientras la membrana ESPA1 utiliza dos pasos de permeación, la CPA2 tiene 3. Estas diferencias fueron motivadas por las mayores velocidades de permeación de la primera, donde a presiones de diseño tan similares, las velocidades de permeación son 3 veces mayores en la ESPA1. (Tablas 15.2 y 15.8 del Apéndice 1).

El recobro de la instalación PAC es menor en principio un 10%, a 20 bar, con respecto a las otras 2, pero con el aumento de la presión llega a ser menor hasta un 20%, a 45 bar,

a consecuencia de ser tan cerrada, como lo refleja su coeficiente de permeabilidad y las velocidades de permeación que presenta, lo cual desde luego implicó que se requiriera un mayor número de elementos y de presión para alcanzar un recobro del 30 %. (Tablas 15.13 a 15.18).

La curva de la **Figura 11.10** muestra como para un recobro del 30% la ESPA1 y la CPA2 requieren presiones de 25 y 27 bar, mientras que la PAC necesita 37 bar.

11.7.7. Relación Recuperación y Concentración de Alimentación

- Para Presiones de Diseño

Con el incremento de la concentración de alimentación la reducción del caudal recuperado es más notable en la membrana CPA2, que llega a ser menor hasta en un 15% con respecto a las otras 2, y con este comportamiento se conoce que esta membrana esta mucho más propensa a reducir su capacidad de permear cuando se incrementa la concentración.

Para las bajas concentraciones es mucho menos protuberante el hecho anterior, que se puede interpretar como una menor sensibilidad de la estructura de las membranas al ensuciamiento, ante pequeños incrementos de la concentración de alimentación. **Figura 11.11.**

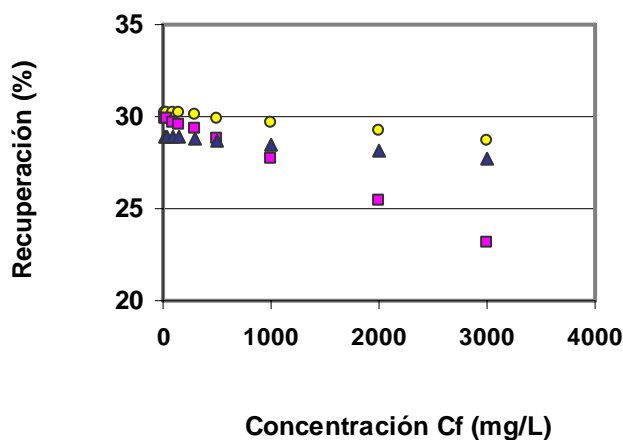


Figura 11.11. Variación de la recuperación de las instalaciones en función de la concentración de alimentación c_f (CaCO_3), para las presiones de diseño: \circ ESPA1, ∇ CPA2; \square .PAC.

- Para 30 Bar

Al comparar la recuperación y la concentración de alimentación, al aplicar 30 bar, ya las diferencias de la CPA2 no son tan grandes respecto de la PAC, y esto se debe a que ya esta última no está trabajando a 37 bar, con lo que reduce su recobro, pero mantiene su tendencia de afectarse aunque menos (menor pendiente) que la CPA2, por incremento de la concentración en la alimentación. **Figura 10.12.**

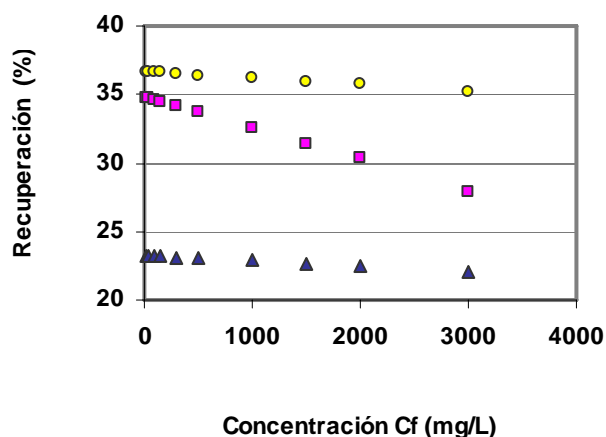


Figura 11.12. Variación de la recuperación de las instalaciones en función de la concentración de alimentación (c_f CaCO₃), para una presión de 30 bar.
 ○ ESPA1, ▼ CPA2; ◻ PAC.

También se nota aquí como se vio antes, como para bajas concentraciones la ESPA1 y la CPA2 recuperan en forma muy similar, pero cuando la concentración de alimentación se incrementa, las diferencias son apreciables, a una presión constante de 30 bar.

11.7.8. Relación Recuperación y Concentración del Permeado

- Por Variación de la Presión

Como se sabe, hasta el límite en el punto crítico, el proceso de permeación depende de la presión, y cuando ésta aumenta hay mayor recuperación, pero preocupa saber cual es la calidad del agua obtenida. **Figura 11.13.**

Para la membrana ESPA1 la concentración del permeado varía poco con el recobro, el cual sí se incrementa con la presión. Sin embargo la CPA2 y la PAC sí que reducen su “ c_s ” con el aumento del recobro, debido al incremento de la presión.

En este comportamiento tiene que ver el número de pasos de permeación en el diseño, ya que la CPA2 y la PAC tienen cada una de a 3 pasos, mientras que la ESPA1 tiene sólo 2, porque la velocidad tangencial marcó una limitación de diseño.

Cuando se instala varias membranas en serie, donde el rechazo de la primera es la alimentación de la segunda y así, un mayor número de pasos de permeación ofrece muy ligeramente una mayor pureza del permeado en el primer paso pero luego aumenta la concentración, al verse incrementada la de alimentación.

La etapa de más en la CPA2 y la PAC se puso no sólo por razones de calidad del permeado que se obtiene en el primer paso; es también atendiendo a las variables hidrodinámicas, a combinarse adecuadamente.

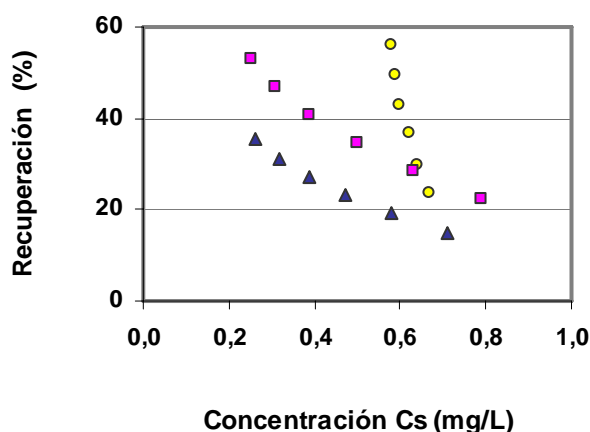


Figura 11.13. Recuperación de las instalaciones en función de la concentración del permeado, por variación de la presión de 20 a 35 bar. :o ESPA1, v CPA2; σ .PAC.

En esta combinación está tener en cuenta la velocidad de permeación para una presión y recobro propuesto, determinando un número de elementos para configurar un número de tubos y de pasos de permeación, y que todas las variables en su conjunto resulten en un funcionamiento lo mejor posible para alcanzar un producto de alta calidad y en la cantidad requerida.

- Por Variación de la Concentración de Alimentación

Cuando se incrementa la concentración de la alimentación la recuperación de las membranas disminuye y la concentración del permeado va en aumento. (**Figura 11.14**). La tendencia de “ c_s ” con la reducción de la recuperación es más notoria en la CPA2.

Sin embargo la ESPA1 y la PAC varían máximo un 2 % su recuperación con el incremento de la concentración del permeado causada a su vez por aumento de la concentración en la alimentación.

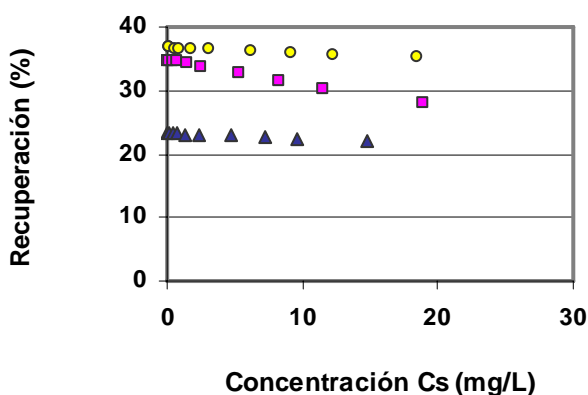


Figura 11.14. Recuperación de las instalaciones en función de la concentración del permeado, por variación de la concentración de alimentación, a 30 bar de presión. :o ESPA1, v CPA2; σ .PAC.

Respecto a la tasa con que pierden el recobro el mejor comportamiento es el de la PAC, desde el punto de vista relativo, pero en cuanto a los valores de recobro que se obtienen, siempre la ESPA1 está por encima de la CPA2 y la PAC, por ser de alta productividad, y sus “ c_s ” también son satisfactorios en este caso.

11.7.9. Relación Concentración de la Alimentación y del Permeado

Como complementario a lo anterior:

- Para Presiones de Diseño

El incremento notorio, y hasta 3000 mg/L de la concentración de alimentación, confirma la mayor afectación de “ c_s ” en la CPA2 frente a la ESPA1 y la PAC.

- Para 30 Bar

Se conserva la tendencia anterior, con lo que se descarta que las diferencias señaladas fuesen causadas por la diferente presión aplicada a cada membrana. **Figura 11.15.**

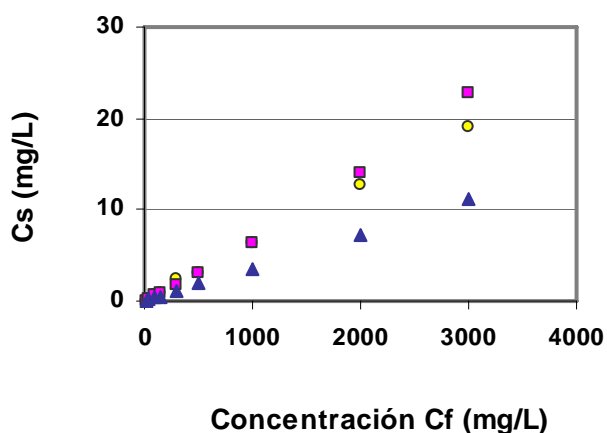


Figura 11.15. Relación Concentración de la Alimentación y del Permeado, para presiones de diseño. :○ ESPA1, ▼ CPA2; ◻ .PAC.

En la Figura 11.5. a mayores concentraciones de alimentación, el efecto señalado es más notorio, y a bajas concentraciones de alimentación como las que se usaron en el diseño, ($c = 100$ mg/L), el efecto es menor, señalando diferencias comparativamente pequeñas para una misma membrana, y aún entre una y otra. (Tablas 15.5, 15.11 y 15.17).

11.7.10. Retención

En todos los casos estuvo en el rango de 99,5 a 99,7 % sin que hubiese diferencias significativas para los tipos de dureza del agua de alimentación.

Las mayores retenciones fueron para la membrana PAC (99,7%), pero utilizó la presión más alta. (37 bar).

11.7.11. Potencia de la Bomba

Se requirió con capacidades de 200 a 385 Kw, donde la ESPA1 fue la de menos demanda, por su alta permeabilidad.

Se fijó una eficacia del 70 %, que es baja, con lo que se puede esperar menor consumo de energía hasta en un 15 %.

11.7.12. Permeación en Dos Etapas

Este diseño de la instalación ESPA1 requirió 3 veces más módulos de membrana, y 1,7 veces mayor potencia que la instalación de una sola etapa.

Obtiene un permeado con contenido de calcio de: 0,007 mg/L, que es mejor que lo máximo recomendado en calderas que trabajan a presiones de 1500 a 2000 psig. Con un requerimiento de este tipo se puede necesitar estas dos etapas de permeación, más sin embargo, dependiendo de la evaluación económica, se determina la aplicación de esta opción.

11.8. CONCLUSIONES

- El 99,96 % de caudal con que se alimenta la caldera puede ser utilizado directamente por ella para alimentar turbinas, y el resto del agua debe ser evacuada como agua de purga, para evitar la escala del calcio sobre las paredes de la caldera.
- Las diferencias entre los permeados obtenidos con agua dura en comparación a los de baja dureza alcanzaron hasta 0,5 mg/L CaCO₃, estos permeados son aptos para utilizar en la alimentación de calderas, pero es conveniente un ligero post-tratamiento complementario de tipo químico, de baja escala.
- Las concentraciones de rechazo estuvieron para las 3 membranas todos los casos en el rango de 16 a 120 mg/L CaCO₃, con diferencias mínimas en ellas.
- En general las pérdidas de carga por accesorios son bajas y sólo llegan a 0,3 bar, pero las pérdidas de superficie las superan, de tal manera que ha correspondido controlarlas poniendo un límite a la velocidad tangencial.
- Las velocidades de Permeación total de diseño fueron en promedio de 50 y 65 (L/m².h) para las membranas PAC y CPA2, o sea que se mantuvieron por debajo de lo recomendado normalmente, excepto para la membrana ESPA1, que es de alta productividad y llegó a 168 (L/m².h).
- Las velocidades de Permeación del soluto resultaron más bajas en la membrana PAC, y mayores en la ESPA1, en concordancia con sus velocidades de permeación total. En general variaron entre 13 y 97 (mg/L.m²) CaCO₃.

- El número de pasos de permeación requerido para la instalación de cada membrana fue diferente: mientras la membrana ESPA1 utiliza dos pasos de permeación, la CPA2 tiene 3. Estas diferencias fueron motivadas por las mayores velocidades de permeación de la primera.
- La membrana CPA2 es la más sensible a reducir su recuperación cuando se incrementa la concentración de alimentación, y llega a ser menor hasta en un 15% con respecto a las otras 2; este comportamiento indica que tiene una estructura más delicada al paso de solutos y desarrolla muy fácilmente resistencias a la permeación.
- Para la instalación de varias membranas en serie, donde el rechazo de la primera es la alimentación de la segunda y así, un mayor número de pasos de permeación ofrece muy ligeramente una mayor pureza del permeado en el primer paso pero luego aumenta esta concentración, al verse incrementada la de alimentación.
- A una mayor presión y hasta el punto crítico que limita la velocidad de permeación, aumenta el recobro con reducción de la concentración del permeado. Esta disminución llega hasta el 30% en la membrana CPA2, cuando utiliza 3 pasos de permeación, y se aplica presiones desde 20 a 45 bar
- El mejor comportamiento en cuanto a la tasa con que se pierde el recobro por aumento de la concentración de alimentación, es el de la instalación PAC, desde el punto de vista relativo, pero en cuanto a los valores absolutos de recobro que se obtienen, siempre la ESPA1 está por encima de la CPA2 y la PAC, por ser de alta productividad, y sus “ c_s ” también son satisfactorios en este caso.
- Con el incremento de la concentración de alimentación se aumenta la del permeado, pero este efecto es hasta de 0,25 mg/L más en la CPA2, respecto de la ESPA1 y la PAC, comparando a una misma concentración de alimentación.
- La retención estuvo en el rango de 99,5 a 99,7 % en las 3 instalaciones, sin que fuese diferente por el grado de dureza del agua de alimentación utilizada.
- La potencia de la bomba estuvo entre 200 a 385 Kw, y la ESPA1 fue la de menos demanda, por su alta permeabilidad. La eficacia se fijó en 65%, que es baja.
- La instalación ESPA1 en 2 etapas requiere el triple de elementos que la de una sola etapa, por lo cual se requiere una evaluación económica para determinar sobre ella.
- Se requiere decidir sobre si se aplica un diseño de 2 etapas, o se prefiere de una sola etapa, y un acondicionamiento complementario de tipo químico.

12.1. INTRODUCCION

Una vez diseñado técnicamente el Proyecto, la viabilidad de que sea ejecutable requiere este estudio fundamental de evaluación económica, a fin de saber con cierto margen de confianza la perspectiva real que puede tener la inversión a realizar.

Un análisis técnico económico es la fórmula más completa como respuesta para este tipo de proyectos, donde no hay sitio a soluciones unilaterales. Así es que el mejor diseño es el que conjuga integralmente esta visión, por lo cual este estudio ha sido iterativo y reiterativo hasta haber agotado todas las posibilidades para alcanzar la mejor alternativa, y responder así al problema de disponer de un agua de óptima calidad para calderas, y al precio más ventajoso posible.

12.2. COSTES DE LA OSMOSIS INVERSA

12.2.1. Costes de Capital

El factor clave en la determinación del coste del tratamiento del agua por ósmosis inversa es la variación inherente a los costes de capital; estos pueden afectarse fácilmente por un factor de escala. (Bitett 1988; Glueckstern y Arad, 1984).

En RO diversas razones causan estas variaciones de costes, entre ellas:

- ◆ Composición ampliamente diferente de las corrientes de alimentación.
- ◆ Tecnologías RO de capacidades muy variadas, que incluyen membranas, módulos de membranas, equipos y diseño de sistemas.
- ◆ La competitividad comercial ambiental de la industria RO, y el cambio asociado.
- ◆ Tamaño del sistema.
- ◆ Pureza del producto deseado.

Estas variaciones hacen difícil derivar ecuaciones de coste que permitan al ingeniero predecir exactamente los costes del sistema RO.

Muchos y muy buenos análisis han sido hechos de los costes de los sistemas RO para aplicaciones, como la de desalar agua de mar para producir agua ultrapura. (Birkett, 1988, Hornberg y Morin, 1986, Taylor, Smith y Goigel, 1989, Applegate, 1984; Andrews y Bergman, 1986).

Las mayores manufacturas de módulos de membranas y sistemas tienen desarrollo sofisticado por programa de ordenador, y estos ayudan a preparar ofertas sobre sistemas RO, dando ciertos detalles de los parámetros de entrada, tales como composición exacta de la alimentación, costes de energía y requerimientos de la calidad de agua.

Ray, 1992, estudió 3 aplicaciones que son: la desalación de agua de mar, el tratamiento de agua salobre y ablandamiento de aguas con membranas de ósmosis inversa a baja presión (LPRO/MS). La metodología es aplicada a los grandes sistemas, con capacidades mayores a 190 m³/seg.

En cada una de las aplicaciones mencionadas, un promedio razonable o paquete representativo de costes de capital y operación fue asociado con la RO. Se pueden usar estas estimaciones representativas como un buen índice de lo esperado para un caso dado, y pueden ser corregidos utilizando una ecuación apropiada, para incrementarlos o decrecerlos como garantía de una operación en estudio.

Las categorías de costes de capital y operación considerados por Ray pueden ser esperados en la mayoría de las aplicaciones de RO, y permiten la normalización de la información de costes encontrada en la bibliografía. Para cada categoría de coste ideó una ecuación específica a ser usada con la información disponible. Los costes que presenta, son para una capacidad de planta de 2000 m³/día. Empleando factores de corrección, estos pueden ser calculados para tamaños de hasta 190000 m³/día.

Según Fariñas, 1999, los costes de capital en las plantas de ósmosis inversa varían desde 300 a 500 euros/m³/día, cuando los tamaños de planta van desde 40000 a 500 m³/día, correspondiendo los menores costes de capital a las plantas de mayor tamaño, y también dependiendo de que la fuente de alimentación sea agua superficial o de pozo, siendo ligeramente más favorable la de pozo.

Los costes de capital deben contemplar costes directos e indirectos.

12.2.1.1. Costes Directos de Capital

- ◆ **Costes de desarrollo del sitio.** Incluyen los costes de construcción, vías, vallas o cercas, y algunas otras modificaciones del sitio que deban ser hechas para los equipos a ser instalados. Los costes del abastecimiento del agua de alimentación y los costes de disposición de las aguas residuales salinas no están incluidos, y no son costes de capital asociados con la instalación y su utilización.
- ◆ Estos costes representativos de desarrollo del sitio se suelen valorar alrededor de 30 euros/m³/día para un sistema de ablandamiento de aguas, con base en un tamaño de planta de 2000 m³/día. Sin embargo, si una planta de tratamiento existente esta siendo acondicionada, los costes de desarrollo del sitio pueden ser desestimados y considerarse nulos.
- ◆ Inversamente en áreas remotas o quebradas o en otras situaciones especiales los costes de desarrollo del sitio pueden ser un poco altos. En la bibliografía estos costes están en el rango entre cero y 1700 euros/m³/día (Al-Marafie y Darwish 1989; Taylor et al 1989b; Hornberg y Morin 1986; Ericsson y Hallmans, 1985; Wade, Heaton, y Boulter, 1985).
- ◆ **Costes del agua.** Estos costes son asociados con el abastecimiento de agua de alimentación, y disposición del rechazo concentrado. El rango de costes del agua dado en la bibliografía está de 10 a 140 euros/m³/día para ablandamiento de aguas con RO (Ray, 1992), con un tamaño representativo de planta de 2000 m³/día, y pueden variar ampliamente para otras aplicaciones que utilizan la RO.

- ◆ Discusiones al respecto son presentadas por publicaciones de Taylor et al (1989), la Oficina de tecnología del agua de Estados Unidos (anónimo, 1989), y Rogers (1984). Un valor medio es de 60 euros/m³/día, y con base en él, se fijó para este análisis un pago inicial de 10 euros/m³/día, y luego pagos anuales de 0,01 euros/m³.
- ◆ Costes asociados con el abastecimiento del agua de alimentación están afectados por tres factores principales: (1) El sistema usado para el abastecimiento del agua de alimentación. (2) La necesidad de tanques de almacenamiento, y (3) El porcentaje del agua de alimentación que es recobrado como permeado.
- ◆ El sistema usado para abastecimiento del agua de alimentación es una aplicación altamente dependiente. Para aplicaciones de ablandamiento de aguas generalmente se involucra el tratamiento de agua subterránea con agua de pozos poco profundos, pero en algunos casos son utilizadas aguas de pozos profundos.
- ◆ También pueden añadirse tanques de alimentación a los costes de abastecimiento del agua de alimentación. Estos necesitan a menudo pequeñas aplicaciones, y pueden proveer una reserva si el abastecimiento de agua de alimentación es interrumpido o si ocurre una falla total del sistema. Los tanques también pueden ser usados como tanques de pre-tratamiento o tanques de agua producida, tal como convenga.
- ◆ El porcentaje del agua de alimentación que debe ser recobrado con el permeado determina el volumen que debe ser abastecido y el volumen producido como residual; así, esto afecta los costes de abastecimiento de agua de alimentación y los costes de disposición del rechazo.
- ◆ Los costes de capital de disposición de residuales pueden ser significativos y variarán dependiendo del tipo de sistema de disposición usado, regulaciones ambientales que afectan el sitio, y el volumen que debe ser dispuesto convenientemente.
- ◆ Los 5 métodos generales de disposición de aguas residuales de rechazo de RO son: (1) Disposición en el océano; (2) Extender en el suelo (sobre tierra), para lo cual es bombeado sobre el suelo. (3) Entrega a un alcantarilla (opción solamente en sistemas de pequeña escala); (4) Pozos de inyección y (5) Estanques de evaporación/cristalización.
- ◆ **Costes referentes a la instalación.** Estos incluyen sistemas de abastecimiento de energía eléctrica y corriente alterna de alto voltaje y sondeo externo. El rango de estos costes de capital van de 9 a 30 euros/m³/día, para el tamaño de planta de 2000 m³/día.
- ◆ **Coste de Equipos.** Los equipos son por supuesto la categoría dominante de los costes directos de capital. Los costes de equipos incluyen: (1) El sistema de pre-tratamiento del agua de alimentación; (2) Los módulos de membrana; (3) El sistema RO; (4) Embarque e instalación del sistema y (5) Costes de ingeniería asociados con el diseño del equipo.

- ◆ Para ablandamiento de aguas con RO este rango de costes va desde 120 a 330 euros/m³/día

Tabla 12.1

Porcentajes de los Costes de Equipos para Osmosis Inversa*

COMPONENTE	(%)
Pre-Tratamiento	15
Módulos de membrana	20
Sistema RO	55
Embarque Instalaciones	5
Equipos relacionados con la Ingeniería	5

*Ray, 1992

- ◆ El sistema de pre-tratamiento es una pequeña fracción de los costes de equipos, (por ejemplo en la operación de un sistema de agua municipal o en procesos de aguas relativamente limpias), y llega hasta más de la mitad de los costes de equipos en ciertas aplicaciones para desalinización de agua de mar o tratamiento de agua superficial.
- ◆ El coste de los módulos de membrana normalmente es del 20 al 35% de los costes de un sistema de RO. Esto puede variar significativamente, dependiendo de la aplicación y tipo de membrana escogido.
- ◆ Como una regla general los costes de reemplazo de módulos de membrana es un porcentaje mayor de los costes de producción totales que el coste de los módulos iniciales.

Tabla 12.2

Caudales y Costes para Módulos Grandes de Espiral de Sistemas de Osmosis Inversa en Ablandamiento de Aguas*

Tipo de Membrana	Caudal Módulo (m ³ /día)	Coste (euros/m ³ /día)
Acetato de Celulosa	6.2 a 8.3	45,5
Acetato de Celulosa	24.8 a 30.3	300,6
Compuesta (delgada)	6.8 a 7.9	54,5 a 72,5
Compuesta (delgada)	26.5 a 36.0	39,5 a 48,5

*Ray, 1992

- ◆ Los costes de equipos para un sistema RO incluyen las bombas, controles, sondas, sub-sistemas eléctricos, medidores de presión de los módulos de membrana, y rodamientos (para ciertas plantas). También incluye en muchas grandes plantas, sistemas de operación de alta presión en equipo de recobro de energía, lo cual puede contar para un porcentaje significativo de los costes totales de equipo.

- ◆ Los costes de embarque son normalmente sólo un pequeño porcentaje de los costes totales de equipo, pero puede llegar a ser significativo para localizaciones remotas y para sistemas muy grandes.
- ◆ Otro factor importante es el tiempo de embarque, el cual puede alterar el tiempo de construcción total significativamente y afectar los costes indirectos de capital.
- ◆ Finalmente los costes de ingeniería asociados con el diseño de los equipos es un pequeño porcentaje de la mayoría de los sistemas de RO, especialmente de aplicaciones convencionales. Sin embargo en ciertas situaciones especiales estos costes pueden llegar a ser muy altos. Por ejemplo, se requiere un trabajo extensivo de ingeniería sobre un sistema de pre-tratamiento, donde las aguas de alimentación contienen composiciones inusuales de ciertos compuestos en forma escalada.
- ◆ El coste por equipos estimado en este trabajo, para el proceso de ablandamiento de aguas con RO fue establecido en 100 euros/m² de membrana, y de 1900 euros/m² su instalación con todo el equipo, incluidas las bombas. (Alvarez, J.R., 2002).
- ◆ **Coste de la Tierra.** Este coste no siempre es incluido para la estimación de costes de la RO, aunque casi siempre la tierra tendrá un valor que hay que pagar, pero sin embargo en muchos de los costes de los sistemas RO reportados en la bibliografía se muestra costes relacionados con la tierra que son insignificantes o no existentes.
- ◆ En este estudio la tierra esta incluida dentro del concepto de un área por la cual se paga un valor anual a manera de alquiler. Este se estimó en 800 euros/mes, para un total de 9600 euros/año.
- ◆ En lo posible se precisa incluir el coste de la tierra o tenerlo en cuenta si este es conocido o si es un valor relativamente grande. (Birkett, 1988, Hornberg y Morin 1986; Larson y Leitner, 1979; Wade, Heaton y Baulter 1985)
- ◆ **Otros.** Para ciertas aplicaciones que son muy particulares en la mayoría de los sistemas, hay costes que deberán ser considerados pero que normalmente no se incluyen, como por ejemplo la producción de agua ultrapura puede incluir un sistema de post-tratamiento sofisticado, que tiene en cuenta lechos de intercambio iónico u otros equipos de alto coste, que deberán ser diseñados, fabricados e instalados.

12.2.1.2. Costes Indirectos de Capital.

Costes indirectos de capital son costes asociados con la actividad de la construcción de la planta RO, donde se presenta un margen de incertidumbre durante el periodo de tiempo de la construcción y que afecta también los costes directos.

Tal como con las categorías de los costes directos de capital, estos pueden ser significativamente más pequeños o más grandes que los valores recomendados, dadas circunstancias especiales.

En nuestra evaluación los costes indirectos se consideran incluidos en los costes de la instalación de las membranas y su equipo completo.

- ◆ **Coste de la Construcción principal.** Incluye los siguientes componentes de costes: salarios y margen de beneficios, supervisión de campo, facilidades temporales, equipos de construcción, derechos de los contratos y costes de ingeniería asociados con la construcción del sitio principal e instalación del sistema.
- ◆ La construcción principal dependerá de si el sistema es una construcción normal o es especial. El valor representativo para esta categoría es alrededor del 12% de los costes directos de capital.
- ◆ **Coste de Contingencia.** Un valor representativo para la contingencia de una planta RO es del 10% del total de los costes directos de capital. Este valor puede ser sensiblemente mayor dependiendo de la localización. Por ejemplo, una planta siendo construida en un país políticamente inestable requerirá un mayor fondo de contingencia que lo normal.

12.2.2. Costes de Operación

- ◆ **Coste de Energía.** En muchos sistemas RO, los costes de energía son el componente simple mayor en el total del coste del agua producida. Costes de energía incluyen la consumida por las bombas de pozos del agua de alimentación, bombas de alta presión, sistemas de pre-tratamiento e instrumentación. De lejos el coste de la energía es importante en la mayoría de las instalaciones de bombas a alta presión.
- ◆ Se ha trabajado significativamente en el desarrollo de la tecnología del recobro de energía, de la cual se puede recuperar hasta el 50% de la energía usada por bombas de alta presión en algunas instalaciones de desalinización de agua de mar. Para producir agua de la calidad deseada algunas instalaciones tienen dos etapas. En estas plantas, el permeado de la primera etapa es usado como alimentación para la segunda.
- ◆ El rango en que se mueven los costes de la energía en los sistemas RO para ablandamiento de aguas es de 0,04 a 0,09 euros/m³/día.
- En la evaluación que nos concierne se estimó en 0,06 euros/kw.h.
- ◆ **Coste de reemplazo de membranas.** Es otro de los costes claves de operación. Este coste puede fácilmente dominar los costes de producción total si hay un error del operador u ocurre un cambio súbito en la composición de la corriente de alimentación y los módulos de membrana se estropean.
- ◆ El coste de reemplazar los módulos es una variable importante. Aún más importante sin embargo es la vida de la membrana. Los fabricantes normalmente garantizan entre 3 y 5 años, y hay ejemplos en la bibliografía que hablan de

membranas de más de 7 años de vida. Para esta evaluación según el tipo de membranas en estudio se consideró 5 años en general para todas.

- ◆ El coste por módulo no varía mucho, aún para las aplicaciones más grandes. Generalmente, una pequeña reducción en el coste es otorgada si se compran 10 o más módulos, y esta reducción se incrementa ligeramente con el aumento del número de módulos comprados. Sin embargo, al acercarse a los 100 módulos, usualmente no se ofrece más reducción en el precio, salvo para aplicaciones a mayor escala.
- ◆ **Coste de labor y dirección.** Es un factor clave que contribuye a los costes de operación. El rango de valores en que se dan los costes de labor y dirección son de 0,03 a 0,14 euros/m³/día, con base en una planta de 2000 m³/día.
- ◆ Los costes de labor pueden variar considerablemente por dos razones principales: (1) El coste directo de la labor se comporta con oscilaciones en un amplio rango en Estados Unidos y en otras partes del mundo, y (2) El número de operadores requerido para operar una planta dada de RO varía.
- ◆ Para plantas pequeñas, un interrogante importante es si los operadores pueden ser compartidos con otras operaciones de la unidad en otro sitio o en otra planta cercana. Para muchos sistemas más pequeños, se requiere un tiempo muy breve de un operador, y además los costes de labor pueden ser muy altos por unidad de agua producida si el operador no puede ser compartido.
- ◆ Para plantas más grandes (por ejemplo de cerca de 2000 m³/día) en aplicaciones de desalinización de agua de mar (Buros, 1979), el coste de un operador de tiempo completo no contaba como un gran porcentaje de los costes totales de producción. La cantidad y sofisticación de los sistemas de pre-tratamiento es también un factor en la cantidad de labor requerida para operar un sistema dado.
- ◆ En el estudio realizado se estimó un valor de 1000 euros en 14 pagos, para un total anual de 14000 euros, todos los años de vida del proyecto.
- ◆ **Coste de las partes de repuesto.** Se refieren aquí a las partes de reemplazo necesarias para mantener el sistema, tal como partes de una bomba, válvulas, componentes del sistema de control, y partes misceláneas. Esta categoría no incluye químicos de consumo, filtros o módulos de membrana. Un valor de referencia es de 0,01 euros/m³/día, en aplicaciones de ablandamiento de aguas con RO, para una planta de 2000 m³/día.
- ◆ **Costes de los químicos.** En muchas aplicaciones RO, los costes de los químicos pueden ser predichos con relativa precisión. Los químicos necesarios para el pre-tratamiento se cuentan como la mayor parte de los químicos usados, pero en algunos casos cantidades significativas también son necesarias para el pos-tratamiento.
- ◆ Los costes representativos de los químicos y los rangos reportados, fueron dados en la bibliografía por Leitner, 1987; Birkett, 1988, Silech, 1981). Estos son: Para

ablandamiento de aguas por RO tienen un rango de variación entre 0,01 y 0,06 euros/m³/día, porque los costes de los químicos varían muy ampliamente entre aplicaciones; ellos pueden constituir una gran porción de los costes de operación y deben ser estimados con exactitud.

- ◆ En algunos casos, los costes de los químicos son tan altos que el tratamiento del agua por RO es prohibitivo. Ciertas aguas de alimentación por ejemplo, pueden requerir añadir millones de kilos de Na₂SO₃ o SO₂ por año. Esta situación resultaría no sólo en altos costes de los químicos, sino además en altos costes de labor e incremento en los costes de capital, por el equipo necesario para el pre-tratamiento añadido.
- ◆ Debido a estas consideraciones, un análisis completo del agua de alimentación, preferiblemente durante un año entero, es necesario. Los resultados de este análisis deberán ser suficientes para proyectar los elementos de membrana que suplan con su garantía de tiempo de vida en forma realista las condiciones de operación del sistema dado.
- ◆ Se fijó el coste de los químicos en este trabajo en 0,01 euros/m³, con base en agua de alimentación sin mayores compuestos a eliminar, y las concentraciones de CaCO₃ establecidas en el diseño.
- ◆ **Costes de los filtros.** Los costes de filtros están en el rango de 0,003 a 0,035 euros/m³/día, para un tamaño de planta de 2000 m³/día, en ablandamiento de aguas por RO.
- ◆ Los filtros son normalmente fabricados de 5 a 25 µm y tienen tiempos de vida que varían ampliamente, dependiendo de la calidad del agua de alimentación. En muchos casos la vida del filtro puede variar significativamente con la estación, como con la fuente de alimentación, especialmente cuando se tratan aguas superficiales o aguas de pozos poco profundos.
- ◆ **Otros.** Esta categoría incluye algunos costes específicos inusuales a una aplicación (por ejemplo, la producción de agua ultra-pura, la cual requiere lechos de intercambio iónico para pos-tratamiento, o aplicaciones que requieren ozonización o decarbonización del agua producida.
- ◆ **Costes de recuperación del capital.** A menudo son la clave en la determinación de la factibilidad de un proyecto. En efecto, en casos donde el financiamiento es difícil de obtener, la decisión de hacerlo o no debe estar basada más sobre los costes totales de capital que sobre los costes totales de producción, esta condición debe ser analizada.
- ◆ En consecuencia, para determinar el coste último del agua producida por un sistema RO, es conveniente determinar que cantidad de los costes totales de producción se debe a los costes de capital. Los costes de recobro de capital son calculados con base en las tasas de interés y el tiempo de vida del equipo. El coste de recobro de capital tiene ecuaciones recomendadas por Ray, 1992.

12.3. PERFIL DEL PROYECTO DE INVERSIÓN

El proyecto como inversión constituye una sucesión de operaciones de inversión y financiación, donde ésta última juega un papel muy importante, porque al pretender llevarlo a cabo habrá que responder a la pregunta de cómo se va a financiar, y a qué coste, y de que los ingresos que genere permitan atender los pagos, como también que la rentabilidad ofrecida supere otras opciones de inversión, quizás menos arriesgadas.

Así es que esta inversión generará un flujo de cobros y de pagos por los diferentes conceptos, como por el coste de su financiación.

12.3.1. Parámetros de la Inversión

Para evaluar el proyecto de inversión se tendrá en cuenta los siguientes parámetros que serán valorados para cada una de las instalaciones de acondicionamiento diseñadas:

- **Desembolso Inicial o Monto de la Inversión**

Obedece a todos aquellos gastos que se deberán hacer para iniciar el proyecto, y no sólo el coste de compra del activo.

Para las instalaciones en estudio, el desembolso inicial lo constituye la compra de las membranas y del equipo de impulsión, con todos los demás componentes que ello requiere, como su puesta en marcha.

Se incluye en estos costes además los costes del sitio y edificio donde va a operar el sistema, como el de las personas empleadas en el proyecto en su inicio.

Los costes unitarios con los que se trabajó son:

- Membrana 100 euros/m²
- Instalación equipo completo con membranas y bombas 2000 euros/m²
- Dirección técnica inicial 14400 euros
- Sitio y construcción inicial 9600 euros
- Agua 10 euros/m³/día

Tabla 12.3

Costes de las Instalaciones de Osmosis Inversa y Desembolso Total Inicial

Membrana	No ¹ .	m ² Tt [*]	€uros ⁺ m	€uros ⁺⁺ i	Edificio	Personal	Agua [^]	Total
ESPA1	132	330,0	33000	627000	9600	14000	44000	727600
CPA2	369	922,5	92250	1752750	9600	14000	44000	1912600
PAC	459	1147,5	114750	2180250	9600	14000	44000	2362600
ROPRO	342	855,0	85500	1624500	9600	14000	44000	1777600

1 número de elementos * 2,5 m²/módulo; + 100 euros/m² ++ 1900 euros/m²; ^ 44000 m³/día

El coste del agua, estimado para 4400 m³/día, en 44000 euros a pagar inicialmente, por contar con una concesión que permitirá pagarla durante la vida útil del proyecto a un valor de 0,01 euros/m³.

- **Horizonte Temporal de la Inversión**

Como el número de periodos de tiempo desde que se hace el primer desembolso hasta que cesan los cobros y pagos, completando así su vida útil el proyecto. Para nuestras instalaciones de acondicionamiento de aguas será de 15 años, al cabo de los cuales el proyecto se iniciará de nuevo totalmente, de la misma forma que lo hizo la primera vez.

- **Flujos Netos de Caja**

Son los fondos que quedan como resultado de la actividad productiva al final de cada periodo, que para el caso nuestro será anual. Corresponden a la diferencia entre los cobros y los pagos.

Esta forma como se trabajará es una simplificación, porque no se tiene en cuenta la temporalidad del dinero dentro de un mismo periodo.

a. Costes: se estimaron los anuales de energía eléctrica, agua y químicos.

Tabla 12.4

Costes Anuales de la Energía Eléctrica en las Instalaciones de Acondicionamiento

Membrana	Potencia	€uros/kh	€uros/h	Q _f (m ³ /h)	€uros/m ³	V _{agua} /año	€uros Tt
ESPA1	198,4	0,06	11,90	200	0,060	1606000	95595
CPA2	214,3	0,06	12,90	200	0,064	1606000	103243
PAC	293,7	0,06	17,62	200	0,088	1606000	141481
ROPRO	175,0	0,06	10,50	200	0,053	1606000	84315

Tabla 12.5

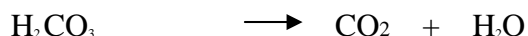
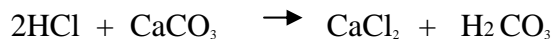
Costes Anuales del Agua, Químicos y Totales en las Instalaciones de Acondicionamiento

Membrana	V _f (m ³ /año)	€uros/m ³	€uros/año	€uros/m ³	€uros/año	Totales Operación *
		Agua	Agua	Químicos	Químicos	
ESPA1	1606000	0,01	16060	0,01	16060	127715
CPA2	1606000	0,01	16060	0,01	16060	135363
PAC	1606000	0,01	16060	0,01	16060	173601
ROPRO	1606000	0,01	16060	0,01	16060	116435

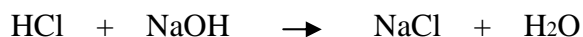
* Energía+ Agua+ Químicos

Para calcular el beneficio en la limpieza de la caldera se hizo con base en ensayos de destilación con un calderín en el que se forman estos depósitos de calcio. Estos fueron medidos.

Para determinar la cantidad en peso del calcio incrustado se utilizó ácido clorhídrico, en dosis entre 250 y 500 ml, con una molaridad de 1,132, así fue eliminado:



De la reacción anterior se tomaron 20 ml para hacerlos reaccionar con hidróxido sódico, (50 ml), en una titulación, usando como indicador la fenolftaleína, y midiendo el clorhídrico que no reaccionó:



La diferencia entre el clorhídrico total y el que no reacciona, equivale al utilizado para eliminar el calcio. De esta manera se calculó el calcio incrustado en el calderín, y de acuerdo con el volumen destilado se halló el peso en miligramos de calcio que se producen por cada litro de agua destilada, en cada uno de los ensayos.

De estos ensayos se conoció que para cada 55 litros de vapor que se destiló y midió se gastaron en promedio 375 ml de clorhídrico, para lo cual se estima un coste de 0,01 euros.

El caudal de vapor que produce la caldera es de 58,32 m³/h, y en un año es de 4683010 m³, de donde el clorhídrico utilizado es de 3,19*10⁹ m³, y el coste de esa operación por 8,5*10⁴ euros.

En un año el volumen de agua acondicionada que se produce en promedio es de 481800, y de allí se estima un ahorro de 0,17 euros/m³.

La producción de agua acondicionada deja unos beneficios que se estiman en Tabla 12.6.

Tabla 12.6

Ingresos del Proyecto según las Instalaciones de Acondicionamiento de Aguas

Membrana	V _{agua} (m ³ /año)	€uros/m ³ Limpieza	€uros/año Limpieza	€uros/m ³ Agua	€uros/año Agua	Totales Operación *
ESPA1	477467	0,17	81169	0,80	381974	463143
CPA2	483130	0,17	82132	0,80	386504	468636
PAC	463431	0,17	78783	0,80	370745	449528
ROPRO	480596	0,17	81701	0,80	384477	466178

* Ingresos totales

• Coste del Capital para la Empresa

Representa el valor de oportunidad del dinero, puesto que hay diferentes opciones de inversión, por lo que interesa saber cual es la tasa de rentabilidad que permite alcanzar el establecimiento de la planta de acondicionamiento de aguas durante su vida útil.

Para valorar la rentabilidad del proyecto se debe estudiar alternativas de financiación posibles que faciliten decidir con algún margen de confianza.

En este trabajo se consideró un coste del capital de 15 % anual. El estudio se hace con base en una economía estable, donde las diversas magnitudes son conocidas, pero ésta es una hipótesis simplificadora.

De otra forma en cambio se podrían tratar las variables como aleatorias, cuyos valores dependerán de distribuciones de probabilidad asociadas a ellas, lo que daría lugar ya no a un modelo determinista, sino que se trabajaría con las esperanzas matemáticas asociadas a ellas, y así considerar el riesgo de la inversión y hacer análisis de sensibilidad que permita adoptar una mejor decisión.

12.3.2. Financiación

Es una alternativa para poder adelantar el Proyecto, y de hecho en este caso, puede financiarse dentro del marco de una empresa productora de energía. Aquí se considerará a más del análisis donde no hay financiación, lo que sucede cuando se financia el 70 % de la inversión inicial a una tasa de interés anual del 5 %, durante 5 años.

12.4. METODOLOGIA DE LA EVALUACION ECONOMICA

Se aplicará los métodos más utilizados, con los que se puede valorar la rentabilidad de cada una de las instalaciones de RO diseñadas.

12.4.1. Criterio de Valor Actual Neto (VAN)

Para su cálculo se llevó a valor actual todos los flujos netos de caja de cada uno de los años de vida útil del proyecto, tomando como referencia de tasa de descuento, el coste del capital para la empresa, k , que se ha establecido en el 15 % anual.

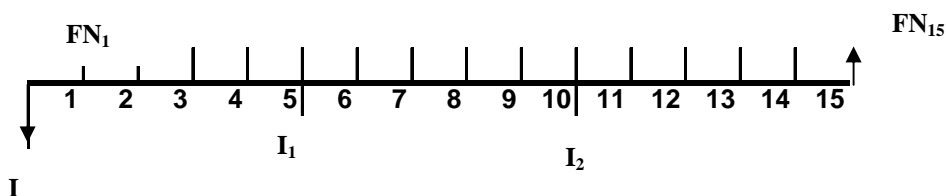


Figura 12.1. Diagrama de flujos netos a 15 años, con indicación de las inversiones.

$$VAN = -I + \frac{FN_1}{(1+k_1)} + \frac{FN_2}{(1+k_2)^2} + \dots + \frac{FN_n}{(1+k_n)^n} \quad (12.1)$$

donde:

FN_n = flujo neto del periodo n

k = tasa de coste del capital

I = desembolso o inversión inicial

n = número del periodo considerado

12.4.2. Criterio de la Tasa Interna de Rentabilidad (TIR)

La tasa interna de rentabilidad TIR es el menor tipo de interés que iguala el valor de la inversión con el valor actual de los flujos de caja de la inversión; o sea que hace nulo al valor presente neto VAN. Reemplazando en la ecuación (12.1):

$$0 = -I + \frac{FN_1}{(1+r)} + \frac{FN_2}{(1+r)^2} + \dots + \frac{FN_n}{(1+r)^n}$$

donde:

r = Tasa interna de rentabilidad

12.4.3. Criterio del Plazo de Recuperación de la Inversión (PR)

Se calcula llevando los flujos netos generados por la inversión a valor presente hasta que igualen el valor del desembolso inicial. El periodo hasta el cual sea necesario hacer esta operación será el plazo de recuperación.

O sea que se determina el valor de n hasta que:

$$\sum \frac{FN_n}{(1+k)^n} \geq I$$

donde:

n = número del periodo considerado para el cual se iguala el monto de la inversión

12.4.4. Financiación

Para proyectar la financiación del 70 % de la inversión, se localizó el desembolso de un capital inicial del 30 % del total de la compra de membranas y de la instalación de membranas y suministro e instalación completa de todo el equipo necesario incluyendo las bombas.

El 70 % restante se amortizó en los primeros 5 años, con cuotas separadas para la compra de membranas, y para el suministro de membranas y equipo, con su instalación completa.

Estas cuotas son las anualidades de amortización, que se calcularon mediante la ecuación:

$$A = I \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (12.2)$$

donde:

A = anualidad de amortización

I = inversión a financiar

i = tasa de interés anual de financiación, que en este caso fue del 5 %

n = número de periodos de pago; para el proyecto es de 5 años

En los primeros 5 años del periodo se paga 2 anualidades: una por la financiación de las membranas, y otra por su instalación junto con el suministro e instalación completa de la planta.

En los siguientes 5 años se requiere reemplazar las membranas, por lo cual se financia de nuevo el 70 %; y al final de los 10 años hay un nuevo reemplazo, que se resuelve igual hasta el año 15 cuando se inicia de nuevo el Proyecto al igual que en el año cero, con la compra e instalación de membranas, bombas e instalación completa.

12.5. RESULTADOS

12.5.1. Sin Financiación

En las Tablas 16.1 a 16.5 del Apéndice 2 está la información del cálculo de flujos netos, VAN, TIR, PR de la inversión, coste medio del m³ del agua acondicionada por cada una de las instalaciones en cada uno de los años de vida del Proyecto y porcentajes de distribución de los costes.

Tabla 12.7

Indicadores para la Inversión en las Instalaciones, sin Financiación

Membrana	VAN (€uros)	TIR (%)	PR (años)	Coste Agua (€/m ³)*
ESPA1	1073762	42,3	4	0,43
CPA2	-116719	13,7	NO	0,65
PAC	-972565	5,6	NO	0,80
ROPRO	65834	15,8	14	0,56

ESPA1 ²	-243384	12,4	NO	0,65
--------------------	---------	------	----	------

2 : Diseño en 2 etapas * Promedio de los años de vida útil del Proyecto

12.5.2. Con Financiación

Tabla 12.8

Indicadores para la Inversión en las Instalaciones, Financiación al 5% anual

Membrana	VAN (euros)	TIR (%)	PR (años)	Coste Agua (ϵ/m^3)*
ESPA1	1181939	79,3	2	0,44
CPA2	186504	18,5	12	0,64
PAC	-596422	6,3	13	0,84
ROPRO	346097	22,1	9	0,59
ESPA1 ²	76369	16,4	12	0,62

2: Diseño en 2 etapas * Promedio de los años de vida útil del Proyecto

En la Tablas 16.6 a 16.10, Apéndice 2, una información similar a la dada sin financiación.

12.6. ANALISIS Y DISCUSION

12.6.1. Valor Presente Neto (VAN)

Los resultados son claramente diferentes para las 4 plantas proyectadas de una sola etapa, donde destaca la instalación de la membrana ESPA1, cuyo valor capital, VAN, del orden de 10^6 euros, supera con diferencia las otras opciones; esta rentabilidad real positiva aconseja la realización de este proyecto, que mejora así la rentabilidad del coste de capital de la empresa, del 15 %.

El proyecto ROPRO con un VAN de 6,6 E+4 euros, también debe considerarse, dada la rentabilidad obtenida.

Los proyectos CPA2 y PAC, con valores capitales negativos, deben consultar los otros indicadores para decidir sobre ellos.

El diseño en dos etapas de la membrana ESPA1 no alcanza a obtener una rentabilidad por encima del coste del capital de la empresa y es conveniente ver otros criterios para establecer su alcance.

El criterio del VAN, que mide la rentabilidad absoluta, es un primer criterio para determinar en que proyecto hacer la inversión, pero se debe conocer otros, como la rentabilidad relativa de las instalaciones en estudio, y poder comparar con tasas anuales equivalentes (T.A.E.) de referencia en el mercado.

12.6.2. Tasa Interna de Rentabilidad (TIR)

De nuevo la evaluación señala a la planta diseñada con la membrana ESPA1, con el mayor valor, de 42,3 % TIR, que supera ampliamente las obtenidas por los otros proyectos.

A más de la instalación ESPA1, sólo la ROPRO alcanzó más del 15 % del coste del capital para la empresa, o sea que en estas condiciones sólo estas 2 instalaciones dan una rentabilidad añadida.

El comportamiento completo de las TIR se muestra en la **Figura 12.2**, donde las curvas de las instalaciones CPA2 y ROPRO tienen un alto grado de similitud, y sus TIR son de 13,7 y 15,8 % respectivamente.

La instalación PAC con una TIR del 5,6 % deja claro que no se debe realizar esta inversión en las condiciones fijadas.

La instalación en 2 etapas de ESPA1 tiene mayor dificultad en obtener una satisfactoria rentabilidad relativa, aunque se encuentra cerca de obtener la del coste de capital de la empresa, y según como varíe el precio del agua acondicionada, que se fijó en un bajo nivel, puede convertirse en una opción muy competitiva.

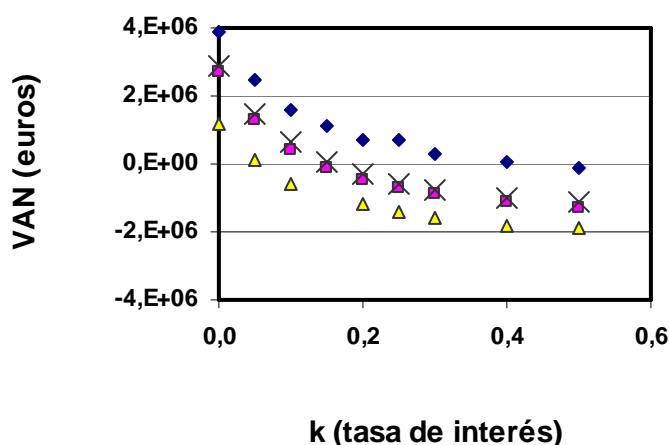


Figura 12.2. Comportamiento del Valor Actual Neto a diferentes tasas de interés del capital, para las instalaciones en estudio, sin financiación. \circ ESPA1, ∇ CPA2, Δ PAC, \times ROPRO

12.6.3. Plazo de Recuperación (PR)

Con base en la liquidación del Proyecto cada 15 años, al cabo de los cuales comienza de nuevo de la misma forma, la recuperación de la inversión inicial de la instalación ESPA1 es de 4 años, que es un periodo de tiempo no muy lejano, pero no del todo atractivo para la inversión.

Lo anterior está muy bien si se compara con los 14 años que requiere la instalación ROPRO para recuperar la inversión inicial.

Con ese criterio se confirma la idea de no recomendar bajo las condiciones establecidas hacer inversión con las instalaciones CPA2, PAC y ESPA1 en 2 etapas, con las cuales no se recupera la inversión inicial.

En consecuencia, como resumen de la evaluación anterior, se recomendó estudiar las instalaciones para condiciones de financiación favorables que permitan mejorar los valores obtenidos.

12.6.4. Financiación

Se hizo evaluación para condiciones de inversión inicial de la empresa de sólo el 30 % de los costes de capital (instalación completa, puesta en marcha), y el 70 % restante financiado a 5 años, con una tasa del 5 % anual, y pagos anuales.

La financiación, aunque fue igual para todas, produjo mayores beneficios en la instalación ESPA1, cuyo VAN varió muy poco, pero su TIR sí que lo hizo, y llegó hasta el 79,3 %, con un plazo de recuperación de la inversión inicial de 2 años.

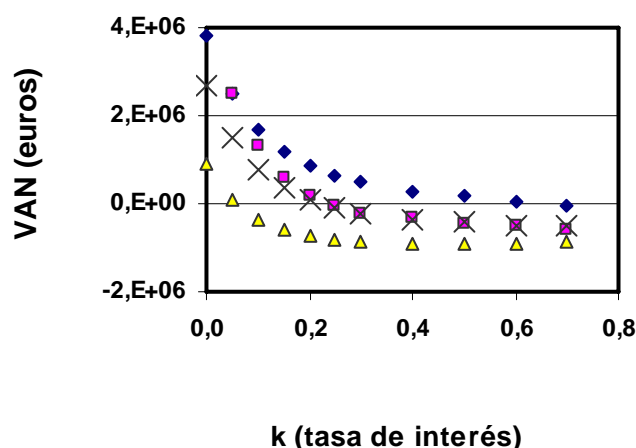


Figura 12.3. Comportamiento del Valor Actual Neto a diferentes tasas de interés del capital, para las instalaciones en estudio, con financiación al 5% de interés. \bullet ESPA1, ∇ CPA2, Δ PAC, \times ROPRO

La instalación ROPRO mejoró notablemente su VAN, que se incrementó en 5 veces, y ahora es de 3,5 E+5 euros, y su TIR aumentó en un 5%, quedando en 22,1 %, y su plazo de recuperación pasó de 14 a 9 años.

La CPA2 y la PAC mejoran muy poco sus indicadores, y de ellos la CPA2 llega a tener una rentabilidad relativa que supera en 3,5 % la del coste del capital, siendo algo más atractivo ahora ese proyecto.

La instalación ESPA1 en dos etapas alcanza a superar la tasa del coste de capital de la empresa, y puede aún alcanzar mayor rentabilidad teniendo en cuenta para este proyecto

y los otros considerados, que el precio fijado del agua es conservador y con un incremento del orden del 20% pueden ser muy atractivas todas las propuestas.

En forma general se puede afirmar que con la financiación propuesta 4 de las 5 opciones tiene alguna rentabilidad, y lo son mucho más al tener en cuentas los beneficios ambientales añadidos para este tipo de instalaciones.

12.6.5. Distribución de los Costes del Proyecto

Derivada de la evaluación económica se pudo estimar la distribución del coste total de cada proyecto, según las categorías de costes que se establecieron en este estudio. Tablas 12.9 y 12.10.

Sin financiación o con ella, en 3 de las 4 instalaciones el 90 % del total de los costes se reparten muy equitativamente entre costes de capital y de operación y mantenimiento, y solo en la instalación ESPA1 los costes de capital son una cuarta parte del total.

Relacionando la distribución de costes con los resultados obtenidos según los criterios utilizados, se puede decir que los costes de capital son los que mayor injerencia tienen en la rentabilidad hallada para las instalaciones.

En la medida que se logre reducir los costes de capital se obtiene una rentabilidad mayor al coste de capital del 15 %.

Tabla 12.9

Distribución de Costes de las Instalaciones Respecto del Desembolso Total, e Ingreso Final, sin Financiación

Membrana	Capital (%)	Edificio (%)	Personal (%)	Operación(%)	Ingreso (%)
ESPA1	25,1	5,0	7,3	62,6	227,0
CPA2	46,3	3,4	5,0	45,3	160,0
PAC	46,3	2,8	4,0	46,9	121,5
ROPRO	47,4	3,8	5,6	43,2	172,7
ESPA1 ²	48,8	3,4	5,0	42,7	156,3

2: Diseño en 2 etapas.

Tabla 12.10

Distribución de Costes de las Instalaciones Respecto del Desembolso Total, e Ingreso Final, Financiación al 5 % anual

Membrana	Capital (%)	Edificio (%)	Personal (%)	Operación(%)	Ingreso (%)
ESPA1	27,0	4,9	7,1	61,0	221,3
CPA2	48,8	3,3	4,8	43,1	152,5
PAC	48,9	2,6	3,8	44,7	115,8

ROPRO	50,1	3,6	5,3	41,1	164,4
ESPA1 ²	51,4	3,3	4,7	40,6	148,6

2: Diseño en 2 etapas.

Comparando los costes de capital de las instalaciones ESPA1 de 1 y 2 etapas, se aprecia como se incrementaron estos por efecto de la etapa añadida de un 25 a un 50 %.

Los costes de operación, aunque son diferentes en cada instalación, no marcaron la diferencia para determinar la rentabilidad, y eso a pesar de que la instalación ESPA1 tiene un gran porcentaje en ellos: (62,6 %).

El alto porcentaje de costes de operación de la instalación ESPA1 de una etapa, bajó cuando se pasó dos etapas, compensando la subida de los de capital.

En consecuencia de lo anterior se recomienda minimizar al máximo los costes de capital, siempre y cuando las condiciones técnicas de trabajo de las instalaciones garanticen una operación satisfactoria, lo cual implica una óptima combinación de las variables de diseño, y que armonicen con un resultado económico atractivo.

El cambio en la distribución de los costes fue muy poco por efecto de la financiación, con la que se incrementó en el 2 % los costes de capital.

Las curvas del VAN frente a las tasas de interés lograron un ascenso hacia arriba sobre el eje Y, respecto del eje horizontal, que fue diferente para cada una, siendo mayor para la instalación ESPA1, y menor para la PAC. **Figura 12.3** y Tablas 12.9 y 12.10.

12.6.6. Coste del Agua

Como resultado de la investigación realizada se calculó el coste medio del agua, siendo el menor para la instalación ESPA1, con 0,43 euros/m³, que permite esperar una tasa de rentabilidad del 42 %.

Cuando la instalación ESPA1 pasó a ser de 2 etapas, este coste del agua subió hasta 0,62 euros/m³, dado por la mayor inversión de capital.

Todos los costes del m³ de agua acondicionada de las instalaciones, estuvieron por debajo del precio de venta, excepto la PAC, que lo igualó.

La financiación causó un incremento de 0,01 euros/m³ en el coste del agua acondicionada, en todas las instalaciones.

12.6.7. Comparación con el Intercambio Iónico

Los costes medios obtenidos del agua a condicionada permiten hacer una comparación con el intercambio iónico, (IO), el cual de entrada es menos favorable por sus implicaciones ambientales. (externalidades).

Estimaciones hechas con base en datos de la bibliografía, (Ray, 1992, Fariñas, 1999, Perry 1996, Renduelles, 2001), indicaron costes de capital del 30 a 40 % mayores de la

ósmosis inversa (RO) respecto al (IO), pero en costes de operación el IO superó del 30 a 50 % los de RO. Esta relación se hizo para una planta de una capacidad de 2000 m³/dia. Tablas 16.9 a 16.14, Apéndice 2.

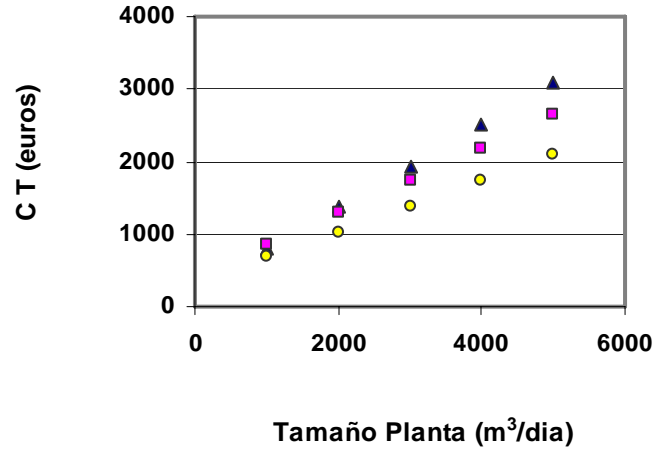


Figura 12.4. Comparación del coste total en función del tamaño de planta de acondicionamiento de aguas. ∇ IO, \blacktriangledown RO \circ NF.

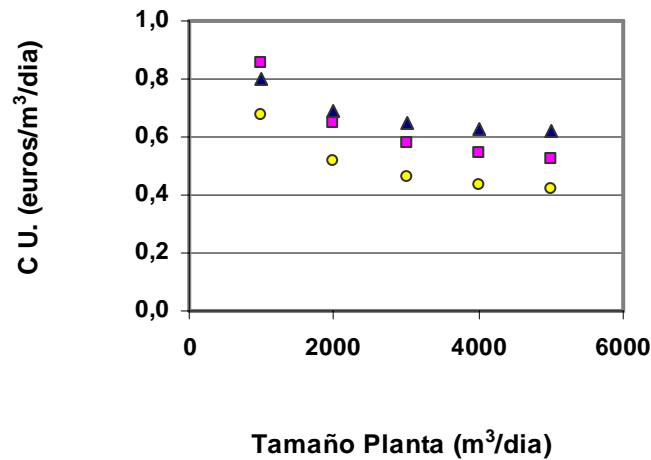


Figura 12.5. Comparación del coste unitario en función del tamaño de planta de acondicionamiento de aguas. ∇ IO, \blacktriangledown RO \circ NF.

Los costes totales de producción pueden resultar comparativamente más bajos a medida que la planta RO es de mayor tamaño, y viceversa. Pero la nanofiltración como una baja RO, y el IO resultan recomendables del punto de vista del coste para plantas menores de 1000 m³/dia. **Figuras 12.4 y 12.5.**

La NF es alternativa, siempre que se logre llegar a la calidad de agua, requerida en cada caso.

12.7. CONCLUSIONES

- El factor clave en la determinación del coste del tratamiento del agua por ósmosis inversa es la variación inherente a los costes de capital; estos pueden afectarse fácilmente por un factor de escala. (Bitett 1988; Glueckstern y Arad, 1984).
- ◆ El porcentaje del agua de alimentación que debe ser recobrado con el permeado determina el volumen que debe ser abastecido y el volumen producido como residual; así, esto afecta los costes de abastecimiento de agua de alimentación y los costes de disposición del rechazo.
- ◆ Los equipos como la categoría dominante de los costes directos de capital. incluyen: (1) El sistema de pre-tratamiento del agua de alimentación; (2) Los módulos de membrana; (3) El sistema RO; (4) Embarque e instalación del sistema y (5) Costes de ingeniería asociados con el diseño del equipo.
- ◆ Los costes de energía son el componente simple mayor en los costes de operación del agua acondicionada. mediante ósmosis inversa. Estos incluyen la consumida por las bombas de pozos del agua de alimentación, bombas de alta presión, sistemas de pre-tratamiento e instrumentación. De lejos el coste de la energía es importante en la mayoría de las instalaciones de bombas a alta presión.
- El proyecto como inversión constituye una sucesión de operaciones de inversión y financiación, donde ésta última juega un papel muy importante, porque al pretender llevarlo a cabo habrá que responder a la pregunta de cómo se va a financiar, y a qué coste, y de que los ingresos que genere permitan atender los pagos, como también que la rentabilidad ofrecida supere otras opciones de inversión, quizás menos arriesgadas.
- La instalación de la membrana ESPA1, cuyo valor capital, VAN, es del orden de 10^6 euros, supera con diferencia las otras opciones; esta rentabilidad real positiva aconseja la realización del Proyecto, que mejora así la rentabilidad del coste de capital de la empresa, del 15 %.
- La instalación ROPRO alcanzó más del 15 % de rentabilidad relativa, que es el coste del capital para la empresa, o sea que en estas condiciones de carecer de financiación, sólo las instalaciones ESPA1 y ROPRO dan una rentabilidad añadida.
- Se recomienda estudiar las instalaciones para condiciones de financiación favorables que permitan mejorar los valores obtenidos
- La financiación, produjo mayores beneficios en la instalación ESPA1, cuyo VAN varió muy poco, pero su TIR sí que lo hizo, y llegó hasta el 79,3 %, con un plazo de recuperación de la inversión inicial de 2 años.
- La CPA2 y la PAC mejoran muy poco sus indicadores con la financiación, y de ellos la CPA2 llega a tener una rentabilidad relativa que supera en 3,5 % la del coste del capital, siendo algo más atractivo ahora ese proyecto.

- En forma general se puede afirmar que con la financiación propuesta 3 de las 4 opciones son rentables, y lo son mucho más al tener en cuentas los beneficios ambientales añadidos para este tipo de instalaciones.
- Sin financiación o con ella, en 3 de las 4 instalaciones el 90 % del total de los costes se reparten muy equitativamente entre costes de capital y de operación y mantenimiento, y solo en la instalación ESPA1 los costes de capital son una cuarta parte del total.
- En la medida que se logre reducir los costes de capital se obtiene una rentabilidad mayor al 15 %.
- Los costes de operación, no marcaron la diferencia para determinar la rentabilidad, y eso a pesar de que la instalación ESPA1 tiene un gran porcentaje en ellos: (62,6 %).
- Se recomienda minimizar al máximo los costes de capital, siempre y cuando las condiciones técnicas de trabajo de las instalaciones garanticen una operación satisfactoria, lo cual implica una óptima combinación de las variables de diseño, y que armonicen con un resultado económico atractivo.
- Como resultado de la investigación realizada se calculó el coste medio del agua, siendo el menor para la instalación ESPA1, con 0,43 euros/m³, que permite esperar una tasa de rentabilidad del 42 %.
- Estimaciones hechas indicaron costes de capital del 30 a 40 % mayores de la ósmosis inversa (RO) respecto al intercambio iónico (IO), pero en costes de operación el IO superó del 30 a 50 % los de RO. Esta relación se hizo para una planta con una capacidad de 2000 m³/día.

- Entre las membranas ensayadas ofrece mayores velocidades de permeación la ESPA1, alcanzando hasta 350 (L/m².h), a 40 bar, y una concentración de alimentación de 0,1 % NaCl, y en las mismas condiciones las CPA2 llega a 80 (L/m².h), y la PAC hasta 55 (L/m².h).
- La variación de la velocidad de permeación con la temperatura del equipo se va reduciendo a medida que la concentración de alimentación es mayor, y por ejemplo, para la ESPA1, a 25 bar, la variación de la pendiente de la relación en mención es de 9 (L/m².h.°C), cuando la concentración de alimentación es de 0,1% NaCl, y luego se va reduciendo hasta 1(L/m².h.°C) cuando la concentración es de 3,0% NaCl.
- Existe una relación de tipo polinómico entre la conductividad y la concentración de cloruro sódico, la cual se delimitó en 3 rangos, que de acuerdo a la conductividad como dato conocido, van de 0 a 400, de 400 a 8000, y de 8000 a 40000 μS/cm. El comportamiento de la concentración sigue estas correlaciones, siendo una descripción válida, especialmente respecto a las retenciones de las membranas.
- Las menores pérdidas de carga son las de la PAC; las de CPA2 son 37.5% mayores, y las de ESPA1 50% más elevadas, respecto de las primeras, y todas con una tendencia polinómica de segundo orden, con el aumento del caudal de alimentación.
- El modelo bajo el principio de solución-difusión, “S.D.”, no considera ningún tipo de acoplamiento entre el flujo del solvente y el soluto; y si no actúan fuerzas externas, los coeficientes fenomenológicos, cuya magnitud determina la relación entre los flujos de varios componentes y fuerzas, serán equivalentes a cero, dando lugar a una ecuación de velocidad de permeación, que es de simple difusión.
- Cuando las diferencias de concentración a través de la membrana no son muy grandes, el término de gradiente de presión no es importante en la S.D., de tal manera que la velocidad de permeación del soluto se puede expresar como equivalente al producto del coeficiente de permeabilidad del soluto, y el gradiente de concentraciones a través de la membrana, siendo esencialmente independiente de la velocidad de permeación del agua y de la presión.
- La determinación de las predicciones de la velocidad de permeación de una solución a través de una membrana, con el mayor grado de aproximación, se logra mediante datos experimentales muy correctos de las velocidades de permeación del agua pura bajo diferentes presiones, que permitan trazar una recta de velocidad de permeación-presión, que se ajuste con un coeficiente “R²”, cercano a la unidad.
- En S.D. los métodos para modelizar la velocidad de permeación del soluto, se relacionó ésta con la retención, (primer método), y con la velocidad de permeación (segundo método), y se encontró en 2 de los 3 casos estudiados, que hay mayor “R²”, con el segundo, hecho que se puede explicar en razón de que en la información de la modelización hay mayoría de datos de concentraciones mayores al 0.1%.

- Para la optimización de la modelización, aplicar la FOU aisladamente no es conveniente, porque no detecta completamente diferencias de valores que no son considerados críticos, como son los de retenciones predichas menores a las reales, sobre las cuales es menos exigente la FOU.
- Los márgenes de variación media entre datos experimentales y los calculados con la modelización por S.D. son del 0.21% para la retención, 17.7% para la velocidad de permeación total, y del 31.5 % para la velocidad de permeación del soluto.
- El modelo basado en el principio de solución-difusión-imperfección, “S.D.I.”, tiene en cuenta no sólo el transporte a través de la membrana por el proceso de solución-difusión, sino el flujo viscoso que ocurre con la presencia de una fuerza externa que se manifiesta por la presión, que actúa en los poros de la membrana, permitiendo una aproximación en la predicción del comportamiento de la ósmosis inversa.
- Según el principio S.D.I en la velocidad de permeación del soluto no sólo va a intervenir el coeficiente de permeación del soluto “B”, y el gradiente de concentraciones que propicia la diferencia de presión transmembrana, sino que también este se produce por los poros de la membrana, dependiendo directamente de “C”, ΔP y c' .
- La retención, de acuerdo con el modelo de S.D.I, va a depender no sólo de la presión efectiva transmembrana, sino de los coeficientes “A”, “B” y “C”, de tal forma que mientras sean menores las relaciones “B/A” y “C/A”, la retención será mayor.
- En S.D.I los resultados dicen que gran parte del permeado va a pasar por la membrana debido a que cada componente de la solución de alimentación se disuelve, y luego se difunde en ella, por las diferencias de concentración y de presión que se crean a ambos lados, y que el flujo viscoso es menor, variando para cada membrana como lo ilustran los resultados.
- Los valores de “R²” que se obtuvo de las correlaciones por los métodos 1 y 2 en S.D.I, para determinar “B” y “C”, fueron en general mayores por el método 2, (con base en la velocidad de permeación del soluto observada), y se comprobó que los coeficientes hallados por éste, eran más afines con el comportamiento que deben tener las membranas de ósmosis inversa.
- La diferencia en el comportamiento de “J_s” con la presión, de esta modelización S.D.I. en comparación a la hecha por principio S.D., se ilustró en las Figuras correspondientes, y se debe al flujo de poros identificado en este modelo, que mostró una variación de “J_s” con la presión.
- La retención tuvo una variación media del 0.17% en las predicciones, y de acuerdo a la FOU, el error apenas si se llega a aproximar al 0.1%. La membrana que alcanzó las mejores predicciones fue la CPA2, con un error del 0.06%.

- En S.D.I. las correlaciones que se basan en la retención y la velocidad de permeación del soluto, experimentales, para modelizar “ J_s ”; son herramientas útiles para acceder a unos coeficientes “B” y “C” en la búsqueda de un buen ajuste. Los indicadores MCU, FOU y ΔJ_s , así lo demuestran.
- Para la velocidad de permeado del soluto, la ecuación en el modelo de poros finos, “P.F.”, sólo se diferencia de la de una membrana altamente porosa por la inserción como divisor, del coeficiente “b”, que equivale a $(1+X_{AM}/X_{AB})$, donde se relaciona los coeficientes de fricción por la interacción del soluto con la membrana y de fricción del soluto con el agua.
- En P.F. La velocidad de permeación según ecuación (8.13), arreglada a partir de la formulación de Merten, permite hacer una aplicación práctica con la ecuación final simplificada en esta investigación, (8.25); en ella el coeficiente “B” condensa características muy importantes de la membrana, tales como su permeabilidad hidrodinámica y su densidad de poros, y características de interacción de la membrana con el fluido y su composición, como es el coeficiente de fricción entre el soluto y la membrana, y densidad molar del fluido.
- La ecuación simplificada de la velocidad de permeación en P.F., permite estimar no sólo el flujo que se produce por solución-difusión, sino también el que se pasa por las imperfecciones de los poros, y además, la reducción de la velocidad de permeación si hay resistencia a permear por parte de la membrana, bloqueo de poros, adsorción, formación de capa de gel, polarización de la concentración, o ensuciamiento.
- Para P.F. en la aplicación de la ecuación de la velocidad de permeación simplificada, si el coeficiente “B” es menor que cero hay permeación no sólo por solución-difusión, sino a través de las imperfecciones de la membrana; cuando “B” es mayor que cero, la permeación es por solución-difusión pero reducida por las resistencias mencionadas antes.
- En la ecuación (8.31), de la velocidad de permeación del soluto del modelo P.F., el término “ c_m ”, de la concentración en la pared de la membrana, zona de alta presión, se calculó de acuerdo a la teoría de la película, introduciendo además un proceso iterativo para la estimación de coeficiente de transferencia de materia para cada concentración y gradiente de presiones.
- En P.F. de la optimización de la velocidad de permeación del soluto por FOU se puede decir que en todas las membranas la permeación de solutos es por solución-difusión, y a través de los pequeños poros; esta última es mayor para la membrana ESPA1, luego la CPA2, y en menor grado la PAC, especialmente a concentraciones del orden del 0.1 %.
- El modelo según el principio de la termodinámica irreversible, “T.I.”, en su ecuación de velocidad de permeación considera este flujo no sólo por solución-difusión, sino además acepta que hay un flujo por las imperfecciones porosas de la

membrana, tal que por medio del coeficiente de reflexión " σ " en esta ecuación, se tiene en cuenta las situaciones que pueden suceder.

- Según el modelo T.I. la velocidad de permeación del soluto se debe al fenómeno de solución-difusión, dependiente del coeficiente de permeabilidad del soluto, " ω ", y del gradiente de concentraciones, más el transporte acoplado por flujo viscoso a través de las imperfecciones porosas de la membrana, que se cuantifica por medio del coeficiente de reflexión " σ ", tal como se explicó en capítulo 9.
- En T.I. el transporte de soluto depende no sólo de " σ ", sino de la velocidad de permeación total, y de la concentración media logarítmica " C_{ln} ", lo cual significa que depende del gradiente de concentraciones y del gradiente de presión efectiva transmembrana.
- De acuerdo a T.I. con los resultados de " σ " y los valores del coeficiente de acoplamiento " L_{12} ", los cuales son menores en todas las membranas a los " L_{11} ", en todos los casos hay imperfecciones porosas; por eso las " J_v " van a ser mayores a las del sólo proceso de solución-difusión.
- Según los valores del coeficiente de reflexión " σ " que se obtuvieron en T.I., es mayor la impermeabilidad al paso de solutos, de la membrana PAC, y el coeficiente " ω ", también es menor en ella, por lo que también el transporte por solución-difusión es menor en comparación a las otras membranas.
- El 99,96 % de caudal con que se alimenta la caldera puede ser utilizado directamente por ella para alimentar turbinas, y el resto del agua debe ser evacuada como agua de purga, para evitar las incrustaciones del calcio sobre las paredes de la caldera.
- En el diseño las diferencias entre los permeados obtenidos con agua dura en comparación a los de baja dureza alcanzaron hasta 0,6 mg/L CaCO_3 , estos permeados son aptos para utilizar en la alimentación de calderas, pero es conveniente un ligero pos-tratamiento complementario de tipo químico, de baja escala.
- Las concentraciones de rechazo en el diseño estuvieron para las 3 membranas todos los casos en el rango de 16 a 120 mg/L CaCO_3 , con diferencias mínimas en ellas.
- Las velocidades de Permeación total de diseño fueron en promedio de 50 y 65 ($\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$) para las membranas PAC y CPA2, o sea que se mantuvieron por debajo de lo recomendado normalmente, excepto para la membrana ESPA1, que es de alta productividad y llegó en promedio a 168 ($\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$).
- El número de pasos de permeación requerido para la instalación de cada membrana fue diferente: mientras la membrana ESPA1 utiliza dos pasos de permeación, la CPA2 tiene 3. Estas diferencias fueron motivadas por las mayores velocidades de permeación de la primera.

- La instalación de la membrana CPA2 es la más sensible a reducir su recuperación cuando se incrementa la concentración de alimentación, y llega a ser menor hasta en un 15% con respecto a las otras 2; este comportamiento indica que tiene una estructura más delicada al paso de solutos y desarrolla muy fácilmente resistencias a la permeación.
- Para la instalación de varias membranas en serie, donde el rechazo de la primera es la alimentación de la segunda y así, un mayor número de pasos de permeación ofrece muy ligeramente una mayor pureza del permeado en el primer paso pero luego aumenta esta concentración, al verse incrementada la de alimentación.
- La retención estuvo en el rango de 99,5 a 99,7 % en las 3 instalaciones, sin que fuese diferente por el grado de dureza del agua de alimentación utilizada.
- La instalación ESPA1 en 2 etapas requiere el triple de elementos que la de una sola, por lo cual se requiere una evaluación económica para determinar sobre ella.
- Se debe decidir para el acondicionamiento de aguas sobre si se aplica un diseño de 2 etapas, o se prefiere de una sola, y hacer un ablandamiento complementario de tipo químico.
- El factor clave en la determinación del coste del tratamiento del agua por ósmosis inversa es la variación inherente a los costes de capital; estos pueden afectarse fácilmente por un factor de escala.
- ◆ El porcentaje del agua de alimentación que debe ser recuperado como permeado determina el volumen que debe ser abastecido y el volumen producido como residual; así, esto afecta los costes de abastecimiento de agua de alimentación y los costes de disposición del rechazo.
- ◆ Los costes de energía son el componente simple mayor en los costes de operación del agua acondicionada mediante ósmosis inversa. Estos incluyen la consumida por las bombas de pozos del agua de alimentación, bombas de alta presión, sistemas de pre-tratamiento e instrumentación. De lejos el coste de la energía es importante en la mayoría de las instalaciones de bombas a alta presión.
- La instalación de la membrana ESPA1, cuyo valor capital, VAN, es del orden de 10^6 euros, supera con diferencia las otras opciones; esta rentabilidad real positiva aconseja la realización del Proyecto, que mejora así la rentabilidad del coste de capital de la empresa, del 15 %.
- En forma general se puede afirmar que con la financiación propuesta 3 de las 4 opciones son rentables, y lo son mucho más al tener en cuentas los beneficios ambientales añadidos para este tipo de instalaciones.
- Sin financiación o con ella, en 3 de las 4 instalaciones diseñadas con una sola etapa el 90 % del total de los costes se reparten muy equitativamente entre costes de

capital y de operación y mantenimiento, y solo en la instalación ESPA1 los costes de capital son una cuarta parte del total.

- Los costes de operación, no marcaron la diferencia para determinar la rentabilidad, y eso a pesar de que la instalación ESPA1 tiene un gran porcentaje en ellos: (62,6 %).
- Como resultado de la investigación realizada se calculó el coste medio del agua, siendo el menor para la instalación ESPA1, con 0,43 euros/m³, que permite esperar una tasa de rentabilidad del 42 %.
- Estimaciones hechas indicaron costes de capital del 30 a 40 % mayores de la ósmosis inversa (RO) respecto al intercambio iónico (IO), pero en costes de operación el IO superó del 30 a 50 % los de RO. Esta relación se hizo para una planta con una capacidad de 2000 m³/día.

- ◆ ALVAREZ, J.R. "Pressure Driven Membrane Process". Department of Chemical and Environmental Engineering, University of Oviedo, Spain, (1999).
- ◆ AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS and AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION. "Water Treatment Plant Design". Second Edition, McGraw Hill Publishing Company (1990)
- ◆ APHA, AWWA, WPCE. Métodos Normalizados para Análisis de Aguas Potables y Residuales. Ediciones Díaz de Santos, S.A, (1992).
- ◆ APTEL, P. "Membrane Pressure Driven Processes in Water Treatment", in J.G. Crespo and K.W. Bodderek (eds)", Kluwer Academic Publishers, Dordrecht, Netherlands (1994)
- ◆ BETZ. Handbook of Industrial Water Conditioning. Boiler Water Systems, (1980).
- ◆ BHATTACHARYA, D., WILLIAMS, M.E. "Reverse Osmosis: Introduction and Definitions and Theory", in W.S. Ho and K.K.Sirkar (eds) "Membrane Handbook". Van Nostrand Reinhold, New York (1992)
- ◆ BHATTACHARYA, D., WILLIAMS, M.E., RAY, R.J. and MCCRAY, S.B. "Reverse Osmosis: Design and Selected Applications", in W.S. Ho and K.K Sirkar (eds), "Membrane Handbook". Van Nostrand Reinhold, New York (1992)
- ◆ BIRD, R.B., Stewart, Linghtfoot, E.N. Transport Phenomena, John Wiley & Sons. (2002)
- ◆ BISCONER, I. "Nanofiltration and Ultrafiltration Filters have similar Looks, different applications. Water Technology, (1998).
- ◆ CADOTEE, J., FOSTERER,, R. PETERSEN, R and STOCKER, T."Nanofiltration Membranes Broaden the use of Membrane Separation Technology", Desalination, Elsevier, Netherlands, p.p.. 77-88 (1988)
- ◆ CARTWRIGHT,, P.S., "Membranes Separations Technology for Industrial Effluent Treatment-A- Review", Desalination, 56, 17-35 (1985)
- ◆ COCA,J, and LUQUE, S. (Eds), "Membrane Applications in the Food & Dairy Industry", (1999).
- ◆ DEEN, W.M. Hindered transport of large molecules in liquid-filled pores, AIChE J., 33 (9), 1409-1425 (1981).
- ◆ DEPARTAMENTOTECNICO DE SETA (Sociedad Española de Tratamiento de Agua). "La Depuración de Vertidos Industriales como Fuente de Ingresos en la Industria", (Quibal), Spain p.p. 33-38, June (1996)

- ◆ DURANCEAU, S.J. “The Future of Membranes”, 21st Century Treatment and Distribution, Journal Awwa, volume 92, issue 2, pp. 70-87 (1996)
- ◆ FARIÑAS I, M. “Osmosis Inversa. Fundamentos, Tecnología y Aplicaciones”. Mc GrawHill, Ente Vasco de la Energía, EVE, e IBERDROLA , Spain, pp. 163-183, (1999)
- ◆ GARCIA O, C.F., ALVAREZ, J.R., LUQUE, S., COCA, J. “Acondicionamiento de aguas para calderas mediante nanofiltración y ósmosis inversa.” III Congreso Iberoamericano de ciencia y tecnología de membranas, Aveiro, Portugal, 2001. Oviedo of University, Spain (2001).
- ◆ GEKAS, V., HALLSTROM, B. “Mass transfer in the membrane concentration polarization layer under turbulent cross flow”; I. Critical literature review and adaptation of existing Sherwood correlations to membrane separations. J.Membrane Sci., 30, 153-170, (1987).
- ◆ GOMEZ, D, COCA, J. y ALVAREZ, JR. “Recuperación de Lignina en un Planta Kraft de Producción de Pasta de Papel Mediante Técnicas con Membranas”, Oviedo of University, Spain (1998).
- ◆ HART, O.O., SQUIRES, R.C., “The Role of Membrane Tecnology in Industrial Water and Wastewater Management”, Desalination, 56, 69-87 (1985)
- ◆ HOWELL, J.A., y NYSTROM, M. “Fouling Phenomena”. School of Chemical Engineering, University of Bath, UK, and Department of Chemical Technology, lappeenranta University of Technology, Finland. (1999).
- ◆ HYDRANAUTICS, Inc., CA, USA. Especificaciones técnicas de membranas CPA2 y ESPA1. (2001).
- ◆ KHEDR, M.G. “Membrane fouling problems in reverse osmosis desalination applications.”.Desalination and Water Reuse, Vol. 10/3, (2000).
- ◆ KULKARNI, S.S., FUNK, E.W and LI, N.N. “Ultrafiltration: Applications and Economics” in Ho, W y Sirkar (eds), “Membrane Handbook”. Van Nostrand Reinhold, New York (1992)
- ◆ KUMAKIRI, I., TSURU, T., NAKAO, S.I. y KIMURA, S. “Reverse Osmosis Performance at High Pressure with High Water Recovery”. Universities of Tokyo and Hiroshima, Journal of Chemical Engineering of Japan, Vol.33, No. 3, pp. 414-419 (2000)
- ◆ LU, H, SWIFT, H.P “Zero discharge desalination”. The University of Texas at El Paso, Desalination and Water Reuse, Vol. 10/3, (2000).

- ◆ LUQUE, S. and ALVAREZ, J.R. “Membrane Applications in the Pulp and Paper Industry”, two case studies, Department of Chemical and Environmental Engineering”, University of Oviedo, Spain (1999).
- ◆ MALLEVIALLE, J., MANNDRA, V., BAUDIN, I., ANSELME, C. “Membrane Filtration in Water Treatment Processes”, Filtech Conference, Karlsruhe, Germany, Vol. 1, (1993)
- ◆ MATTHEUS F.A. Goosen, Shyam S. Sablani; Salha S. Almaskari, Rashid h. Al-Belushi, Mark Wilf. “Effect of feed temperature on permeate flux and mass transfer coefficient in spiral-wound reverse osmosis systems”. Department of Bioresource and Agricultural Engineering Sultan Qaboos University, Muscat, Sultanate of Oman. Elsevier, Desalination 144 (2002) 367-372. Presented at the International Congress on membranes and Membrane Process (ICOM), Toulouse, France, (2002).
- ◆ McCABE L. Warren; Smith C. Julian, Harriott, Peter. “Operaciones Unitarias en Ingeniería Química.” North Carolina state University, and Cornell University. McGraw-Hill, Madrid, (1994).
- ◆ MERTEN, U. “Desalination by Reverse Osmosis”. Massachusetts of Technology, (1966).
- ◆ MULDER, M. “Basic Principles of Membrane Tecnology”. Kluwer Academic Publishers, Dordrecht, (Netherlands) (1991)
- ◆ NOBLE, R.D., STERN, S.A. (eds) “Membrane Separations Tecnology. Principles and Applications”, Elsevier Sci., Amsterdam, Netherlands (1995)
- ◆ NYSTRON, M. “An Interesting New Method for Membrane Separation. Lappeenranta University of Technology, Finland, 5TH Nordic Filtration Symposium, Gothenburg, Sweden (1999)
- ◆ NYSTRON, M.. “Fouling and Modification”. Membrane Tecnology in environmental aplicaciones. Oviedo, (2000).
- ◆ OSADA, Y., NAKAGAWA, T. “Membrane Science and Tecnology”, Marcel Decker, New York (1988)
- ◆ P.C.I. Membranes. P.C.I. Products. Membranes AFC-30 Nanofiltration Membrane and AFC-99 Reverse Osmosis Membrane, (2001).
- ◆ PERRY, M., LINDER, C. “Alternative Separation Processes” in Chemical Engineering Processes, pp. 22-48 a 22-52 (1999)
- ◆ PRIDESA. Especificaciones técnicas membrana PAC-2540 AP. (2001).
- ◆ PRIDESA. Proyectos e Instalaciones de Desalación, S.A. Presentación y Evolución de la Sociedad, (2000).

- ◆ PUSH, W. Measurement techniques of transport through membranes. *Desalination*, 59, 105-198. (1986).
- ◆ RAMAN, L. P., CHERYAN, M., RAJAGOPALAN, N., “Consider Nanofiltration for Membrane Separations”, *Chemical Engineering Program*, March, 68-74 (1994)
- ◆ RAY, R.J. “Reverse Osmosis: Cost Estimates”, in W.S.Ho, W and K.K.Sirkar (eds), “*Membrane Handbook*”. Van Nostrand Reinhold, New York (1992).
- ◆ RIESGO F., P. Análisis, valoración y financiación de proyectos de inversión, Fundación Luis Fernández Velasco, Cicyt, pp 25-51, Llanera, Asturias, (1998).
- ◆ SHYAM S. Sablani; Mattheus F.A. Goosen, Salha S. Almaskari, Rashid h. Al-Belushi, Mark Wilf. “experimental and modeling studies of concentration polarization phenomem in sea water reverse osmosis systems.” *Desalination & Water Reuse*, vol 12/11, pg 38, (2002).
- ◆ SINISGALLI, P.D, MCNUTT, J.L. “Industrial Use of Reverse Osmosis”.*Journal Awwa*, E.E.U.U., pp. 47-51 (1986).
- ◆ SOLTANIETH, M,Gill, W. Review of osmosis membranes and transport models. *Chemical Engineering Communication*, 12, 279-363. (1981).
- ◆ SPIEGLER, K.S., Kedem, O. Thermodynamics of hyperfiltration (reverse osmosis):criteria for efficient membranes. *Desalination* 1, 311-326, (1966).
- ◆ STAVERMAN, A. Theory of measurement of osmotic pressure. *Rec. Trav. Chim.*, 70, 344-352 (1951).
- ◆ STORK, F.B.V. Nanofiltration Membrane NX 4505, (1997).
- ◆ STRATHMANN, H., “Membrane Separation Processes”, *J.Memb.Sci.*, 9, 121-189 (1981)
- ◆ SONG, L. “Thermodynamic modeling of solute transport through reverse osmosis membrane”. (2000).
- ◆ TING-HUI, L., “The Application of Membranes in Environmental Protection”, *Desalination*, 62, 149-164 (1987).

15.1. DISEÑO ESPA1

TABLA 15.1

Datos Generales de la Instalación de Acondicionamiento de Aguas
Membrana ESPA1

Sección Elemento (m ²)	Sección Tubo (m ²)	Area P ¹ Elemento (m ²)	Area P ¹ Tubo (m ²)	q _e Elemento (m ³ /h)	V ₀ Elemento (m/seg)	Presión Entrada (bar)	Elementos x Tubo (n _e)
1.3E-4	1.3E-4	2,50	5,0	2,36	5,04	25	2

¹ De permeación.

TABLA 15.2

Hidrodinámica de la Instalación de Acondicionamiento de Aguas
Membrana ESPA1

Pasos	Tipo Agua	c _f (mg/L)	Rec* (m ³ /h)	J _{vim} (L/m ² h)	nt _i	A _{tpi} (m ²)	V _i (m/sg)	q _{ei} (m ³ /h)	Q _{ti} (m ³ /h)
1	Dura	102	60	180,3	66	330	6,48	3,03	3,03
2		110					5,48	2,57	2,57
1	Media	35	60	180,5	66	330	6,48	3,03	3,03
2		38					5,48	2,57	2,57
1	Baja	15	60	180,9	66	330	6,48	3,03	3,03
2		16					5,48	2,57	2,57

* caudal a recuperar (30%) de 200 m³/h ; + Paso de permeación simple.

TABLA 15.3

Pérdidas de carga superficiales - Instalación de Acondicionamiento de Aguas
Membrana ESPA1

Pasos	Tipo Agua	q _{ei} (m ³ /h)	h _{fi} (kgf/cm ²)	P _{ei} (kgf/cm ²)	P _{si} (kgf/cm ²)	P _{mi} (kgf/cm ²)
1	Dura	3,03	1,6	25,5	23,8	24,7
2		2,56	1,4	23,8	22,4	23,1
1	Media	3,03	1,6	25,5	23,8	24,7
2		2,56	1,4	23,8	22,4	23,1
1	Baja	3,03	1,6	25,5	23,8	24,7
2		2,56	1,4	23,8	22,4	23,1

TABLA 15.4

Permeados Totales que se Obtienen por Elemento, Instalación Membrana ESPA1

Pasos	Tipo Agua	$\Delta\pi_i^*$ (bar)	J_{vi} (in) (L/m ² .h)	J_{vi} (fn) (L/m ² .h)	Q_{pei} (m ³ /h)	ΣQ_{ti} (m ³ /h)
	Dura	5,0E-2	186,1	186,1	0,47	
		5,5E-2	174,4	174,4	0,44	60,06
	Media	1,7E-2	186,3	181,3	0,47	
		1,9E-2	174,6	174,6	0,44	60,06
	Baja	7,4E-3	186,4	186,4	0,47	
		8,1E-3	174,7	174,7	0,44	60,06

* Temperatura del agua de 20 °C.

TABLA 15.5Concentraciones de Calcio en Permeados y Velocidades de Permeación del Solute
Instalación de Acondicionamiento de Aguas - Membrana ESPA1

Pasos	Tipo Agua	c_{si} (in) (mg/L)	c_{si} (fn) (mg/L)	c_{si} (med) (mg/L)	J_{si} (in) (mg/L.m ²)	J_{si} (fn) (mg/L.m ²)	J_{mi} (med ln)* (mg/L.m ²)
1	Dura	0,56	0,66	0,61	89,0	89,0	89,0
2		0,62	0,75	0,68	97,0	97,0	97,0
1	Media	0,19	0,23	0,21	31,0	31,0	31,0
2		0,21	0,26	0,23	33,0	33,0	33,0
1	Baja	0,08	0,10	0,09	13,0	13,0	13,0
2		0,09	0,10	0,10	14,0	14,0	14,0

* Media ln

TABLA 15.6

Rechazos y Retenciones en la Instalación, Membrana ESPA1

Pasos	Tipo Agua	C _{ri} (in) (mg/L)	C _{ri} (fn) (mg/L)	C _{ri} (med) (mg/L)	Q _{ri} (m ³ /h)	R _i (%)
1	Dura	102,0	120,0	111,0	2,6	99,45
2		110,0	130,0	120,0	2,1	99,44
1	Media	35,0	41,0	38,0	2,6	99,45
2		38,0	46,0	42,0	2,1	99,44
1	Baja	15,0	18,0	17,0	2,6	99,45
2		16,0	20,0	18,0	2,1	99,44

15.2 DISEÑO CPA2

TABLA 15.7

Datos Generales de la Instalación de Acondicionamiento de Agua Membrana CPA2

Sección Elemento (m ²)	Sección Tubo (m ²)	Area P ¹ Elemento (m ²)	Area P ¹ Tubo (m ²)	q _e Elemento (m ³ /h)	V ₀ Elemento (m/seg)	Presión Entrada (bar)	Elementos x Tubo (n _e)
1.3E-4	1.3E-4	2,50	7,50	1,68	3,60	27	3

TABLA 15.8

Hidrodinámica de la Instalación de Acondicionamiento de Aguas Membrana CPA2

Pasos	Tipo Agua	c _f (mg/L)	Rec* (m ³ /h)	J _{vim} (L/m ² h)	nt _i	A _{tpi} (m ²)	V _i (m/sg)	q _{ei} (m ³ /h)	Q _{mi} (m ³ /h)
1	Dura	102	60	64,5	123	330	3,47	1,62	1,62
2 ⁺		110					3,11	1,45	1,45
3 ⁺⁺		110						2,76	1,29
1	Media	35	60	64,8	123	330	3,24	1,62	1,62
2 ⁺		37					2,90	1,45	1,45
3 ⁺⁺		39						2,58	1,29
1	Baja	15	60	64,9	123	330	3,24	1,62	1,62
2 ⁺		16					2,90	1,45	1,45
3 ⁺⁺		17						2,58	1,29

* caudal a recuperar (30%) de 200 m³/h en 2 etapas; + Recibe rechazo de etapa 1. ++ recibe rechazo de paso 2.

TABLA 15.9

Pérdidas de carga superficiales de la Instalación de Acondicionamiento de Aguas con la Membrana CPA2

Pasos	Tipo Agua	q_{ei} (m^3/h)	h_{fi} (kgf/cm^2)	P_{ei} (kgf/cm^2)	P_{si} (kgf/cm^2)	P_{mi} (kgf/cm^2)
1	Dura	1,62	1,0	26,5	25,5	26,0
2 ⁺		1,45	0,9	25,5	24,6	25,1
3 ⁺⁺		1,29	0,8	24,6	23,8	24,2
1	Media	1,62	1,0	26,5	25,5	26,0
2 ⁺		1,45	0,9	25,5	24,6	25,1
3 ⁺⁺		1,29	0,8	24,6	23,8	24,2
1	Baja	1,62	1,0	26,5	25,5	26,0
2 ⁺		1,45	0,9	25,5	24,6	25,1
3 ⁺⁺		1,29	0,8	24,6	23,8	24,2

+ Recibe rechazo de paso 1.

TABLA 15.10

Permeados totales que se obtienen de la Instalación de Acondicionamiento de Aguas con la Membrana CPA2

Pasos	Tipo Agua	$\Delta\pi_i^*$ (bar)	J_{vi} (in) ($L/m^2.h$)	J_{vi} (fn) ($L/m^2.h$)	Q_{pei} (m^3/h)	ΣQ_{pti} (m^3/h)
1	Dura	5,0E-2	66,9	66,9	0,17	
2 ⁺		5,3E-2	64,4	64,4	0,16	
3 ⁺⁺		5,6E-2	56,0	62,2	0,16	60,27
1	Media	1,7E-2	67,2	67,2	0,17	
2 ⁺		1,8E-2	64,7	64,9	0,16	
3 ⁺⁺		1,9E-2	62,5	62,6	0,16	60,27
1	Baja	7,4E-3	66,3	66,3	0,17	
2 ⁺		7,8E-3	62,3	62,3	0,16	
3 ⁺⁺		8,3E-3	59,1	59,1	0,16	60,27

* Temperatura del agua de 20 °C. + Recibe rechazo de etapa 1.

TABLA 15.11

Concentraciones de CaCO₃ en Permeados y Velocidades de Permeación del Soluta
Instalación de Acondicionamiento de Aguas - Membrana CPA2

Pasos	Tipo Agua	c _{si}	c _{si}	c _{si}	J _{si}	J _{si}	J _{mi}
		(in) (mg/L)	(fn) (mg/L)	(med) (mg/L)	(in) (mg/L.m ²)	(fn) (mg/L.m ²)	(med) (mg/L.m ²)
1	Dura	0,51	0,56	0,53	42,0	42,0	42,0
2 ⁺		0,56	0,63	0,60	44,0	44,0	44,0
3 ⁺⁺		0,62	0,71	0,67	47,0	47,0	47,0
1	Media	0,17	0,19	0,18	14,0	14,0	14,0
2 ⁺		0,18	0,20	0,19	15,0	15,0	15,0
3 ⁺⁺		0,19	0,22	0,20	16,0	16,0	16,0
1	Baja	0,07	0,08	0,08	6,1	6,1	6,1
2 ⁺		0,08	0,09	0,09	6,5	6,5	6,5
3 ⁺⁺		0,09	0,10	0,09	6,9	6,9	6,9

+ Recibe rechazo de paso 1.

TABLA 15.12

Rechazos y Retenciones que se obtienen de la Instalación de Acondicionamiento de
Aguas con la Membrana CPA2

Pasos	Tipo Agua	C _{ri}	C _{ri}	C _{ri}	Q _{ri}	R _i
		(in) (mol/L)	(fn) (mol/L)	(med) (mol/L)	(m ³ /h)	(%)
1	Dura	102,0	108,0	105,0	1,5	99,50
2 ⁺		108,0	115,0	112,0	1,3	99,48
3 ⁺⁺		115,0	130,0	123,0	1,1	99,46
1	Media	35,0	39,0	37,0	1,5	99,51
2 ⁺		38,0	42,0	40,0	1,3	99,48
3 ⁺⁺		39,0	45,0	42,0	1,1	99,46
1	Baja	15,0	17,0	16,0	1,5	99,51
2 ⁺		16,0	18,0	17,0	1,3	99,48
3 ⁺⁺		17,0	19,0	18,0	1,1	99,46

+ Recibe rechazo de paso 1.

15.3. DISEÑO PAC

Datos Generales para el Diseño de la Instalación, Membrana PAC

TABLA 15.13

Sección Elemento (m ²)	Sección Tubo (m ²)	Area P ¹ Elemento (m ²)	Area P ¹ Tubo (m ²)	q _e Elemento (m ³ /h)	V ₀ Elemento (m/seg)	Presión Entrada (bar)	Elementos x Tubo (n _e)
1.3E-4	1.3E-4	2,50	7,50	1,91	4,12	37	3

TABLA 15.14

Hidrodinámica de la Instalación, Membrana PAC

Pasos	Tipo Agua	c _f (mg/L)	Rec* (m ³ /h)	J _{vim} (L/m ² h)	nt _i	A _{tpi} (m ²)	V _i (m/sg)	q _{ei} (m ³ /h)	Q _{ti} (m ³ /h)
1	Dura	102	60	50,3	153	1147,5	2,79	1,31	1,31
2 ⁺		110					2,52	1,18	1,18
3 ⁺⁺		110					2,25	1,05	1,05
1	Media	35	60	50,4	153	1147,5	2,79	1,31	1,31
2 ⁺		37					2,52	1,18	1,18
3 ⁺⁺		39					2,25	1,05	1,05
1	Baja	15	60	50,4	153	1147,5	2,79	1,31	1,31
2 ⁺		16					2,52	1,18	1,18
3 ⁺⁺		17					2,25	1,05	1,05

* caudal a recuperar (30%) de 200 m³/h en 2 etapas; + Recibe rechazo de paso 1.

TABLA 15.15

Pérdidas de carga superficiales de la Instalación de Acondicionamiento de Aguas Membrana PAC

Pasos	Tipo Agua	q_{ei} (m ³ /h)	h_{fi} (kgf/cm ²)	P_{ei} (kgf/cm ²)	P_{si} (kgf/cm ²)	P_{mi} (kgf/cm ²)
1	Dura	1,31	0,8	37,7	36,9	37,3
2 ⁺		1,18	0,7	36,9	36,1	36,5
3 ⁺⁺		1,05	0,7	36,1	35,5	35,8
1	Media	1,31	0,8	37,7	36,9	37,3
2 ⁺		1,18	0,7	36,9	36,1	36,5
3 ⁺⁺		1,05	0,7	36,1	35,5	35,8
1	Baja	1,31	0,8	37,7	36,9	37,3
2 ⁺		1,18	0,7	36,9	36,1	36,5
3 ⁺⁺		1,05	0,7	36,1	35,5	35,8

+ Recibe rechazo de paso 1.

TABLA 15.16

Permeados totales que se obtienen de la Instalación de Acondicionamiento de Aguas con la Membrana PAC

Pasos	Tipo Agua	$\Delta\pi_i^*$ (bar)	J_{vi} (in) (L/m ² .h)	J_{vi} (fn) (L/m ² .h)	Q_p (m ³ /h)	ΣQ_p (m ³ /h)
1	Dura	5,0E-2	51,4	51,4	0,13	58,14
2 ⁺		5,3E-2	50,3	50,3	0,13	
3 ⁺⁺		5,6E-3	49,3	49,3	0,12	
1	Media	1,7E-2	51,4	51,4	0,13	58,14
2 ⁺		1,8E-2	50,3	50,3	0,13	
3 ⁺⁺		1,9E-2	49,3	49,3	0,12	
1	Baja	7,4E-3	51,4	51,4	0,13	58,14
2 ⁺		7,8E-3	50,3	50,3	0,13	
3 ⁺⁺		8,3E-3	49,3	49,3	0,12	

* Temperatura del agua de 20 °C. + Recibe rechazo de paso 1.

TABLA 15.17

Velocidades de Permeación del soluto que se obtienen de la Instalación de Acondicionamiento de Aguas con la Membrana PAC

Pasos	Tipo Agua	c_{si}	C_{si}	c_{si}	J_{si}	J_{si}	J_{mi}
		(in) (mg/L)	(fn) (mg/L)	(med) (mg/L)	(in) (mg/L.m ²)	(fn) (mg/L.m ²)	(med Ln) (mg/L.m ²)
1	Dura	0,33	0,36	0,34	16,0	16,0	16,0
2 ⁺		0,36	0,40	0,38	17,0	17,0	17,0
3 ⁺⁺		0,39	0,44	0,41	18,0	18,0	18,0
1	Media	0,11	0,12	0,12	5,6	5,6	5,6
2 ⁺		0,12	0,14	0,13	5,9	5,9	5,9
3 ⁺⁺		0,13	0,15	0,14	6,3	6,3	6,3
1	Baja	0,05	0,05	0,05	2,4	2,4	2,4
2 ⁺		0,05	0,06	0,06	2,5	2,5	2,5
3 ⁺⁺		0,06	0,06	0,06	2,7	2,7	2,7

+ Recibe rechazo de etapa 1. ++ Recibe rechazo de paso 2

TABLA 15.18

Rechazos y Retenciones en la Instalación de Acondicionamiento de Aguas Membrana PAC

Pasos	Tipo Agua	C_{ri}	C_{ri}	C_{ri}	Q_{ri}	R_i
		(in) (mg/L)	(fn) (mg/L)	(med) (mg/L)	(m ³ /h)	(%)
1	Dura	102,0	113,0	108,0	1,2	99,68
2 ⁺		108,0	120,0	114,0	1,1	99,67
3 ⁺⁺		114,0	129,0	117,0	0,9	99,66
1	Media	35,0	38,8	37,0	1,2	99,68
2 ⁺		36,9	41,3	39,0	1,1	99,67
3 ⁺⁺		39,1	44,3	42,0	0,9	99,66
1	Baja	15,0	17,0	16,0	1,2	99,68
2 ⁺		15,8	18,0	17,0	1,1	99,67
3 ⁺⁺		16,8	19,0	18,0	0,9	99,66

+ Recibe rechazo de etapa 1. ++ Recibe rechazo de paso 2

15.4. DISEÑO ESPA1 EN DOS ETAPAS

TABLA 15.19

Datos Generales de la Instalación de Acondicionamiento de Aguas
Membrana ESPA1 dos Etapas

Sección Elemento (m ²)	Sección Tubo (m ²)	Area P ¹ Elemento (m ²)	Area P ¹ Tubo (m ²)	q _e Elemento (m ³ /h)	V ₀ Elemento (m/seg)	Presión Entrada (bar)	Elementos x Tubo (n _e)
1.3E-4	1.3E-4	2,50	5,0	2,36	5,04	25	2

¹ De permeación.

TABLA 15.20

Hidrodinámica de la Instalación de Acondicionamiento de Aguas
Membrana ESPA1 dos Etapas

Pasos ⁺	Tipo Agua	c _f (mg/L)	Rec [*] (m ³ /h)	J _{vim} (L/m ² h)	nt _i	A _{tpi} (m ²)	V _i (m/sg)	q _{ei} (m ³ /h)	Q _{ti} (m ³ /h)
1.1	Dura	102	120	186,0	130	650	3,28	1,54	1,54
1.2		110					2,27	1,06	1,06
2.1			60	184,5	65	325	3,99	1,87	1,87
2.2							2,98	1,40	1,40
1.1	Media	35	120	186,0	130	650	3,28	1,54	1,54
1.2		42					2,27	1,06	1,06
2.1			60	184,5	65	325	3,99	1,87	1,87
2.2							47	2,98	1,40
1.1	Baja	15	120	186,0	130	650	3,28	1,54	1,54
1.2		18					2,27	1,06	1,06
2.1			60	184,5	65	325	3,99	1,87	1,87
2.2							20	2,98	1,40

* caudal final a recuperar (30%) de 200 m³/h en 2 etapas. + Pasos de permeación simple de 2 etapas, con 2 pasos c/etapa.

TABLA 15.21

Pérdidas de carga superficiales - Instalación de Acondicionamiento de Aguas
Membrana ESPA1 dos Etapas

Pasos	Tipo Agua	q_{ei} (m ³ /h)	h_{fi} (kgf/cm ²)	P_{ei} (kgf/cm ²)	P_{si} (kgf/cm ²)	P_{mi} (kgf/cm ²)
1.1	Dura	1,54	1,0	25,5	24,5	25,0
1.2		1,06	0,7	24,5	23,8	24,2
2.1		1,87	1,1	25,5	24,3	24,9
2.2		1,40	0,9	24,3	23,5	23,9
1.1	Media	1,54	1,0	25,5	24,5	25,0
1.2		1,06	0,7	24,5	23,8	24,2
2.1		1,87	1,1	25,5	24,3	24,9
2.2		1,40	0,9	24,3	23,5	23,9
1.1	Baja	1,54	1,0	25,5	24,5	25,0
1.2		1,06	0,7	24,5	23,8	24,2
2.1		1,87	1,1	25,5	24,3	24,9
2.2		1,40	0,9	24,3	23,5	23,9

TABLA 15.22

Permeados Totales por Elemento, Instalación Membrana ESPA1 dos Etapas

Pasos	Tipo Agua	$\Delta\pi_i^*$ (bar)	J_{vi} (in) (L/m ² .h)	J_{vi} (fn) (L/m ² .h)	Q_{pei} (m ³ /h)	ΣQ_{ti} (m ³ /h)
1.1	Dura	5,0E-5	189,1	189,1	0,47	0
1.2		6,1E-5	182,9	182,9	0,46	0
2.1		5,8E-5	188,3	188,3	0,47	30,54
2.2		6,7E-7	180,7	180,7	0,45	59,84
1.1	Media	1,7E-5	189,0	189,1	0,47	0
1.2		2,1E-5	182,8	182,8	0,46	0
2.1		2,0E-7	188,3	188,3	0,47	30,54
2.2		2,3E-7	180,7	180,7	0,45	59,84
1.1	Baja	7,4E-6	189,0	189,0	0,47	0
1.2		8,9E-6	182,8	182,8	0,46	0
2.1		8,6E-8	188,3	188,3	0,47	30,54
2.2		9,9E-8	180,7	180,7	0,45	59,84

* Temperatura del agua de 20 °C.

TABLA 15.23

Concentraciones de Calcio en Permeados y Velocidades de Permeación del Soluta
Instalación - Membrana ESPA1 dos Etapas

Pasos	Tipo Agua	C_{si}	C_{si}	C_{si}	J_{si}	J_{si}	J_{mi}
		(in) (mg/L)	(fn) (mg/L)	(med) (mg/L)	(in) (mg/L.m ²)	(fn) (mg/L.m ²)	(med ln) [*] (mg/L.m ²)
1.1	Dura	0,550	0,800	0,676	89,00	89,00	89,00
1.2		0,680	1,200	0,929	110,00	110,00	110,00
2.1		0,006	0,009	0,007	1,00	1,00	1,00
2.2		0,008	0,011	0,009	1,20	1,20	1,20
1.1	Media	0,190	0,270	0,232	31,00	31,00	31,00
1.2		0,230	0,410	0,319	37,00	37,00	37,00
2.1		0,002	0,003	0,003	0,35	0,35	0,35
2.2		0,003	0,004	0,003	0,41	0,41	0,41
1.1	Baja	0,081	0,120	0,099	13,00	13,00	13,00
1.2		0,099	0,170	0,137	16,00	16,00	16,00
2.1		0,001	0,001	0,001	0,15	0,15	0,15
2.2		0,001	0,002	0,001	0,18	0,18	0,18

* Media ln

TABLA 15.24

Rechazos y Retenciones en la Instalación, Membrana ESPA1 dos Etapas

Pasos	Tipo Agua	C_{ri}	C_{ri}	C_{ri}	Q_{ri}	R_i
		(in) (mg/L)	(fn) (mg/L)	(med) (mg/L)	(m ³ /h)	(%)
1.1	Dura	102,00	150,00	125,00	1,1	99,46
1.2		120,00	220,00	160,00	0,6	99,45
2.1		1,20	1,60	1,40	1,4	99,46
2.2		1,40	2,00	1,70	0,9	99,45
1.1	Media	35,00	50,00	42,00	1,1	99,46
1.2		42,00	74,00	57,00	0,6	99,45
2.1		0,41	0,54	0,47	1,4	99,46
2.2		0,47	0,69	0,57	0,9	99,45
1.1	Baja	15,00	22,00	18,00	1,1	99,46
1.2		18,0	32,00	24,00	0,6	99,45
2.1		0,17	0,23	0,20	1,4	99,46
2.2		0,20	0,30	0,25	0,9	99,45

16.1. EVALUACION ECONOMICA ESPA1

Tabla 16.1

Flujo de Caja Instalación ESPA1, sin Financiación

Año	Inv. I ¹	Edif. ¹	Perso ²	Opera ⁴	Des. Ttl ⁺	Ingreso ⁵	Flujo N	m ³ /año	ε/m ³
0	704032	9600	14000	0	727632	0	-727632	0	
1	0	9600	14000	127715	151315	463751	312435	478093	0,32
2	0	9600	14000	127715	151315	463751	312435	478093	0,32
3	0	9600	14000	127715	151315	463751	312435	478093	0,32
4	0	9600	14000	127715	151315	463751	312435	478093	0,32
5	33002	9600	14000	127715	184317	463751	279434	478093	0,39
6	0	9600	14000	127715	151315	463751	312435	478093	0,32
7	0	9600	14000	127715	151315	463751	312435	478093	0,32
8	0	9600	14000	127715	151315	463751	312435	478093	0,32
9	0	9600	14000	127715	151315	463751	312435	478093	0,32
10	33002	9600	14000	127715	184317	463751	279434	478093	0,39
11	0	9600	14000	127715	151315	463751	312435	478093	0,32
12	0	9600	14000	127715	151315	463751	312435	478093	0,32
13	0	9600	14000	127715	151315	463751	312435	478093	0,32
14	0	9600	14000	127715	151315	463751	312435	478093	0,32
15	0	9600	14000	127715	151315	463751	312435	478093	0,32
Total	770035	153600	224000	1915729	3063364	6956259	3892895	7171401	0,43
%/ Tc	25,1	5,0	7,3	62,5	100,0	227,1			

*:Inversión inicial; 1: Costes edificio; 2: Personal de Planta; 4: Operación y mantenimiento; 5: Ingresos del proyecto + Desembolso total

Tabla 16.2

Flujo de Caja Instalación ESPA1, Financiación del 5 %

Año Inv.	Amt. ^B	Amr ¹	Amr ²	Amr ³	Operat ⁵	Des TI ⁶	Ingreso	Flujo N	m ³ /año	ε/m ³	
0	242010	0	0	0	0	23600	265610	0	-265610	0	
1		101380	5336	0	0	151315	258031	463751	205720	478093	0,54
2		101380	5336	0	0	151315	258031	463751	205720	478093	0,54
3		101380	5336	0	0	151315	258031	463751	205720	478093	0,54
4		101380	5336	0	0	151315	258031	463751	205720	478093	0,54
5	9900	101380	5336	0	0	151315	267931	463751	195819	478093	0,56
6		0	0	5336	0	151315	156651	463751	307100	478093	0,33
7		0	0	5336	0	151315	156651	463751	307100	478093	0,33
8		0	0	5336	0	151315	156651	463751	307100	478093	0,33
9		0	0	5336	0	151315	156651	463751	307100	478093	0,33
10	9900	0	0	5336	0	151315	166551	463751	297199	478093	0,35
11		0	0	0	5336	151315	156651	463751	307100	478093	0,33
12		0	0	0	5336	151315	156651	463751	307100	478093	0,33
13		0	0	0	5336	151315	156651	463751	307100	478093	0,33
14		0	0	0	5336	151315	156651	463751	307100	478093	0,33
15		0	0	0	5336	151315	156651	463751	307100	478093	0,33
Ttl	261811	506899	26679	26679	26679	2293329	3142074	6956259		7171401	0,44
%/ Inv. Total					27,0	73,0	100,0	221,4			

* Amortización bomba; 1: Amortización membrana; 2: Amortización sustitución membranas; 3: Amortización sustitución membrana; 4: Costes de personal; 5: Operación total y mantenimiento; 6: Desembolso total.

16.2. EVALUACION ECONOMICA CPA2

Tabla 16.3

Flujo de Caja, Instalación CPA2, sin Financiación

Año	Inv. I ¹	Edif. ¹	Perso ²	Opera ⁴	Des. Ttl ⁺	Ingreso ⁵	Flujo N	m ³ /año	€/m ³
0	1894089	9600	14000	0	1917689	0	-2E+06	0	
1	0	9600	14000	131539	155139	466337	311198	480760	
2	0	9600	14000	131539	155139	466337	311198	480760	
3	0	9600	14000	131539	155139	466337	311198	480760	
4	0	9600	14000	131539	155139	466337	311198	480760	
5	92504,5	9600	14000	131539	247644	466337	218694	480760	
6	0	9600	14000	131539	155139	466337	311198	480760	
7	0	9600	14000	131539	155139	466337	311198	480760	
8	0	9600	14000	131539	155139	466337	311198	480760	
9	0	9600	14000	131539	155139	466337	311198	480760	
10	92504,5	9600	14000	131539	247644	466337	218694	480760	
11	0	9600	14000	131539	155139	466337	311198	480760	
12	0	9600	14000	131539	155139	466337	311198	480760	
13	0	9600	14000	131539	155139	466337	311198	480760	
14	0	9600	14000	131539	155139	466337	311198	480760	
15	0	9600	14000	131539	155139	466337	311198	480760	
TOTAL	2079098	153600	224000	1973086	4429784	7E+06	3E+06	7211400	0,61
%/ Total	46,9	3,5	5,1	44,5	100,0	157,9			

*:Inversión inicial; 1: Costes edificio; 2: Personal de Planta; 4: Operación y mantenimiento; 5: Ingresos del proyecto
+Desembolso total

Tabla 16.4

Flujo de Caja Instalación CPA2, Financiación del 5 %

Año	Inv.	Amt. ^b	Amr ¹	Amr ²	Amr ³	Operat ⁵	Des Tl ⁶	Ingreso	Flujo N	m ³ /año	€/m ³
0	599027		0	0	0	0	23600	622627	0	-622627	0
1		284170	14956	0	0	155139	454266	466337	12071,3	480760	0,94
2		284170	14956	0	0	155139	454266	466337	12071,3	480760	0,94
3		284170	14956	0	0	155139	454266	466337	12071,3	480760	0,94
4		284170	14956	0	0	155139	454266	466337	12071,3	480760	0,94
5	27751	284170	14956	0	0	155139	482017	466337	-15680	480760	1,00
6		0	0	14956	0	155139	170095	466337	296242	480760	0,35
7		0	0	14956	0	155139	170095	466337	296242	480760	0,35
8		0	0	14956	0	155139	170095	466337	296242	480760	0,35
9		0	0	14956	0	155139	170095	466337	296242	480760	0,35
10	27751	0	0	14956	0	155139	197847	466337	268490	480760	0,41
11		0	0	0	14956	155139	170095	466337	296242	480760	0,35
12		0	0	0	14956	155139	170095	466337	296242	480760	0,35
13		0	0	0	14956	155139	170095	466337	296242	480760	0,35
14		0	0	0	14956	155139	170095	466337	296242	480760	0,35
15		0	0	0	14956	155139	170095	466337	296242	480760	0,35
Ttl	654529	1420852	74782	74782	74782	2350686	4650413	6995058		7211400	0,64
%/Inv. Total						49,5	50,5	100,0	150,4		

* Amortización bomba; 1: Amortización membrana; 2: Amortización sustitución membranas; 3: Amortización sustitución membrana; 4: Costes de personal; 5: Operación total y mantenimiento; 6: Desembolso total.

16.3. EVALUACION ECONOMICA PAC

Tabla 16.5

Flujo de Caja, Instalación PAC, sin Financiación

Año	Inv. I.	Edif. ¹	Perso ²	Opera ⁴	Des. Ttl ⁺	Ingreso ⁵	Flujo N	m ³ /año	€/m ³
0	2339000	9600	14000	0	2362600	0	-2362600	0	
1	0	9600	14000	173601	197201	450020	252818,7	463938	
2	0	9600	14000	173601	197201	450020	252818,7	463938	
3	0	9600	14000	173601	197201	450020	252818,7	463938	
4	0	9600	14000	173601	197201	450020	252818,7	463938	
5	114750	9600	14000	173601	311951	450020	138068,7	463938	
6	0	9600	14000	173601	197201	450020	252818,7	463938	
7	0	9600	14000	173601	197201	450020	252818,7	463938	
8	0	9600	14000	173601	197201	450020	252818,7	463938	
9	0	9600	14000	173601	197201	450020	252818,7	463938	
10	114750	9600	14000	173601	311951	450020	138068,7	463938	
11	0	9600	14000	173601	197201	450020	252818,7	463938	
12	0	9600	14000	173601	197201	450020	252818,7	463938	
13	0	9600	14000	173601	197201	450020	252818,7	463938	
14	0	9600	14000	173601	197201	450020	252818,7	463938	
15	0	9600	14000	173601	197201	450020	252818,7	463938	
Total	2568500	153600	224000	2604014	5550114	6750295	1200181	6959067	0,80
%/ Total	46,3	2,8	4,0	46,9	100,0	121,6			

*:Inversión inicial; 1: Costes edificio; 2: Personal de Planta; 4: Operación y mantenimiento; 5: Ingresos del proyecto
+Desembolso total

Tabla 16.6

Flujo de Caja Instalación PAC, Financiación del 5 %

Año	Inv.	Amt. ^B	Amr ¹	Amr ²	Amr ³	Operat ⁵	Des Tl ⁶	Ingreso	Flujo N	m ³ /año	€/m ³
1		352508	18553	0	0	197201	568262	450020	-118242	463938	1,22
2		352508	18553	0	0	197201	568262	450020	-118242	463938	1,22
3		352508	18553	0	0	197201	568262	450020	-118242	463938	1,22
4		352508	18553	0	0	197201	568262	450020	-118242	463938	1,22
5	34425	352508	18553	0	0	197201	602687	450020	-152667	463938	1,30
6		0	0	18553	0	197201	215754	450020	234266	463938	0,47
7		0	0	18553	0	197201	215754	450020	234266	463938	0,47
8		0	0	18553	0	197201	215754	450020	234266	463938	0,47
9		0	0	18553	0	197201	215754	450020	234266	463938	0,47
10	34425	0	0	18553	0	197201	250179	450020	199841	463938	0,54
11		0	0	0	18553	197201	215754	450020	234266	463938	0,47
12		0	0	0	18553	197201	215754	450020	234266	463938	0,47
13		0	0	0	18553	197201	215754	450020	234266	463938	0,47
14		0	0	0	18553	197201	215754	450020	234266	463938	0,47
15		0	0	0	18553	197201	215754	450020	234266	463938	0,47
Ttl	801350	1762540	92765	92765	92765	2981614	5823800	6750295		6959067	0,84
%/Inv. Total					48,8	51,2	100,0	115,9			

* Amortización bomba; 1: Amortización membrana; 2: Amortización sustitución membranas; 3: Amortización sustitución membrana; 4: Costes de personal; 5: Operación total y mantenimiento; 6: Desembolso total.

16.4. EVALUACION ECONOMICA ROPRO

Tabla 16.7

Flujo de Caja Instalación ROPRO, sin Financiación

Año	Inv. I ¹	Edif. ¹	Perso ²	Opera ⁴	Des. Ttl ⁺	Ingreso ⁵	Flujo N	m ³ /año	ε/m ³
0	1754000	9600	14000	0	2E+06	0	-1777600	0	
1	0	9600	14000	116435	140035	466177,635	326142,635	480595,5	0,29
2	0	9600	14000	116435	140035	466177,635	326142,635	480595,5	0,29
3	0	9600	14000	116435	140035	466177,635	326142,635	480595,5	0,29
4	0	9600	14000	116435	140035	466177,635	326142,635	480595,5	0,29
5	85500	9600	14000	116435	225535	466177,635	240642,635	480595,5	0,47
6	0	9600	14000	116435	140035	466177,635	326142,635	480595,5	0,29
7	0	9600	14000	116435	140035	466177,635	326142,635	480595,5	0,29
8	0	9600	14000	116435	140035	466177,635	326142,635	480595,5	0,29
9	0	9600	14000	116435	140035	466177,635	326142,635	480595,5	0,29
10	85500	9600	14000	116435	225535	466177,635	240642,635	480595,5	0,47
11	0	9600	14000	116435	140035	466177,635	326142,635	480595,5	0,29
12	0	9600	14000	116435	140035	466177,635	326142,635	480595,5	0,29
13	0	9600	14000	116435	140035	466177,635	326142,635	480595,5	0,29
14	0	9600	14000	116435	140035	466177,635	326142,635	480595,5	0,29
15	0	9600	14000	116435	140035	466177,635	326142,635	480595,5	0,29
TOTAL	1925000	153600	224000	2E+06	4E+06	6992664,53	2943539,53	7208933	0,56
%/ Total	47,5	3,8	5,5	43,1	100,0	172,7			

*:Inversión inicial; 1: Costes edificio; 2: Personal de Planta; 4: Operación y mantenimiento; 5: Ingresos del proyecto;
+Desembolso total

Tabla 16.8

Flujo de Caja Instalación ROPRO, Financiación al 5 % anual

Año	Inv.	Amt. ^B	Amr ¹	Amr ²	Amr ³	Operat ⁵	Des Tl ⁶	Ingreso	Flujo N	m ³ /año	ε/m ³
0	557000	0	0	0	0	23600	580600	0	-580600	0	
1		262653	13824	0	0	140035	416512	466178	49666	480596	0,87
2		262653	13824	0	0	140035	416512	466178	49666	480596	0,87
3		262653	13824	0	0	140035	416512	466178	49666	480596	0,87
4		262653	13824	0	0	140035	416512	466178	49666	480596	0,87
5	25650	262653	13824	0	0	140035	442162	466178	24016	480596	0,92
6		0	0	13824	0	140035	153859	466178	312319	480596	0,32
7		0	0	13824	0	140035	153859	466178	312319	480596	0,32
8		0	0	13824	0	140035	153859	466178	312319	480596	0,32
9		0	0	13824	0	140035	153859	466178	312319	480596	0,32
10	25650	0	0	13824	0	140035	179509	466178	286669	480596	0,37
11		0	0	0	13824	140035	153859	466178	312319	480596	0,32
12		0	0	0	13824	140035	153859	466178	312319	480596	0,32
13		0	0	0	13824	140035	153859	466178	312319	480596	0,32
14		0	0	0	13824	140035	153859	466178	312319	480596	0,32
15		0	0	0	13824	140035	153859	466178	312319	480596	0,32
Ttl.	608300	1313265	69119	69119	69119	2124125	4253048	6992665		7208933	0,59
%/Inv. Total						50,1	49,9	100,0	164,4		

B: Amortización bomba; 1: Amortización membrana; 2: Amortización sustitución membranas; 3: Amortización sustitución membrana; 4: Costes de personal; 5: Operación total y mantenimiento; 6: Desembolso total.

16.5. EVALUACION ECONOMICA ESPA1 EN DOS ETAPAS

Tabla 16.9

Flujo de Caja Instalación ESPA1 en dos Etapas, sin Financiación

Año	Inv. I.	Edif. ¹	Perso ²	Opera ⁴	Des. Ttl	Ingreso ⁵	Flujo N	m ³ /año	ε/m ³
0	1994946	9600	14000	0	2018546	0	-2018546	0	
1	0	9600	14000	127731	151331	467331	316000,6	481785	0,31
2	0	9600	14000	127731	151331	467331	316000,6	481785	0,31
3	0	9600	14000	127731	151331	467331	316000,6	481785	0,31
4	0	9600	14000	127731	151331	467331	316000,6	481785	0,31
5	97547	9600	14000	127731	248878	467331	218453,2	481785	0,52
6	0	9600	14000	127731	151331	467331	316000,6	481785	0,31
7	0	9600	14000	127731	151331	467331	316000,6	481785	0,31
8	0	9600	14000	127731	151331	467331	316000,6	481785	0,31
9	0	9600	14000	127731	151331	467331	316000,6	481785	0,31
10	97547	9600	14000	127731	248878	467331	218453,2	481785	0,52
11	0	9600	14000	127731	151331	467331	316000,6	481785	0,31
12	0	9600	14000	127731	151331	467331	316000,6	481785	0,31
13	0	9600	14000	127731	151331	467331	316000,6	481785	0,31
14	0	9600	14000	127731	151331	467331	316000,6	481785	0,31
15	0	9600	14000	127731	151331	467331	316000,6	481785	0,31
Total	2190041	153600	224000	1915960	4483601	7009969	2526367	7226772	0,62
%/ Total	48,8	3,4	5,0	42,7	100,0	156,3			

*:Inversión inicial; 1: Costes edificio; 2: Personal de Planta; 4: Operación y mantenimiento; 5: Ingresos del proyecto; +Desembolso total

Tabla 16.10

Flujo de Caja Instalación ESPA1 en dos Etapas, Financiación al 5 % anual

Año	Inv.	Amt. ^B	Amr ¹	Amr ²	Amr ³	Operat ⁵	Des TI ⁶	Ingreso	Flujo N	m ³ /año	ε/m ³
0	629284	0	0	0	0	23600	652884	0	-652884	0	
1		299662	15772	0	0	151331	466764	467331	566,971	481785	0,97
2		299662	15772	0	0	151331	466764	467331	566,971	481785	0,97
3		299662	15772	0	0	151331	466764	467331	566,971	481785	0,97
4		299662	15772	0	0	151331	466764	467331	566,971	481785	0,97
5	29264	299662	15772	0	0	151331	496028	467331	-28697	481785	1,03
6		0	0	15772	0	151331	167102	467331	300229	481785	0,35
7		0	0	15772	0	151331	167102	467331	300229	481785	0,35
8		0	0	15772	0	151331	167102	467331	300229	481785	0,35
9		0	0	15772	0	151331	167102	467331	300229	481785	0,35
10	29264	0	0	15772	0	151331	196367	467331	270965	481785	0,41
11		0	0	0	15772	151331	167102	467331	300229	481785	0,35
12		0	0	0	15772	151331	167102	467331	300229	481785	0,35
13		0	0	0	15772	151331	167102	467331	300229	481785	0,35
14		0	0	0	15772	151331	167102	467331	300229	481785	0,35
15		0	0	0	15772	151331	167102	467331	300229	481785	0,35
Ttl.	687812	1498310	78858	78858	78858	2293560	4716257	7009969		7226772	0,65
%/Inv. Total						51,4	48,6	100,0	148,6		

B: Amortización bomba; 1: Amortización membrana; 2: Amortización sustitución membranas; 3: Amortización sustitución membrana; 4: Costes de personal; 5: Operación y mantenimiento; 6: Desembolso total.

16.6. COSTES DE INTERCAMBIO IONICO, OSMOSIS INVERSA Y NANOFILTRACION

Tabla 16.11

Categoría del Coste	IO*	RO	NF**
Costes de Capital (€/m³/día)			
Directos:			
Desarrollo del Sitio	30,17	30,17	30,17
Agua	60,34	60,34	60,34
Utilidades	7,24	18,10	18,10
Equipamiento	90,51	226,27	158,39
Tierra otros			
Total Costes Directos de Capital			
Indirectos:			
Dirección Construcción	188,26	334,88	267,00
Contingencia	22,59	40,18	32,04
Otros	18,83	33,49	26,70
Total Costes Indirectos de Capital	41,42	73,68	58,74
Total Costes de Capital	229,68	408,56	325,74

Ray, Fariñas, Perry, Mulder, otros y autor.

* Intercambio iónico; + Osmosis inversa; ** Nanofiltración

Tamaño Planta 2000 m³/día

Costes de Capital de Intercambio Iónico, Osmosis Inversa y Nanofiltración

Tabla 16.12

Costes de Operación de Intercambio Iónico, Osmosis Inversa y Nanofiltración

Categoría del Coste	IO*	RO⁺	NF**
Costes de Operación: (€/m³/día)			
Energía	0,01	0,09	0,05
Reemplazo Membrana	-	0,06	0,06
Labor y Dirección	0,06	0,06	0,06
Partes de Repuesto	0,01	0,01	0,01
Químicos	0,30	0,02	0,02
Filtros	0,01	0,01	0,01
Otros(Resinas)	0,04	-	-
Total Costes de Operación	0,43	0,25	0,21
Costes Recobro del Capital	0,14	0,19	0,15
Total Costes de Producción	0,57	0,45	0,36

Ray, Fariñas, Perry, Mulder, otros y autor.

* Intercambio iónico; + Osmosis inversa; ** Nanofiltración

Tamaño Planta 2000 m³/día

Tabla 16.13

Resumen Costes en Acondicionamiento de Aguas para Calderas con Intercambio Iónico, Osmosis Inversa y Nanofiltración *

Categoría del Coste	IO	RO	NF
Total Costes de Capital	229,67	408,56	319,12
Total Costes de Producción	0,57	0,45	0,36

* Costes en (€./m³/día)

Tabla 16.14

Cualificación Costes en Acondicionamiento de Aguas para Calderas de Intercambio Iónico, Osmosis Inversa y Nanofiltración *

Categoría del Coste	IO	RO	NF
Total Costes de Capital	Menor Coste	Mayor Coste	Medio
Total Costes de Producción	Mayor Coste	Medio	Menor Coste

* Costes en (€./m³/día)

17.1. MODELIZACION DE J_s SEGÚN PRINCIPIO SOLUCION DIFUSION

17.1.1. ESPA1

Tabla 17.1

CALCULO B1 (L/h.m².bar) MEMBRANA ESPA1-2540 C= 0,1% NaCl

P (bar)	0	8,0	13,0	18,1	23,2	28,2	33,2	38,3
A(L/m ² .h.bar)		7,0978	7,0978	7,0978	7,0978	7,0978	7,0978	7,0978
Δπ (bar)		0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
R		0,994	0,994	0,995	0,995	0,995	0,996	0,996
B1(L/m ² .h.bar)		0,31	0,52	0,62	0,80	0,98	0,92	1,07

CALCULO B1 (L/h.m².bar) MEMBRANA ESPA1-2540 C= 0,5% NaCl

P (bar)	0	8,0	13,0	18,1	23,2	28,2	33,2	38,3
A(L/m ² .h.bar)			7,0978	7,0978	7,0978	7,0978	7,0978	7,0978
Δπ (bar)			4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,1
R			0,991	0,993	0,995	0,995	0,997	0,996
B1(L/m ² .h.bar)			0,57	0,70	0,68	0,86	0,62	0,97

CALCULO B1 (L/h.m².bar) MEMBRANA ESPA1-2540 C= 1.0% NaCl

P (bar)	0	8,0	13,0	18,1	23,2	28,2	33,2	38,3
A(L/m ² .h.bar)			7,0978	7,0978	7,0978	7,0978	7,0978	7,0978
Δπ (bar)			8,4	8,4	8,3	8,3	8,3	8,2
R			0,983	0,992	0,996	0,996	0,996	0,996
B1(L/m ² .h.bar)			0,56	0,56	0,42	0,57	0,71	0,86

CALCULO B1 (L/h.m².bar) MEMBRANA ESPA1-2540 C= 2.0% NaCl

P (bar)	0	8,0	13,0	18,1	23,2	28,2	33,2	38,3
A(L/m ² .h.bar)				7,0978	7,0978	7,0978	7,0978	7,0978
Δπ (bar)				17,0	17,0	16,9	16,8	16,7
R				0,972	0,995	0,995	0,997	0,998
B1(L/m ² .h.bar)				0,22	0,22	0,40	0,35	0,31

CALCULO B1(L/h.m².bar) MEMBRANA ESPA1-2540 C= 3.0% NaCl

P (bar)	0	8,0	13,0	18,1	23,2	28,2	33,2	38,3
A(L/m ² .h.bar)						7,0978	7,0978	7,0978
Δπ (bar)						25,0	24,7	24,3
R						0,983	0,989	0,992
B1(L/m ² .h.bar)						0,39	0,67	0,80

17.1.2. CPA2

Tabla 17.2

Modelización de J_s según Principio de Solución-Difusión

CALCULO B1 (L/h.m ² .bar)		MEMBRANA CPA2-2540				C= 0,1% NaCl
P (bar)	0	7,4	14,5	27,8	32,8	38,0
A (L/m ² .h.bar)		2,64	2,64	2,64	2,64	2,64
$\Delta\pi$ (bar)		0,84	0,85	0,86	0,87	0,88
R		0,9846	0,9932	0,9948	0,995	0,9954
B1(L/m ² .h.bar)		0,27	0,25	0,37	0,42	0,45

CALCULO B1 (L/h.m ² .bar)		MEMBRANA CPA2-2540				C= 0,5% NaCl
P (bar)	0	7,3	17,4	27,5	32,7	37,9
A (L/m ² .h.bar)		2,64	2,64	2,64	2,64	2,64
$\Delta\pi$ (bar)		4,18	4,24	4,30	4,35	4,41
R		0,9569	0,9908	0,9932	0,9940	0,9948
B1(L/m ² .h.bar)		0,37	0,32	0,42	0,45	0,46

CALCULO B1 (L/h.m ² .bar)		MEMBRANA CPA2-2540				C= 1.0% NaCl
P (bar)	0	12,2	17,4	27,5	32,6	37,7
A (L/m ² .h.bar)		2,64	2,64	2,64	2,64	2,64
$\Delta\pi$ (bar)		8,37	8,48	8,59	8,71	8,82
R		0,6045	0,9858	0,9914	0,9927	0,9931
B1(L/m ² .h.bar)		6,62	0,34	0,43	0,46	0,53

CALCULO B1 (L/h.m ² .bar)		MEMBRANA CPA2-2540				C= 3.0% NaCl
P (bar)	0	7,1	17,2	27,3	32,5	37,5
A (L/m ² .h.bar)				2,64	2,64	2,64
$\Delta\pi$ (bar)				25,78	26,13	26,47
R				0,9528	0,9752	0,9807
B1(L/m ² .h.bar)				0,19	0,43	0,57

17.1.3. PAC

Tabla 17.3

Modelización de J_s según Principio de Solución-Difusión
Cálculo de B_1

C (%)	ΔP (bar)	$\Delta \pi$ (bar)	A	C_s (mol/L)	Δc (mol/L)	B_1 (L/m ² h)	R_o (%)
0,1	7,1	0,0	1,4054	0,0002	0,0169	0,0960	98,93
0,1	11,2	0,8	1,4054	0,0001	0,0170	0,1213	99,18
0,1	15,4	0,8	1,4054	0,0001	0,0170	0,1602	99,22
0,1	19,6	0,8	1,4054	0,0001	0,0170	0,1788	99,33
0,1	23,6	0,8	1,4054	0,0001	0,0170	0,2040	99,37
0,5	7,1	0,8	1,4054	0,0032	0,0824	0,1637	96,20
0,5	11,3	4,2	1,4054	0,0013	0,0842	0,1609	98,41
0,5	16,1	4,2	1,4054	0,0007	0,0848	0,1429	99,16
0,5	19,5	4,2	1,4054	0,0005	0,0850	0,1360	99,30
0,5	23,6	4,2	1,4054	0,0004	0,0851	0,1400	99,30
1,0	7,0	4,2	1,4054	0,0332	0,1379		79,39
1,0	11,1	8,4	1,4054	0,0067	0,1644	0,1669	95,88
1,0	15,2	8,4	1,4054	0,0053	0,1658	0,3165	96,79
1,0	19,3	8,4	1,4054	0,0028	0,1683	0,2700	98,27
1,0	23,4	8,4	1,4054	0,0020	0,1691	0,2525	98,82
2,0	15,0	8,4	1,4054	0,0545	0,2877		82,99
2,0	17,0	16,6	1,4054	0,0193	0,3229	0,0388	94,08
2,0	19,1	16,6	1,4054	0,0113	0,3310	0,1282	96,53
2,0	21,2	16,6	1,4054	0,0074	0,3348	0,1522	97,71
2,0	23,3	16,6	1,4054	0,0058	0,3364	0,1673	98,26
3,0	16,9	16,6	1,4054	0,1719	0,3414		65,46
3,0	19,0	24,4	1,4054	0,1059	0,4075		78,32
3,0	21,0	25,4	1,4054	0,0900	0,4233		81,46
3,0	23,1	25,4	1,4054	0,0657	0,4476		86,82

17.2. MODELIZACION DE J_s SEGÚN PRINCIPIO SOLUCION DIFUSION IMPERFECCION

17.2.1. ESPA1

Tabla 17.4

CALCULO B_1 (L/h.m ²)	MEMBRANA ESPA1-2540 METODO 1 C= 0,1%							
P (bar)	0	8,0	13,0	18,1	23,2	28,2	33,2	38,3
A (L/m ² .h.bar)		7,7076	7,7076	7,7076	7,7076	7,7076	7,7076	7,7076
$\Delta\pi$ (bar)		0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80
R'		0,994	0,994	0,995	0,995	0,995	0,996	0,996
C1 (L/m ² .h.bar)		0,1439	0,1439	0,1439	0,1439	0,1439	0,1439	0,1439
B_1 (L/m ² .h.bar)		-0,82	-1,30	-1,93	-2,47	-3,00	-3,77	-4,35

C= 0,5%								
P (bar)	0	8,0	13,0	18,1	23,2	28,2	33,2	38,3
A (L/m ² .h.bar)			7,7076	7,7076	7,7076	7,7076	7,7076	7,7076
$\Delta\pi$ (bar)			4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,1
R'			0,991	0,993	0,995	0,995	0,997	0,996
C1 (L/m ² .h.bar)			0,1439	0,1439	0,1439	0,1439	0,1439	0,1439
B_1 (L/m ² .h.bar)			-1,25	-1,85	-2,60	-3,13	-4,10	-4,45

C= 1.0%								
P (bar)	0	8,0	13,0	18,1	23,2	28,2	33,2	38,3
A (L/m ² .h.bar)			7,7076	7,7076	7,7076	7,7076	7,7076	7,7076
$\Delta\pi$ (bar)			8,40	8,40	8,30	8,30	8,30	8,2
R'			0,983	0,992	0,996	0,996	0,996	0,996
C1 (L/m ² .h.bar)			0,1439	0,1439	0,1439	0,1439	0,1439	0,1439
B_1 (L/m ² .h.bar)			-1,26	-2,00	-2,88	-3,44	-4,01	-4,58

C= 2.0%								
P (bar)	0	8,0	13,0	18,1	23,2	28,2	33,2	38,3
A (L/m ² .h.bar)				7,7076	7,7076	7,7076	7,7076	7,7076
$\Delta\pi$ (bar)				17,0	17,0	16,9	16,8	16,7
R'				0,972	0,995	0,995	0,997	0,998
C1 (L/m ² .h.bar)				0,1439	0,1439	0,1439	0,1439	0,1439
B_1 (L/m ² .h.bar)				-2,36	-3,10	-3,62	-4,40	-5,18

C= 3.0%								
P (bar)	0	8,0	13,0	18,1	23,2	28,2	33,2	38,3
A (L/m ² .h.bar)						7,7076	7,7076	7,7076
$\Delta\pi$ (bar)						25,0	24,7	24,3
R'						0,983	0,989	0,992
C1 (L/m ² .h.bar)						0,1439	0,1439	0,1439
B_1 (L/m ² .h.bar)						-3,63	-4,05	-4,64

17.2.2. CPA2

Tabla 17.5

CALCULO B_1 (L/h.m ²)		MEMBRANA CPA2-2540					C= 0,1%
P (bar)	0	7,4	14,5	27,8	32,8	38,0	
A(L/m ² .h.bar)		2,64	2,64	2,64	2,64	2,64	
$\Delta\pi$ (bar)		0,84	0,85	0,86	0,87	0,88	
R'		0,9846	0,9932	0,9948	0,995	0,9954	
C (L/m ² .h.bar)		0,096	0,096	0,096	0,096	0,096	
B_1 (L/m ² .h.bar)		-0,69	-1,38	-2,66	-3,14	-3,64	

		C= 0,5%				
P (bar)	0	7,3	17,4	27,5	32,7	37,9
A(L/m ² .h.bar)		2,64	2,64	2,64	2,64	2,64
$\Delta\pi$ (bar)		4,18	4,24	4,30	4,35	4,41
R'		0,9569	0,9908	0,9932	0,9940	0,9948
C (L/m ² .h.bar)		0,096	0,096	0,096	0,096	0,096
B_1 (L/m ² .h.bar)		-0,65	-1,66	-2,63	-3,13	-3,63

		C= 1.0%				
P (bar)	0	14,5	17,4	27,5	32,7	37,9
A(L/m ² .h.bar)		2,64	2,64	2,64	2,64	2,64
$\Delta\pi$ (bar)		8,37	8,48	8,59	8,71	8,82
R'		0,6045	0,9858	0,9914	0,9927	0,9931
C (L/m ² .h.bar)		0,096	0,096	0,096	0,096	0,096
B_1 (L/m ² .h.bar)		-0,73	-1,66	-2,63	-3,13	-3,63

		C= 3.0%				
P (bar)	0	7,3	17,4	27,5	32,7	37,9
A(L/m ² .h.bar)			2,64	2,64	2,64	2,64
$\Delta\pi$ (bar)			25,44	25,78	26,13	26,47
R'			0,5862	0,9528	0,9752	0,9807
C (L/m ² .h.bar)			0,096	0,096	0,096	0,096
B_1 (L/m ² .h.bar)			-0,96	-2,59	-3,11	-3,61

17.2.3. PAC

Tabla 17.6.

**Cálculo del Coeficiente B_1 del Primer Método, Modelización S.D.I.
Membrana PAC**

C (%)	ΔP (bar)	$\Delta \pi$ (bar)	A(L/m².h.bar)	C₁(L/m².h.bar)	B₁(L/m².h)	Ro (%)
0,1	7,1	0,81	1,4054	0	0,011	98,93
0,1	11,2	0,81	1,4054	0	0,008	99,18
0,1	15,4	0,81	1,4054	0	0,008	99,22
0,1	19,6	0,81	1,4054	0	0,007	99,33
0,1	23,6	0,81	1,4054	0	0,006	99,37
0,5	7,1	4,15	1,4054	0	0,039	96,20
0,5	11,3	4,16	1,4054	0	0,016	98,41
0,5	16,1	4,17	1,4054	0	0,009	99,16
0,5	19,5	4,18	1,4054	0	0,007	99,30
0,5	23,6	4,18	1,4054	0	0,007	99,30
1,0	7,0	8,36	1,4054	0	0,260	79,39
1,0	11,1	8,36	1,4054	0	0,043	95,88
1,0	15,2	8,37	1,4054	0	0,033	96,79
1,0	19,3	8,37	1,4054	0	0,018	98,27
1,0	23,4	8,37	1,4054	0	0,012	98,82
2,0	15,0	16,58	1,4054	0	0,205	82,99
2,0	17,0	16,59	1,4054	0	0,063	94,08
2,0	19,1	16,59	1,4054	0	0,036	96,53
2,0	21,2	16,61	1,4054	0	0,023	97,71
2,0	23,3	16,58	1,4054	0	0,018	98,26
3,0	16,9	25,40	1,4054	0	0,528	65,46
3,0	19,0	25,40	1,4054	0	0,277	78,32
3,0	21,0	25,41	1,4054	0	0,228	81,46
3,0	23,1	25,42	1,4054	0	0,152	86,82