

# **ANEXO 1**

---

## **RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LOS SISTEMAS OI**

---

**Simulación n°1: Sistema de OI de agua municipal sin recuperación de concentrado**

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

David Sanz

Proyecto:

Sistema OI reutilización

Caudal bomba alta pres:

273,2 m3/hr

Caudal de Permeado:

218,50 m3/hr

Presión recomendada para la bomba

17,5 bar

Caudal agua cruda:

273,1 m3/hr

Presión de bomba búster:

3,0 bar

Presión Alim.:

15,8 bar

Recuperación:

80,0 %

Temp. Agua Alim.:

25,0 C(77F)

pH Agua Alim.:

6,8

Edad de las Membranas:

0,0 años

Dosis Químico, ppm (100%):

49,1 H2SO4

Disminución flux %/año:

7,0

CO2 en alimentación:

49,43

Incremento paso sales, %/año:

10,0

Flux promedio:

25,8 lm2hr

Tipo de Alimentación:

Agua Pozo

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Caudal/tubo Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	Conc.&Contra. Presiones bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	142,7	10,9	5,2	25,6	1,15	14,1	0,0	CPA4	150	25x6
1-2	75,8	10,0	4,2	26,2	1,19	15,5	0,0	CPA4	78	13x6

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	151,2	7,5	151,2	7,5	0,546	0,0	753,8	37,6
Mg	41,4	3,4	41,4	3,4	0,150	0,0	206,4	17,0
Na	76,3	3,3	76,3	3,3	1,319	0,1	376,2	16,4
K	2,0	0,1	2,0	0,1	0,043	0,0	9,8	0,3
NH4	0,1	0,0	0,1	0,0	0,002	0,0	0,5	0,0
Ba	0,005	0,0	0,005	0,0	0,000	0,0	0,025	0,0
Sr	1,568	0,0	1,568	0,0	0,006	0,0	7,817	0,2
CO3	0,4	0,0	0,1	0,0	0,000	0,0	0,5	0,0
HCO3	266,0	4,4	207,5	3,4	1,531	0,0	1031,1	16,9
SO4	261,0	5,4	309,1	6,4	0,318	0,0	1544,4	32,2
Cl	95,7	2,7	95,7	2,7	0,393	0,0	476,9	13,5
F	0,0	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0	0,0
NO3	113,7	1,8	113,7	1,8	3,435	0,1	554,8	8,9
B	0,00		0,00		0,000		0,00	
SiO2	10,9		10,9		0,06		54,3	
TDS	1020,3		1009,6		7,8		5016,6	
pH	7,8		6,8		4,9		7,4	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	10%	11%	85%
SrSO4 / Ksp * 100:	7%	8%	56%
BaSO4 / Ksp * 100:	28%	33%	231%
Sat. SiO2:	8%	8%	39%
Indice Sat. de Langelier	0,80	-0,31	1,68
Indice Sat. de Stiff & Davis	0,82	-0,29	1,41
Fuerza iónica	0,02	0,02	0,12
Presión osmótica	0,5 bar	0,5 bar	2,3 bar

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	Sistema OI reutilización	Caudal de Permeado:	218,50	m3/hr
Caudal bomba alta pres:	273,2 m3/hr	Caudal agua cruda:	273,1	m3/hr
Presión recomendada para la bomba	17,5 bar	Presión de bomba búster:	3,0	bar
Presión Alim.:	15,8 bar	Recuperación:	80,0	%
Temp. Agua Alim.:	25,0 C(77F)			
pH Agua Alim.:	6,8	Edad de las Membranas:	0,0	años
Dosis Químico, ppm (100%):	49,1 H2SO4	Disminución flux %/año:	7,0	
CO2 en alimentación:	49,43	Incremento paso sales , %/año:	10,0	
Flux promedio:	25,8 l/m2hr	Tipo de Alimentación:	Agua Pozo	

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	142,7	10,9	5,2	25,6	1,15	14,1 0,0	CPA4	150	25x6
1-2	75,8	10,0	4,2	26,2	1,19	15,5 0,0	CPA4	78	13x6

etap	Elem N°	Alim. pres Bar	Pres gota Bar	Perm flujo m3/hr	Perm Flux l/m2h	Beta	Perm sal SDT (ppm)	Conc. osm pres	CaSO4	Saturación en Concentrado			Lang.
										SrSO4	BaSO4	SiO2	
1-1	1	15,8	0,4	1,0	27,3	1,09	3,5	0,5	13	9	37	9	-0,2
1-1	2	15,4	0,3	1,0	26,6	1,10	3,4	0,6	15	10	42	10	-0,1
1-1	3	15,1	0,3	1,0	25,8	1,11	3,6	0,6	17	11	48	11	0,1
1-1	4	14,8	0,2	0,9	25,2	1,12	3,9	0,7	20	13	56	12	0,2
1-1	5	14,5	0,2	0,9	24,6	1,13	4,3	0,8	23	16	67	14	0,4
1-1	6	14,3	0,2	0,9	24,0	1,15	4,8	1,0	29	19	81	16	0,6
1-2	1	16,9	0,3	1,0	28,2	1,10	4,9	1,1	33	22	92	18	0,7
1-2	2	16,6	0,3	1,0	27,4	1,11	5,3	1,2	38	25	107	20	0,9
1-2	3	16,3	0,2	1,0	26,6	1,13	5,7	1,4	45	30	125	23	1,1
1-2	4	16,0	0,2	1,0	25,8	1,14	6,3	1,6	54	36	149	27	1,2
1-2	5	15,8	0,2	0,9	24,9	1,16	7,1	1,9	67	44	183	32	1,4
1-2	6	15,7	0,1	0,9	23,9	1,19	8,2	2,3	85	56	230	39	1,7

#### CÁLCULO DE REQUERIMIENTO ENERGÍA

	Principal	Búster
Presión Alimentaciónbar	15,8	3,0
Presión Concentradobar	14,1	15,5
Caudal permeado,m3/hr	218,5	75,8
Recuperación, %	80,0	
Eficiencia bomba, %	83,0	83,0
Eficiencia motor, %	93,0	93,0
Eficiencia ERT, %	83,0	
Contrapresión TRE,bar	0,0	
Energía bombeo,kwhr/m3	0,68	
Potencia bombeo,kw	168,8	
Energía Recuperada,kw	19,1	
Requerimiento Energético,kw	149,6	

Proyecto: Sistema OI reutilización

COMPOSICIÓN PERMEADO DESPUÉS TRATAM.

pH	6,14	
Turbidez	0,0	
E. Cond	12	μS/cm
CO2	1,40	ppm
H2S	0,0	ppm
Temp.	25,0	C
SDI	0,0	15min
SDT (ppm)	8,0	ppm
Fe	0,000	ppm

ión	mg/l	meq/l
Ca	0,6	0,03
Mg	0,2	0,01
Na	1,4	0,06
K	0,0	0,00
NH4	0,0	0,00
Ba	0,000	0,00
Sr	0,006	0,00
CO3	0,0	0,00
HCO3	1,1	0,02
SO4	0,3	0,01
Cl	0,4	0,01
F	0,0	0,00
NO3	3,7	0,06
B	0,0	0,00
SiO2	0,06	

CaSO4 / Ksp * 100:	0%
SrSO4 / Ksp * 100:	0%
BaSO4 / Ksp * 100:	0%
Sat. SiO2:	0%
Índice Sat. de Langelier	-5,47
RI	17,09
Fuerza iónica	0,000
Presión osmótica	0,1 psi

Quím. añadidos, ppm

NaOH	0,0
NaHCO3	0,0
Na2CO3	0,0
Ca(OH)2	0,0
H2SO4	0,0
HCl	0,0
CO2	-40,0

### Simulación n°2: Sistema de OI de agua municipal con recuperación de concentrado

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

David Sanz

Proyecto:

Sistema OI municipal

Caudal bomba alta pres:

233,4 m3/hr

Caudal de Permeado:

175,00 m3/hr

Presión recomendada para

17,3 bar

Presión de bomba búster:

233,3 m3/hr

la bomba

Presión Alim.:

15,6 bar

Recuperación:

3,0 bar

Temp. Agua Alim.:

25,0 C(77F)

pH Agua Alim.:

6,8

Edad de las Membranas:

75,0 %

Dosis Químico, ppm (100%):

49,1 H2SO4

Disminución flux %/año:

0,0 años

CO2 en alimentación:

49,43

Incremento paso sales,

10,0

%año:

Flux promedio:

25,3 lm2hr

Tipo de Alimentación:

Agua Pozo

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo		Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar		Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
		Alim. m3/hr	Conc. m3/hr			bar	bar			
1-1	112,2	11,7	6,1	25,2	1,13	13,8	0,0	CPA4	120	20x6
1-2	62,8	11,0	5,3	25,6	1,15	14,9	0,0	CPA4	66	11x6

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	151,2	7,5	151,2	7,5	0,482	0,0	603,4	30,1
Mg	41,4	3,4	41,4	3,4	0,132	0,0	165,2	13,6
Na	76,3	3,3	76,3	3,3	1,165	0,1	301,7	13,1
K	2,0	0,1	2,0	0,1	0,038	0,0	7,9	0,2
NH4	0,1	0,0	0,1	0,0	0,002	0,0	0,4	0,0
Ba	0,005	0,0	0,005	0,0	0,000	0,0	0,020	0,0
Sr	1,568	0,0	1,568	0,0	0,005	0,0	6,257	0,1
CO3	0,4	0,0	0,1	0,0	0,000	0,0	0,4	0,0
HCO3	266,0	4,4	207,5	3,4	1,350	0,0	825,8	13,5
SO4	261,0	5,4	309,1	6,4	0,280	0,0	1235,7	25,7
Cl	95,7	2,7	95,7	2,7	0,347	0,0	381,8	10,8
F	0,0	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0	0,0
NO3	113,7	1,8	113,7	1,8	3,039	0,0	445,7	7,2
B	0,00		0,00		0,000		0,00	
SiO2	10,9		10,9		0,05		43,5	
TDS	1020,3		1009,6		6,9		4017,6	
pH	7,8		6,8		4,9		7,4	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	10%	11%	64%
SrSO4 / Ksp * 100:	7%	8%	42%
BaSO4 / Ksp * 100:	28%	33%	177%
Sat. SiO2:	8%	8%	31%
Indice Sat. de Langelier	0,80	-0,31	1,40
Indice Sat. de Stiff & Davis	0,82	-0,29	1,20
Fuerza iónica	0,02	0,02	0,09
Presión osmótica	0,5 bar	0,5 bar	1,9 bar

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

David Sanz

Proyecto:

Sistema OI municipal

Caudal bomba alta pres:

233,4 m3/hr

Caudal de Permeado:

175,00 m3/hr

Presión recomendada para la bomba

17,3 bar

Caudal agua cruda:

233,3 m3/hr

Presión de bomba búster:

3,0 bar

Presión Alim.:

15,6 bar

Recuperación:

75,0 %

Temp. Agua Alim.:

25,0 C(77F)

pH Agua Alim.:

6,8

Edad de las Membranas:

0,0 años

Dosis Químico, ppm (100%):

49,1 H2SO4

Disminución flux %/año:

7,0

CO2 en alimentación:

49,43

Incremento paso sales, %/año:

10,0

Flux promedio:

25,3 l/m2hr

Tipo de Alimentación:

Agua Pozo

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	112,2	11,7	6,1	25,2	1,13	13,8 0.0	CPA4	120	20x6
1-2	62,8	11,0	5,3	25,6	1,15	14,9 0.0	CPA4	66	11x6

etap	Elem N°	Alim. pres Bar	Pres gota Bar	Perm flujo m3/hr	Perm Flux l/m2h	Beta	Perm sal SDT (ppm)	Conc. osm pres	CaSO4	SrSO4	BaSO4	SiO2	Lang.
1-1	1	15,6	0,4	1,0	27,0	1,08	3,5	0,5	13	9	37	9	-0,2
1-1	2	15,2	0,4	1,0	26,2	1,10	3,4	0,6	14	10	41	9	-0,1
1-1	3	14,8	0,3	0,9	25,4	1,10	3,6	0,6	16	11	47	10	0,0
1-1	4	14,5	0,3	0,9	24,7	1,10	3,8	0,7	19	12	53	12	0,2
1-1	5	14,2	0,2	0,9	24,1	1,12	4,2	0,8	22	14	62	13	0,3
1-1	6	14,0	0,2	0,9	23,5	1,13	4,6	0,9	26	17	73	15	0,5
1-2	1	16,5	0,4	1,0	27,7	1,09	4,7	1,0	29	19	82	17	0,6
1-2	2	16,1	0,3	1,0	26,8	1,10	5,0	1,1	33	22	93	18	0,8
1-2	3	15,8	0,3	1,0	26,0	1,11	5,4	1,2	38	25	107	21	0,9
1-2	4	15,5	0,3	0,9	25,2	1,12	5,8	1,4	45	30	124	23	1,0
1-2	5	15,3	0,2	0,9	24,4	1,13	6,4	1,6	53	35	147	27	1,2
1-2	6	15,0	0,2	0,9	23,6	1,15	7,2	1,9	64	42	176	31	1,4

### CÁLCULO DE REQUERIMIENTO ENERGÍA

	Principal	Búster
Presión Alimentaciónbar	15,6	3,0
Presión Concentradobar	13,8	14,9
Caudal permeado,m3/hr	175,0	62,8
Recuperación, %	75,0	
Eficiencia bomba, %	83,0	83,0
Eficiencia motor, %	93,0	93,0
Eficiencia ERT, %	83,0	
Contrapresión TRE,bar	0,0	
Energía bombeo,kwhr/m3	0,71	
Potencia bombeo,kw	143,5	
Energía Recuperada,kw	19,7	
Requerimiento Energético,kw	123,9	

Proyecto: Sistema OI municipal

COMPOSICIÓN PERMEADO DESPUÉS TRATAM.

pH	5,80	
Turbidez	0,0	
E. Cond	10	μS/cm
CO2	1,70	ppm
H2S	0,0	ppm
Temp.	25,0	C
SDI	0,0	15min
SDT (ppm)	6,0	ppm
Fe	0,000	ppm

ión	mg/l	meq/l
Ca	0,5	0,02
Mg	0,1	0,01
Na	1,2	0,05
K	0,0	0,00
NH4	0,0	0,00
Ba	0,000	0,00
Sr	0,005	0,00
CO3	0,0	0,00
HCO3	0,6	0,01
SO4	0,3	0,01
Cl	0,3	0,01
F	0,0	0,00
NO3	3,0	0,05
B	0,0	0,00
SiO2	0,05	

CaSO4 / Ksp * 100:	0%
SrSO4 / Ksp * 100:	0%
BaSO4 / Ksp * 100:	0%
Sat. SiO2:	0%
Índice Sat. de Langelier	-6,15
RI	18,10
Fuerza iónica	0,000
Presión osmótica	0,0 psi

Quím. añadidos, ppm

NaOH	0,0
NaHCO3	0,0
Na2CO3	0,0
Ca(OH)2	0,0
H2SO4	0,0
HCl	0,0
CO2	-47,7

**Simulación n°3: Sistema de OI de agua municipal recuperación 80%**

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

David Sanz

Proyecto:

Sistema OI reutilizació

Caudal bomba alta pres: 270,0 m3/hr

Caudal de Permeado: 216,00 m3/hr

Presión recomendada para la bomba 17,7 bar

Caudal agua cruda: 270,0 m3/hr

Presión Alim.: 16,0 bar

Presión de bomba búster: 3,0 bar

Temp. Agua Alim.: 25,0 C(77F)

Recuperación: 80,0 %

pH Agua Alim.: 6,7

Edad de las Membranas: 0,0 años

Dosis Químico, ppm (100%): 59,2 H2SO4

Disminución flux %/año: 7,0

CO2 en alimentación: 58,48

Incremento paso sales, %/año: 10,0

Flux promedio: 26,2 lm2hr

Tipo de Alimentación: Agua Pozo

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	139,1	11,3	5,5	26,0	1,15	14,3 0.0	CPA4	144	24x6
1-2	76,9	10,1	4,2	26,5	1,19	15,7 0.0	CPA4	78	13x6

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	151,2	7,5	151,2	7,5	0,533	0,0	753,9	37,6
Mg	41,4	3,4	41,4	3,4	0,146	0,0	206,4	17,0
Na	76,3	3,3	76,3	3,3	1,285	0,1	376,4	16,4
K	2,0	0,1	2,0	0,1	0,042	0,0	9,8	0,3
NH4	0,1	0,0	0,1	0,0	0,002	0,0	0,5	0,0
Ba	0,005	0,0	0,005	0,0	0,000	0,0	0,025	0,0
Sr	1,568	0,0	1,568	0,0	0,006	0,0	7,818	0,2
CO3	0,4	0,0	0,1	0,0	0,000	0,0	0,4	0,0
HCO3	266,0	4,4	194,9	3,2	1,422	0,0	969,0	15,9
SO4	261,0	5,4	319,0	6,6	0,325	0,0	1593,8	33,2
Cl	95,7	2,7	95,7	2,7	0,389	0,0	476,9	13,5
F	0,0	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0	0,0
NO3	113,7	1,8	113,7	1,8	3,394	0,1	554,9	9,0
B	0,00		0,00		0,000		0,00	
SiO2	10,9		10,9		0,05		54,3	
TDS	1020,3		1006,9		7,6		5004,2	
pH	7,8		6,7		4,8		7,3	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	10%	12%	87%
SrSO4 / Ksp * 100:	7%	8%	58%
BaSO4 / Ksp * 100:	28%	34%	238%
Sat. SiO2:	8%	8%	39%
Indice Sat. de Langelier	0,80	-0,44	1,55
Indice Sat. de Stiff & Davis	0,82	-0,42	1,28
Fuerza iónica	0,02	0,02	0,12
Presión osmótica	0,5 bar	0,5 bar	2,3 bar



Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

David Sanz

Proyecto:

Sistema OI reutilizació

Caudal bomba alta pres:

270,0 m3/hr

Caudal de Permeado:

216,00 m3/hr

Presión recomendada para la bomba

17,7 bar

Caudal agua cruda:

270,0 m3/hr

Presión de bomba búster:

3,0 bar

Presión Alim.:

16,0 bar

Recuperación:

80,0 %

Temp. Agua Alim.:

25,0 C(77F)

pH Agua Alim.:

6,7

Edad de las Membranas:

0,0 años

Dosis Químico, ppm (100%):

59,2 H2SO4

Disminución flux %/año:

7,0

CO2 en alimentación:

58,48

Incremento paso sales, %/año:

10,0

Flux promedio:

26,2 l/m2hr

Tipo de Alimentación:

Agua Pozo

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar		Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	139,1	11,3	5,5	26,0	1,15	14,3	0,0	CPA4	144	24x6
1-2	76,9	10,1	4,2	26,5	1,19	15,7	0,0	CPA4	78	13x6

etap	Elem N°	Alim. pres Bar	Pres gota Bar	Perm flujo m3/hr	Perm Flux l/m2h	Beta	Perm sal SDT (ppm)	Conc. osm pres	CaSO4	Saturación en Concentrado			
										SrSO4	BaSO4	SiO2	Lang.
1-1	1	16,0	0,4	1,0	27,8	1,09	3,4	0,5	13	9	38	9	-0,3
1-1	2	15,6	0,4	1,0	27,0	1,10	3,3	0,6	15	10	43	10	-0,2
1-1	3	15,3	0,3	1,0	26,2	1,11	3,5	0,6	17	12	49	11	-0,1
1-1	4	15,0	0,3	1,0	25,6	1,12	3,8	0,7	20	13	57	12	0,1
1-1	5	14,7	0,2	0,9	24,9	1,13	4,1	0,8	24	16	68	14	0,3
1-1	6	14,5	0,2	0,9	24,3	1,15	4,6	1,0	29	19	81	16	0,5
1-2	1	17,1	0,3	1,1	28,6	1,11	4,7	1,1	33	22	93	18	0,6
1-2	2	16,8	0,3	1,0	27,8	1,12	5,1	1,2	39	26	108	20	0,7
1-2	3	16,5	0,2	1,0	26,9	1,13	5,5	1,4	46	30	127	23	0,9
1-2	4	16,2	0,2	1,0	26,1	1,14	6,1	1,6	55	36	152	27	1,1
1-2	5	16,0	0,2	0,9	25,3	1,16	6,9	1,9	68	45	187	32	1,3
1-2	6	15,8	0,1	0,9	24,3	1,19	8,0	2,3	87	57	237	39	1,5

## CÁLCULO DE REQUERIMIENTO ENERGÍA

	Principal	Búster
Presión Alimentaciónbar	16,0	3,0
Presión Concentradobar	14,3	15,7
Caudal permeado,m3/hr	216,0	76,9
Recuperación, %	80,0	
Eficiencia bomba, %	83,0	83,0
Eficiencia motor, %	93,0	93,0
Eficiencia ERT, %	83,0	
Contrapresión TRE,bar	0,0	
Energía bombeo,kwhr/m3	0,69	
Potencia bombeo,kw	169,0	
Energía Recuperada,kw	19,2	
Requerimiento Energético,kw	149,8	

Proyecto: Sistema OI reutilización

COMPOSICIÓN PERMEADO DESPUÉS TRATAM.

pH	5,89	
Turbidez	0,0	
E. Cond	11	μS/cm
CO <sub>2</sub>	1,20	ppm
H <sub>2</sub> S	0,0	ppm
Temp.	25,0	C
SDI	0,0	15min
SDT (ppm)	7,0	ppm
Fe	0,000	ppm

ión	mg/l	meq/l
Ca	0,5	0,03
Mg	0,1	0,01
Na	1,3	0,06
K	0,0	0,00
NH <sub>4</sub>	0,0	0,00
Ba	0,000	0,00
Sr	0,006	0,00
CO <sub>3</sub>	0,0	0,00
HCO <sub>3</sub>	0,5	0,01
SO <sub>4</sub>	0,3	0,01
Cl	0,4	0,01
F	0,0	0,00
NO <sub>3</sub>	3,4	0,05
B	0,0	0,00
SiO <sub>2</sub>	0,05	

CaSO <sub>4</sub> / Ksp * 100:	0%
SrSO <sub>4</sub> / Ksp * 100:	0%
BaSO <sub>4</sub> / Ksp * 100:	0%
Sat. SiO <sub>2</sub> :	0%
Indice Sat. de Langelier	-6,09
RI	18,06
Fuerza iónica	0,000
Presión osmótica	0,1 psi

Quím. añadidos, ppm

NaOH	0,0
NaHCO <sub>3</sub>	0,0
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0
HCl	0,0
CO <sub>2</sub>	-57,3

**Simulación n°4: Sistema de OI de efluente secundario clase 1 sin mezcla con concentrado**

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

David Sanz

Proyecto:

OI efluente1

Caudal bomba alta pres:

175,0 m3/hr

Caudal de Permeado:

131,25 m3/hr

Presión recomendada para

10,3 bar

Presión de bomba búster:

3,0 bar

la bomba

Presión Alim.:

9,5 bar

Recuperación:

75,0 %

Temp. Agua Alim.:

25,0 C(77F)

Edad de las Membranas:

0,0 años

pH Agua Alim.:

6,4

Dosis Químico, ppm (100%):

461,6 H2SO4

Disminución flux %/año:

12,0

CO2 en alimentación:

317,30

Incremento paso sales,

10,0

%/año:

Flux promedio:

16,4 lm2hr

Tipo de Alimentación:

Efluentes

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Caudal/tubo Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	93,0	7,3	3,4	17,4	1,13	8,6 0,0	LFC3	144	24x6
1-2	38,3	6,8	3,6	14,3	1,08	10,5 0,0	LFC3	72	12x6

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	90,3	4,5	90,3	4,5	0,543	0,0	359,6	17,9
Mg	50,5	4,2	50,5	4,2	0,304	0,0	201,1	16,6
Na	1018,0	44,3	1018,0	44,3	29,094	1,3	3984,7	173,2
K	0,9	0,0	0,9	0,0	0,032	0,0	3,5	0,1
NH4	7,1	0,4	7,1	0,4	0,253	0,0	27,6	1,5
Ba	0,046	0,0	0,046	0,0	0,000	0,0	0,183	0,0
Sr	1,418	0,0	1,418	0,0	0,009	0,0	5,646	0,1
CO3	84,3	2,8	0,2	0,0	0,000	0,0	0,7	0,0
HCO3	978,7	16,0	575,3	9,4	28,511	0,5	2215,6	36,3
SO4	1264,0	26,3	1716,4	35,8	12,018	0,3	6829,6	142,3
Cl	207,1	5,8	207,1	5,8	5,753	0,2	811,1	22,9
F	0,3	0,0	0,3	0,0	0,016	0,0	1,2	0,1
NO3	144,1	2,3	144,1	2,3	27,974	0,5	492,5	7,9
B	0,00		0,00		0,000		0,00	
SiO2	0,0		0,0		0,00		0,0	
TDS	3846,8		3811,6		104,5		14932,9	
pH	7,8		6,4		5,2		6,9	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	12%	16%	88%
SrSO4 / Ksp * 100:	12%	16%	87%
BaSO4 / Ksp * 100:	505%	662%	3552%
Sat. SiO2:	0%	0%	0%
Indice Sat. de Langelier	1,17	-0,53	1,13
Indice Sat. de Stiff & Davis	1,04	-0,68	0,50
Fuerza iónica	0,07	0,08	0,30
Presión osmótica	2,1 bar	1,9 bar	7,5 bar

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

David Sanz

Proyecto:

OI efluente1

Caudal bomba alta pres:

175,0 m3/hr

Caudal de Permeado:

131,25 m3/hr

Presión recomendada para la bomba

10,3 bar

Caudal agua cruda:

175,0 m3/hr

Presión de bomba búster:

3,0 bar

Presión Alim.:

9,5 bar

Recuperación:

75,0 %

Temp. Agua Alim.:

25,0 C(77F)

pH Agua Alim.:

6,4

Edad de las Membranas:

0,0 años

Dosis Químico, ppm (100%):

461,6 H2SO4

Disminución flux %/año:

12,0

CO2 en alimentación:

317,30

Incremento paso sales, %/año:

10,0

Flux promedio:

16,4 l/m2hr

Tipo de Alimentación:

Efluentes

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar		Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	93,0	7,3	3,4	17,4	1,13	8,6	0,0	LFC3	144	24x6
1-2	38,3	6,8	3,6	14,3	1,08	10,5	0,0	LFC3	72	12x6

etap	Elem N°	Alim. pres Bar	Pres gota Bar	Perm flujo m3/hr	Perm Flux l/m2h	Beta	Perm sal SDT (ppm)	Conc. osm pres	CaSO4	Saturación en Concentrado			Lang.
1-1	1	9,5	0,2	0,8	20,7	1,11	36,3	2,1	18	18	758	0	-0,4
1-1	2	9,3	0,2	0,7	19,5	1,10	41,6	2,4	21	21	874	0	-0,3
1-1	3	9,1	0,2	0,7	18,2	1,10	47,7	2,7	24	24	1016	0	-0,1
1-1	4	8,9	0,1	0,6	16,8	1,12	55,0	3,1	28	28	1189	0	0,1
1-1	5	8,8	0,1	0,6	15,2	1,13	62,7	3,5	34	33	1399	0	0,2
1-1	6	8,7	0,1	0,5	13,6	1,13	71,3	4,0	40	40	1653	0	0,4
1-2	1	11,4	0,2	0,7	19,4	1,10	74,2	4,5	46	45	1888	0	0,5
1-2	2	11,2	0,2	0,6	17,2	1,10	78,3	5,1	53	52	2158	0	0,7
1-2	3	11,0	0,1	0,6	15,2	1,10	83,4	5,6	60	60	2461	0	0,8
1-2	4	10,8	0,1	0,5	13,1	1,10	89,5	6,2	69	68	2793	0	0,9
1-2	5	10,7	0,1	0,4	11,1	1,09	96,8	6,9	77	77	3143	0	1,0
1-2	6	10,6	0,1	0,3	9,1	1,08	105,2	7,5	86	85	3495	0	1,1

### CÁLCULO DE REQUERIMIENTO ENERGÍA

	Principal	Búster
Presión Alimentaciónbar	9,5	3,0
Presión Concentradobar	8,6	10,5
Caudal permeado,m3/hr	131,3	38,3
Recuperación, %	75,0	
Eficiencia bomba, %	83,0	83,0
Eficiencia motor, %	93,0	93,0
Eficiencia ERT, %	83,0	
Contrapresión TRE,bar	0,0	
Energía bombeo,kwhr/m3	0,44	
Potencia bombeo,kw	68,5	
Energía Recuperada,kw	10,4	
Requerimiento Energético,kw	58,1	

Proyecto:OI efluente1

COMPOSICIÓN PERMEADO DESPUÉS TRATAM.

pH	6,15	
Turbidez	0,0	
E. Cond	153	μS/cm
CO2	33,10	ppm
H2S	0,0	ppm
Temp.	25,0	C
SDI	0,0	15min
SDT (ppm)	104,0	ppm
Fe	0,000	ppm

ión	mg/l	meq/l
Ca	0,5	0,03
Mg	0,3	0,03
Na	29,1	1,26
K	0,0	0,00
NH4	0,3	0,01
Ba	0,000	0,00
Sr	0,009	0,00
CO3	0,0	0,00
HCO3	28,1	0,46
SO4	12,0	0,25
Cl	5,8	0,16
F	0,0	0,00
NO3	28,0	0,45
B	0,0	0,00
SiO2	0,00	

CaSO4 / Ksp * 100:	0%
SrSO4 / Ksp * 100:	0%
BaSO4 / Ksp * 100:	1%
Sat. SiO2:	0%
Índice Sat. de Langelier	-4,19
RI	14,54
Fuerza iónica	0,001
Presión osmótica	0,9 psi

Quím. añadidos, ppm

NaOH	0,0
NaHCO3	0,0
Na2CO3	0,0
Ca(OH)2	0,0
H2SO4	0,0
HCl	0,0
CO2	-284,2

**Simulación n°5: Sistema de OI de efluente secundario clase1 con mezcla con concentrado**

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

David Sanz

Proyecto:

Sistema OI efluente1mezclado

Caudal bomba alta pres:

233,4 m3/hr

Caudal de Permeado:

175,00 m3/hr

Presión recomendada para la bomba

10,2 bar

Caudal agua cruda:

233,3 m3/hr

Presión de bomba búster:

3,0 bar

Presión Alim.:

9,4 bar

Recuperación:

75,0 %

Temp. Agua Alim.:

25,0 C(77F)

Edad de las Membranas:

0,0 años

pH Agua Alim.:

6,4

Disminución flux %/año:

12,0

Dosis Químico, ppm (100%):

404,8 H2SO4

Incremento paso sales, %/año:

10,0

CO2 en alimentación:

303,16

Flux promedio:

16,4 l/m2hr

Tipo de Alimentación:

Efluentes

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar		Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	123,4	7,3	3,4	17,3	1,13	8,5	0,0	LFC3	192	32x6
1-2	51,6	6,9	3,6	14,5	1,08	10,4	0,0	LFC3	96	16x6

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	218,5	10,9	218,5	10,9	1,530	0,1	869,4	43,4
Mg	79,2	6,5	79,2	6,5	0,554	0,0	315,0	25,9
Na	839,0	36,5	839,0	36,5	27,900	1,2	3272,3	142,3
K	2,6	0,1	2,6	0,1	0,110	0,0	10,3	0,3
NH4	5,4	0,3	5,4	0,3	0,225	0,0	21,0	1,2
Ba	0,040	0,0	0,040	0,0	0,000	0,0	0,157	0,0
Sr	2,627	0,1	2,627	0,1	0,018	0,0	10,454	0,2
CO3	63,3	2,1	0,2	0,0	0,000	0,0	0,6	0,0
HCO3	928,0	15,2	552,7	9,1	23,459	0,4	2140,4	35,1
SO4	1266,8	26,4	1663,5	34,7	9,969	0,2	6624,0	138,0
Cl	250,7	7,1	250,7	7,1	5,963	0,2	985,0	27,8
F	0,2	0,0	0,2	0,0	0,011	0,0	0,9	0,0
NO3	219,4	3,5	219,4	3,5	36,561	0,6	768,0	12,4
B	0,00		0,00		0,000		0,00	
SiO2	0,0		0,0		0,00		0,0	
TDS	3875,9		3834,1		106,3		15017,5	
pH	7,6		6,4		5,1		6,9	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	27%	35%	197%
SrSO4 / Ksp * 100:	21%	27%	149%
BaSO4 / Ksp * 100:	412%	525%	2814%
Sat. SiO2:	0%	0%	0%
Indice Sat. de Langelier	1,35	-0,17	1,50
Indice Sat. de Stiff & Davis	1,21	-0,33	0,84
Fuerza iónica	0,08	0,08	0,32
Presión osmótica	2,0 bar	1,9 bar	7,3 bar

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

David Sanz

Proyecto:

Sistema OI efluente 1mezclado

Caudal bomba alta pres:

233,4 m3/hr

Caudal de Permeado:

175,00 m3/hr

Presión recomendada para la bomba

10,2 bar

Caudal agua cruda:

233,3 m3/hr

Presión de bomba búster:

3,0 bar

Presión Alim.:

9,4 bar

Recuperación:

75,0 %

Temp. Agua Alim.:

25,0 C(77F)

pH Agua Alim.:

6,4

Edad de las Membranas:

0,0 años

Dosis Químico, ppm (100%):

404,8 H2SO4

Disminución flux %/año:

12,0

CO2 en alimentación:

303,16

Incremento paso sales, %/año:

10,0

Flux promedio:

16,4 lm2hr

Tipo de Alimentación:

Efluentes

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar		Elemento Tipo	Elem. Nº	Arreglo
1-1	123,4	7,3	3,4	17,3	1,13	8,5	0,0	LFC3	192	32x6
1-2	51,6	6,9	3,6	14,5	1,08	10,4	0,0	LFC3	96	16x6

etap	Elem Nº	Alim. pres Bar	Pres gota Bar	Perm flujo m3/hr	Perm Flux l/m2h	Beta	Perm sal SDT (ppm)	Conc. osm pres	CaSO4	Saturación en Concentrado			
										SrSO4	BaSO4	SiO2	Lan
1-1	1	9,4	0,2	0,8	20,6	1,10	40,0	2,1	40	31	601	0	0,0
1-1	2	9,1	0,2	0,7	19,4	1,10	44,4	2,3	46	35	692	0	0,1
1-1	3	9,0	0,2	0,7	18,1	1,12	50,5	2,6	54	41	803	0	0,3
1-1	4	8,8	0,1	0,6	16,7	1,12	57,8	3,0	63	48	938	0	0,4
1-1	5	8,7	0,1	0,6	15,2	1,13	65,5	3,4	75	57	1103	0	0,6
1-1	6	8,6	0,1	0,5	13,6	1,13	74,2	3,9	89	68	1302	0	0,7
1-2	1	11,3	0,2	0,7	19,4	1,10	76,5	4,4	102	77	1488	0	0,9
1-2	2	11,0	0,2	0,6	17,3	1,10	80,6	4,9	117	89	1701	0	1,0
1-2	3	10,9	0,2	0,6	15,4	1,10	85,8	5,5	134	102	1941	0	1,2
1-2	4	10,7	0,1	0,5	13,3	1,10	92,1	6,1	153	116	2205	0	1,3
1-2	5	10,6	0,1	0,4	11,3	1,09	99,5	6,7	173	131	2485	0	1,4
1-2	6	10,5	0,1	0,3	9,3	1,08	108,0	7,3	194	146	2771	0	1,5

## CÁLCULO DE REQUERIMIENTO ENERGÍA

	Principal	Búster
Presión Alimentaciónbar	9,4	3,0
Presión Concentradobar	8,5	10,4
Caudal permeado,m3/hr	175,0	51,6
Recuperación, %	75,0	
Eficiencia bomba, %	83,0	83,0
Eficiencia motor, %	93,0	93,0
Eficiencia ERT, %	83,0	
Contrapresión TRE,bar	0,0	
Energía bombeo,kwhr/m3	0,44	
Potencia bombeo,kw	90,6	
Energía Recuperada,kw	13,7	
Requerimiento Energético,kw	76,8	

Proyecto: Sistema OI efluente 1 mezclado

COMPOSICIÓN PERMEADO DESPUÉS TRATAM.

pH	6,56	
Turbidez	0,0	
E. Cond	157	μS/cm
CO <sub>2</sub>	10,50	ppm
H <sub>2</sub> S	0,0	ppm
Temp.	25,0	C
SDI	0,0	15min
SDT (ppm)	106,0	ppm
Fe	0,000	ppm

ión	mg/l	meq/l
Ca	1,5	0,08
Mg	0,6	0,05
Na	27,9	1,21
K	0,1	0,00
NH <sub>4</sub>	0,2	0,01
Ba	0,000	0,00
Sr	0,018	0,00
CO <sub>3</sub>	0,0	0,00
HCO <sub>3</sub>	23,0	0,38
SO <sub>4</sub>	10,0	0,21
Cl	6,0	0,17
F	0,0	0,00
NO <sub>3</sub>	36,6	0,59
B	0,0	0,00
SiO <sub>2</sub>	0,00	

CaSO <sub>4</sub> / Ksp * 100:	0%
SrSO <sub>4</sub> / Ksp * 100:	0%
BaSO <sub>4</sub> / Ksp * 100:	1%
Sat. SiO <sub>2</sub> :	0%
Indice Sat. de Langelier	-3,42
RI	13,41
Fuerza iónica	0,002
Presión osmótica	0,9 psi

Quím. añadidos, ppm

NaOH	0,0
NaHCO <sub>3</sub>	0,0
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,0
Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0
HCl	0,0
CO <sub>2</sub>	-292,7



**Simulación n°6: Sistema de OI de efluente secundario clase 2 sin mezcla con concentrado**

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:	David Sanz								
Proyecto:	Sistema OI efluente2			Caudal de Permeado:	131,25	m3/hr			
Caudal bomba alta pres:	175,0	m3/hr		Caudal agua cruda:	175,0	m3/hr			
Presión recomendada para la bomba	13,6	bar		Presión de bomba búster:	3,0	bar			
Presión Alim.:	12,6	bar		Recuperación:	75,0	%			
Temp. Agua Alim.:	25,0	C(77F)							
pH Agua Alim.:	6,9			Edad de las Membranas:	0,0	años			
Dosis Químico, ppm (100%):	181,0	H2SO4		Disminución flux %/año:	12,0				
CO2 en alimentación:	122,74			Incremento paso sales, %/año:	10,0				
Flux promedio:	16,4	lm2hr		Tipo de Alimentación:	Efluentes				

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	Contra. Presiones bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	103,7	7,3	3,0	19,4	1,10	11,8	0,0	LFC3	144	24x6
1-2	27,6	5,9	3,6	10,3	1,04	13,8	0,0	LFC3	72	12x6

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	48,0	2,4	48,0	2,4	0,290	0,0	191,1	9,5
Mg	70,3	5,8	70,3	5,8	0,424	0,0	279,9	23,0
Na	1698,0	73,8	1698,0	73,8	48,647	2,1	6646,1	289,0
K	0,9	0,0	0,9	0,0	0,032	0,0	3,5	0,1
NH4	15,0	0,8	15,0	0,8	0,535	0,0	58,4	3,2
Ba	0,046	0,0	0,046	0,0	0,000	0,0	0,183	0,0
Sr	1,418	0,0	1,418	0,0	0,009	0,0	5,646	0,1
CO3	41,6	1,4	0,8	0,0	0,000	0,0	3,1	0,1
HCO3	876,0	14,4	733,8	12,0	44,017	0,7	2803,0	46,0
SO4	2514,0	52,4	2691,4	56,1	22,849	0,5	10696,9	222,9
Cl	729,5	20,6	729,5	20,6	24,548	0,7	2844,4	80,2
F	0,0	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0	0,0
NO3	81,0	1,3	81,0	1,3	18,913	0,3	267,3	4,3
B	0,00		0,00		0,000		0,00	
SiO2	12,4		12,4		0,28		48,8	
TDS	6088,2		6082,5		160,5		23848,3	
pH	8,2		6,9		5,8		7,4	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	9%	9%	52%
SrSO4 / Ksp * 100:	16%	17%	97%
BaSO4 / Ksp * 100:	685%	727%	3897%
Sat. SiO2:	9%	9%	35%
Indice Sat. de Langelier	1,20	-0,22	1,44
Indice Sat. de Stiff & Davis	0,93	-0,49	0,62
Fuerza iónica	0,12	0,12	0,47
Presión osmótica	3,2 bar	3,2 bar	12,4 bar

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

David Sanz

Proyecto:

Sistema OI efluente2

Caudal bomba alta pres:

175,0 m3/hr

Caudal de Permeado:

131,25 m3/hr

Presión recomendada para la bomba

13,6 bar

Caudal agua cruda:

175,0 m3/hr

Presión de bomba búster:

3,0 bar

Presión Alim.:

12,6 bar

Recuperación:

75,0 %

Temp. Agua Alim.:

25,0 C(77F)

pH Agua Alim.:

6,9

Edad de las Membranas:

0,0 años

Dosis Químico, ppm (100%):

181,0 H2SO4

Disminución flux %/año:

12,0

CO2 en alimentación:

122,74

Incremento paso sales, %/año:

10,0

Flux promedio:

16,4 l/m2hr

Tipo de Alimentación:

Efluentes

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar		Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	103,7	7,3	3,0	19,4	1,10	11,8	0,0	LFC3	144	24x6
1-2	27,6	5,9	3,6	10,3	1,04	13,8	0,0	LFC3	72	12x6

etap	Elem N°	Alim. pres Bar	Pres gota Bar	Perm flujo m3/hr	Perm Flux l/m2h	Beta	Perm sal SDT (ppm)	Conc. osm pres	CaSO4	Saturación en Concentrado			Lang.
										SrSO4	BaSO4	SiO2	
1-1	1	12,6	0,2	0,9	25,2	1,13	49,1	3,6	11	21	859	10	-0,1
1-1	2	12,4	0,2	0,9	23,2	1,10	56,5	4,2	13	25	1025	12	0,1
1-1	3	12,2	0,1	0,8	21,0	1,15	64,4	4,9	16	30	1234	14	0,3
1-1	4	12,1	0,1	0,7	18,4	1,15	73,9	5,7	19	36	1492	16	0,5
1-1	5	12,0	0,1	0,6	15,6	1,10	85,6	6,6	24	44	1801	19	0,7
1-1	6	11,9	0,1	0,5	12,5	1,10	100,0	7,6	28	52	2145	21	0,9
1-2	1	14,6	0,2	0,6	16,8	1,10	106,4	8,6	32	60	2452	24	1,0
1-2	2	14,4	0,1	0,5	13,7	1,09	114,3	9,5	37	68	2767	26	1,1
1-2	3	14,3	0,1	0,4	11,0	1,08	123,8	10,4	41	76	3078	29	1,2
1-2	4	14,1	0,1	0,3	8,5	1,07	134,8	11,1	45	83	3368	31	1,3
1-2	5	14,0	0,1	0,2	6,4	1,06	147,2	11,8	48	90	3621	33	1,4
1-2	6	13,9	0,1	0,2	4,7	1,04	160,8	12,3	51	95	3830	34	1,4

### CÁLCULO DE REQUERIMIENTO ENERGÍA

	Principal	Búster
Presión Alimentaciónbar	12,6	3,0
Presión Concentradobar	11,8	13,8
Caudal permeado,m3/hr	131,3	27,6
Recuperación, %	75,0	
Eficiencia bomba, %	83,0	83,0
Eficiencia motor, %	93,0	93,0
Eficiencia ERT, %	83,0	
Contrapresión TRE,bar	0,0	
Energía bombeo,kwhr/m3	0,56	
Potencia bombeo,kw	87,1	
Energía Recuperada,kw	13,6	
Requerimiento Energético,kw	73,4	

Proyecto:Sistema OI efluente2

COMPOSICIÓN PERMEADO DESPUÉS TRATAM.

pH	6,10	
Turbidez	0,0	
E. Cond	254	μS/cm
CO2	54,60	ppm
H2S	0,0	ppm
Temp.	25,0	C
SDI	0,0	15min
SDT (ppm)	159,0	ppm
Fe	0,000	ppm

ión	mg/l	meq/l
Ca	0,3	0,01
Mg	0,4	0,03
Na	48,2	2,10
K	0,0	0,00
NH4	0,5	0,03
Ba	0,000	0,00
Sr	0,008	0,00
CO3	0,0	0,00
HCO3	42,0	0,69
SO4	23,2	0,48
Cl	24,6	0,69
F	0,0	0,00
NO3	19,0	0,31
B	0,0	0,00
SiO2	0,28	

CaSO4 / Ksp * 100:	0%
SrSO4 / Ksp * 100:	0%
BaSO4 / Ksp * 100:	1%
Sat. SiO2:	0%
Indice Sat. de Langelier	-4,36
RI	14,82
Fuerza iónica	0,002
Presión osmótica	1,4 psi

Quím. añadidos, ppm

NaOH	0,0
NaHCO3	0,0
Na2CO3	0,0
Ca(OH)2	0,0
H2SO4	0,0
HCl	0,0
CO2	-92,8

**Simulación n°7: Sistema de OI de efluente secundario clase2 con mezcla con concentrado**

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

David Sanz

Proyecto:

sistema OI efluente2 mezclado

Caudal bomba alta pres: 233,4 m3/hr

Caudal de Permeado:

175,00 m3/hr

Presión recomendada para la bomba 12,4 bar

Caudal agua cruda:

233,3 m3/hr

Presión Alim.:

11,5 bar

Presión de bomba búster:

3,0 bar

Temp. Agua Alim.:

25,0 C(77F)

Recuperación:

75,0 %

pH Agua Alim.:

6,7

Edad de las Membranas:

0,0 años

Dosis Químico, ppm (100%):

216,5 H2SO4

Disminución flux %/año:

12,0

CO2 en alimentación:

172,36

Incremento paso sales, %/año:

10,0

Flux promedio:

16,4 lm2hr

Tipo de Alimentación:

Efluentes

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	133,2	7,3	3,1	18,7	1,10	10,6 0,0	LFC3	192	32x6
1-2	41,8	6,3	3,6	11,7	1,05	12,6 0,0	LFC3	96	16x6

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	186,8	9,3	186,8	9,3	1,189	0,1	743,6	37,1
Mg	94,0	7,7	94,0	7,7	0,598	0,0	374,2	30,8
Na	1349,1	58,7	1349,1	58,7	40,781	1,8	5274,1	229,3
K	2,6	0,1	2,6	0,1	0,098	0,0	10,1	0,3
NH4	11,4	0,6	11,4	0,6	0,429	0,0	44,3	2,5
Ba	0,040	0,0	0,040	0,0	0,000	0,0	0,159	0,0
Sr	2,627	0,1	2,627	0,1	0,017	0,0	10,458	0,2
CO3	31,3	1,0	0,4	0,0	0,000	0,0	1,7	0,1
HCO3	851,0	14,0	644,3	10,6	33,405	0,5	2477,1	40,6
SO4	2000,4	41,7	2212,6	46,1	16,218	0,3	8801,8	183,4
Cl	602,0	17,0	602,0	17,0	17,498	0,5	2355,5	66,4
F	0,0	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0	0,0
NO3	162,0	2,6	162,0	2,6	32,815	0,5	549,6	8,9
B	0,00		0,00		0,000		0,00	
SiO2	0,0		0,0		0,00		0,0	
TDS	5293,3		5267,9		143,0		20642,5	
pH	7,8		6,7		5,5		7,2	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	29%	32%	179%
SrSO4 / Ksp * 100:	26%	28%	158%
BaSO4 / Ksp * 100:	513%	560%	3003%
Sat. SiO2:	0%	0%	0%
Indice Sat. de Langelier	1,35	0,12	1,79
Indice Sat. de Stiff & Davis	1,12	-0,12	1,00
Fuerza iónica	0,11	0,11	0,43
Presión osmótica	2,8 bar	2,7 bar	10,7 bar

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

David Sanz

Proyecto:

sistema OI efluente2 mezclado

Caudal bomba alta pres:

233,4 m3/hr

Caudal de Permeado:

175,00 m3/hr

Presión recomendada para la bomba

12,4 bar

Caudal agua cruda:

233,3 m3/hr

Presión de bomba búster:

3,0 bar

Presión Alim.:

11,5 bar

Recuperación:

75,0 %

Temp. Agua Alim.:

25,0 C(77F)

pH Agua Alim.:

6,7

Edad de las Membranas:

0,0 años

Dosis Químico, ppm (100%):

216,5 H2SO4

Disminución flux %/año:

12,0

CO2 en alimentación:

172,36

Incremento paso sales,

10,0

%/año:

Flux promedio:

16,4 lm2hr

Tipo de Alimentación:

Efluentes

Etap	Elem N°	Alim. pres Bar	Pres gota Bar	Perm flujo m3/hr	Perm Flux l/m2h	Beta	Perm sal SDT (ppm)	Conc. osm pres	Saturación en Concentrado				Lang.
									CaSO4	SrSO4	BaSO4	SiO2	
Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo				
1-1	133,2	7,3	3,1	18,7	1,10	10,6 0,0	LFC3	192	32x6				
1-2	41,8	6,3	3,6	11,7	1,05	12,6 0,0	LFC3	96	16x6				
1-1	1	11,5	0,2	0,9	23,5	1,12	50,3	3,1	37	33	654	0	0,3
1-1	2	11,2	0,2	0,8	21,8	1,10	56,4	3,5	44	39	770	0	0,4
1-1	3	11,1	0,2	0,7	19,9	1,14	63,2	4,1	53	47	914	0	0,6
1-1	4	10,9	0,1	0,7	17,9	1,14	71,3	4,7	63	56	1092	0	0,8
1-1	5	10,8	0,1	0,6	15,6	1,10	81,2	5,4	76	67	1306	0	1,0
1-1	6	10,7	0,1	0,5	13,1	1,10	93,2	6,3	91	81	1555	0	1,1
1-2	1	13,4	0,2	0,7	17,9	1,11	97,9	7,1	104	93	1779	0	1,3
1-2	2	13,2	0,2	0,6	15,0	1,10	104,3	7,8	119	105	2019	0	1,4
1-2	3	13,1	0,1	0,5	12,5	1,09	112,2	8,6	134	119	2270	0	1,5
1-2	4	12,9	0,1	0,4	10,1	1,08	121,5	9,4	149	132	2517	0	1,6
1-2	5	12,8	0,1	0,3	7,9	1,07	132,2	10,1	164	144	2748	0	1,7
1-2	6	12,7	0,1	0,2	6,0	1,05	144,1	10,6	176	155	2951	0	1,8

### CÁLCULO DE REQUERIMIENTO ENERGÍA

	Principal	Búster
Presión Alimentaciónbar	11,5	3,0
Presión Concentradobar	10,6	12,6
Caudal permeado,m3/hr	175,0	41,8
Recuperación, %	75,0	
Eficiencia bomba, %	83,0	83,0
Eficiencia motor, %	93,0	93,0
Eficiencia ERT, %	83,0	
Contrapresión TRE,bar	0,0	
Energía bombeo,kwhr/m3	0,52	
Potencia bombeo,kw	107,3	
Energía Recuperada,kw	16,6	
Requerimiento Energético,kw	90,7	

Proyecto:sistema OI efluente2 me

COMPOSICIÓN PERMEADO DESPUÉS TRATAM.

pH	6,53	
Turbidez	0,0	
E. Cond	224	μS/cm
CO2	16,30	ppm
H2S	0,0	ppm
Temp.	25,0	C
SDI	0,0	15min
SDT (ppm)	143,0	ppm
Fe	0,000	ppm

ión	mg/l	meq/l
Ca	1,2	0,06
Mg	0,6	0,05
Na	40,8	1,77
K	0,1	0,00
NH4	0,4	0,02
Ba	0,000	0,00
Sr	0,017	0,00
CO3	0,0	0,00
HCO3	33,2	0,54
SO4	16,2	0,34
Cl	17,5	0,49
F	0,0	0,00
NO3	32,8	0,53
B	0,0	0,00
SiO2	0,00	

CaSO4 / Ksp * 100:	0%
SrSO4 / Ksp * 100:	0%
BaSO4 / Ksp * 100:	1%
Sat. SiO2:	0%
Indice Sat. de Langelier	-3,41
RI	13,36
Fuerza iónica	0,002
Presión osmótica	1,3 psi

Quím. añadidos, ppm

NaOH	0,0
NaHCO3	0,0
Na2CO3	0,0
Ca(OH)2	0,0
H2SO4	0,0
HCl	0,0
CO2	-156,1

**Simulación n°8: Sistema de OI de efluente secundario clase2 con mezcla con concentrado (1 etapa)**

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	sistema OI efluente2 me	Caudal de Permeado:	134,00	m3/hr	
Caudal bomba alta pres:	233,1	m3/hr	Caudal agua cruda:	233,0	m3/hr
Presión recomendada para la bomba	11,5	bar			
Presión Alim.:	10,7	bar	Recuperación:	57,5	%
Temp. Agua Alim.:	25,0	C(77F)			
pH Agua Alim.:	6,7		Edad de las Membranas:	0,0	años
Dosis Químico, ppm (100%):	216,5	H2SO4	Disminución flux %/año:	12,0	
CO2 en alimentación:	172,36		Incremento paso sales, %/año:	10,0	
Flux promedio:	16,7	lm2hr	Tipo de Alimentación:	Efluentes	

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	134,0	6,5	2,8	16,7	1,10	10,0 0,0	LFC3	216	36x6

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	186,8	9,3	186,8	9,3	0,876	0,0	438,3	21,9
Mg	94,0	7,7	94,0	7,7	0,441	0,0	220,6	18,2
Na	1349,1	58,7	1349,1	58,7	30,157	1,3	3133,6	136,2
K	2,6	0,1	2,6	0,1	0,072	0,0	6,0	0,2
NH4	11,4	0,6	11,4	0,6	0,318	0,0	26,4	1,5
Ba	0,040	0,0	0,040	0,0	0,000	0,0	0,094	0,0
Sr	2,627	0,1	2,627	0,1	0,012	0,0	6,165	0,1
CO3	31,3	1,0	0,4	0,0	0,001	0,0	1,0	0,0
HCO3	851,0	14,0	644,3	10,6	24,583	0,4	1482,8	24,3
SO4	2000,4	41,7	2212,6	46,1	11,857	0,2	5190,1	108,1
Cl	602,0	17,0	602,0	17,0	12,834	0,4	1399,1	39,5
F	0,0	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0	0,0
NO3	162,0	2,6	162,0	2,6	24,730	0,4	347,7	5,6
B	0,00		0,00		0,000		0,00	
SiO2	0,0		0,0		0,00		0,0	
TDS	5293,3		5267,9		105,9		12251,8	
pH	7,8		6,7		5,4		7,0	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	29%	32%	92%
SrSO4 / Ksp * 100:	26%	28%	82%
BaSO4 / Ksp * 100:	513%	560%	1579%
Sat. SiO2:	0%	0%	0%
Indice Sat. de Langelier	1,35	0,12	1,15
Indice Sat. de Stiff & Davis	1,12	-0,12	0,59
Fuerza iónica	0,11	0,11	0,25
Presión osmótica	2,8 bar	2,7 bar	6,3 bar

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	sistema OI efluente2 me	Caudal de Permeado:	134,00	m3/hr
Caudal bomba alta pres:	233,1	m3/hr	Caudal agua cruda:	233,0
Presión recomendada para la bomba	11,5	bar		
Presión Alim.:	10,7	bar	Recuperación:	57,5
Temp. Agua Alim.:	25,0	C(77F)		%
pH Agua Alim.:	6,7		Edad de las Membranas:	0,0
Dosis Químico, ppm (100%):	216,5	H2SO4	Disminución flux %/año:	12,0
CO2 en alimentación:	172,36		Incremento paso sales , %/año:	10,0
Flux promedio:	16,7	lm2hr	Tipo de Alimentación:	Efluentes

Etapa	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	134,0	6,5	2,8	16,7	1,10	10,0	0,0	LFC3	216	36x6

etap	Elem N°	Alim. pres Bar	Pres gota Bar	Perm flujo m3/hr	Perm Flux l/m2h	Beta	Perm sal SDT (ppm)	Conc. osm pres	CaSO4	Saturación en Concentrado				Lang.
									SrSO4	BaSO4	SiO2			
1-1	1	10,7	0,2	0,8	21,4	1,12	55,3	3,1	37	33	657	0	0,3	
1-1	2	10,5	0,2	0,7	19,8	1,10	62,2	3,6	44	40	777	0	0,4	
1-1	3	10,4	0,1	0,7	18,0	1,14	70,0	4,1	53	47	926	0	0,6	
1-1	4	10,2	0,1	0,6	15,9	1,14	79,5	4,8	64	57	1109	0	0,8	
1-1	5	10,1	0,1	0,5	13,6	1,10	91,0	5,5	77	69	1327	0	1,0	
1-1	6	10,0	0,1	0,4	11,2	1,10	105,2	6,3	92	82	1573	0	1,1	

### CÁLCULO DE REQUERIMIENTO ENERGÍA

	Bomba princ.
Presión Alimentaciónbar	10,7
Presión Concentradobar	10,0
Caudal permeado,m3/hr	134,0
Recuperación, %	57,5
Eficiencia bomba, %	83,0
Eficiencia motor, %	93,0
Eficiencia ERT, %	83,0
Contrapresión TRE,bar	0,0
Energía bombeo,kwhr/m3	0,50
Potencia bombeo,kw	89,8
Energía Recuperada,kw	22,4
Requerimiento Energético,kw	67,4



Proyecto:sistema OI efluente2 me

COMPOSICIÓN PERMEADO DESPUÉS TRATAM.

pH	6,55	
Turbidez	0,0	
E. Cond	165	μS/cm
CO2	11,50	ppm
H2S	0,0	ppm
Temp.	25,0	C
SDI	0,0	15min
SDT (ppm)	106,0	ppm
Fe	0,000	ppm

ión	mg/l	meq/l
Ca	0,9	0,04
Mg	0,4	0,04
Na	30,2	1,31
K	0,1	0,00
NH4	0,3	0,02
Ba	0,000	0,00
Sr	0,012	0,00
CO3	0,0	0,00
HCO3	24,3	0,40
SO4	11,9	0,25
Cl	12,8	0,36
F	0,0	0,00
NO3	24,7	0,40
B	0,0	0,00
SiO2	0,00	

CaSO4 / Ksp * 100:	0%
SrSO4 / Ksp * 100:	0%
BaSO4 / Ksp * 100:	0%
Sat. SiO2:	0%
Indice Sat. de Langelier	-3,65
RI	13,85
Fuerza iónica	0,002
Presión osmótica	0,9 psi

Quím. añadidos, ppm

NaOH	0,0
NaHCO3	0,0
Na2CO3	0,0
Ca(OH)2	0,0
H2SO4	0,0
HCl	0,0
CO2	-160,9



# **ANEXO 2**

---

## **RESULTADOS DEL ESTUDIO DEL PRETRATAMIENTO ESPECÍFICO**

---

**ENSAYOS DE DETERMINACIÓN DE ÍNDICE DE ENSUCIAMIENTO**

<b>09/08/2006</b>			
<b>Q<sub>i</sub>(L/h)</b>	<b>Q<sub>f</sub>(L/h)</b>	<b>% taponamiento</b>	<b>SDI*</b>
2,07	0,13	94	6,25
1,50	0,15	90	6,00
1,41	0,12	91	6,10
			<b>6,12 ± 0,13</b>

<b>11/08/2006</b>			
<b>Q<sub>i</sub>(L/h)</b>	<b>Q<sub>f</sub>(L/h)</b>	<b>% taponamiento</b>	<b>SDI*</b>
1,80	0,18	90	6,00
1,50	0,09	94	6,27
5,88	0,27	95	6,36
			<b>6,13 ± 0,19</b>

<b>30/08/2006</b>			
<b>Q<sub>i</sub>(L/h)</b>	<b>Q<sub>f</sub>(L/h)</b>	<b>% taponamiento</b>	<b>SDI*</b>
4,38	0,24	95	6,30
4,29	0,27	94	6,25
4,32	0,30	93	6,20
			<b>6,27 ± 0,05</b>

## ENSAYOS PRELIMINARES DE MF y UF

### A) Microfiltración 0,2 $\mu\text{m}$

Membrana	Tipo	Material	Tamaño poro ( $\mu\text{m}$ )	Flux ( $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ )	P (bar)
Nadir FM MV020	Microfiltración	PVDF	0,2	700	0,7

Características de la membrana microfiltración 0,2  $\mu\text{m}$ .

➤ Caracterización:

$P_1(\text{bar})$	$P_2(\text{bar})$	$\Delta P(\text{bar})$	$Q_p(\text{L} \cdot \text{h}^{-1})$
0,4	0,25	0,33	4,02
0,6	0,45	0,53	6,24

Caracterización con agua destilada

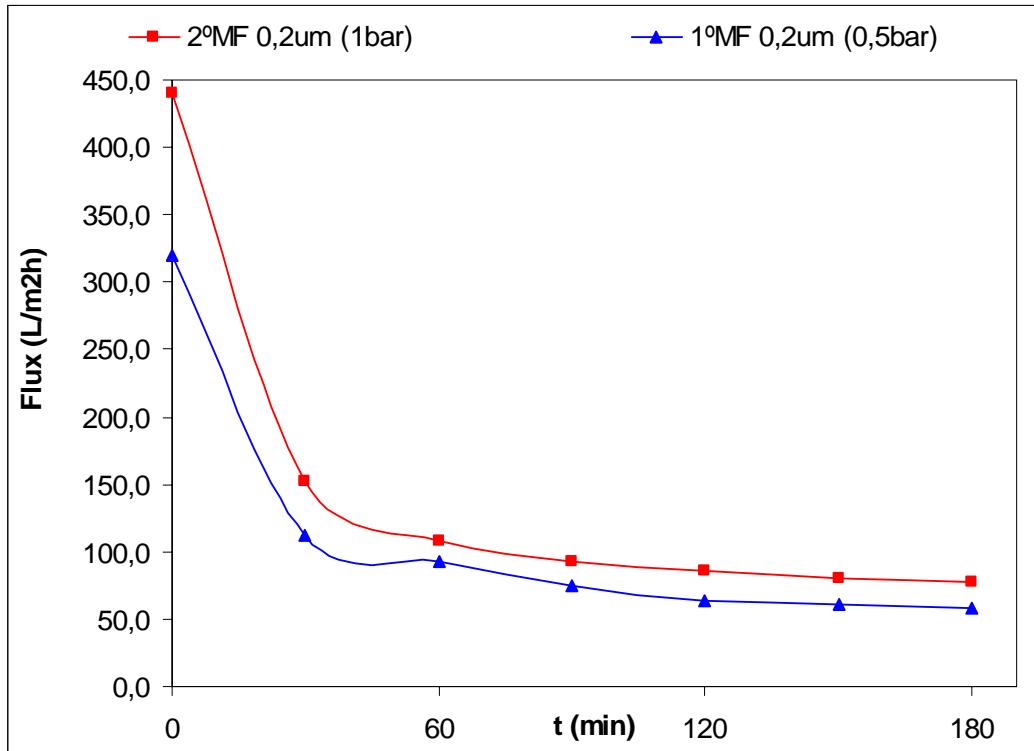
➤ Ensayos con agua de vertido de la Empresa:

t (min)	$Q_p(\text{L/h})$	Flux ( $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ )
0	1,2	320,17
30	0,42	112,06
60	0,35	93,38
90	0,28	74,71
120	0,24	64,03
150	0,23	61,37
180	0,22	58,70

Ensayo 1: agua salida 09/08/06 ( $\Delta P=0,53$  bar)

t (min)	$Q_p(\text{L/h})$	Flux ( $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ )
0	1,65	440,23
30	0,57	152,08
60	0,405	108,06
90	0,35	93,38
120	0,32	85,38
150	0,3	80,04
180	0,29	77,37

Ensayo 2: agua salida 30/08/06 ( $\Delta P=1$  bar)



Ensayo microfiltración PVDF 0,2 $\mu$ m.



Membrana microfiltración (PVDF 0,2 $\mu$ m) ensayada.

B) Microfiltración 0,05  $\mu\text{m}$ 

Membrana	Tipo	Material	Tamaño poro ( $\mu\text{m}$ )	Flux ( $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ )	P (bar)
Nadir PM MP005	Microfiltración	PES	0,05	>800	3

Características de la membrana microfiltración 0,05  $\mu\text{m}$ .

## ➤ Caracterización:

$P_1(\text{bar})$	$P_2(\text{bar})$	$\Delta P(\text{bar})$	$Q_p(\text{L} \cdot \text{h}^{-1})$
0,55	0,4	0,46	2,13
0,85	0,7	0,77	3,42
1,05	0,9	0,97	4,02

Caracterización con agua destilada.

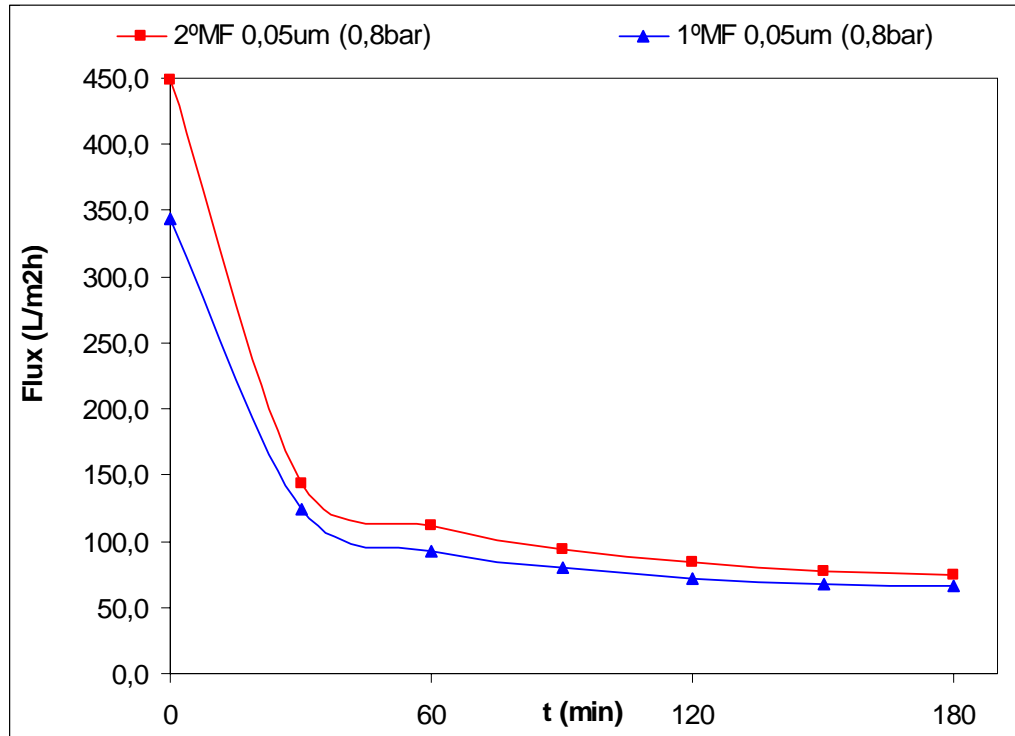
## ➤ Ensayos con agua de vertido de la Empresa:

t (min)	$Q_p(\text{L/h})$	Flux ( $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ )
0	1,29	344,18
30	0,47	124,07
60	0,35	92,05
90	0,30	80,04
120	0,27	72,04
150	0,26	68,04
180	0,25	66,04

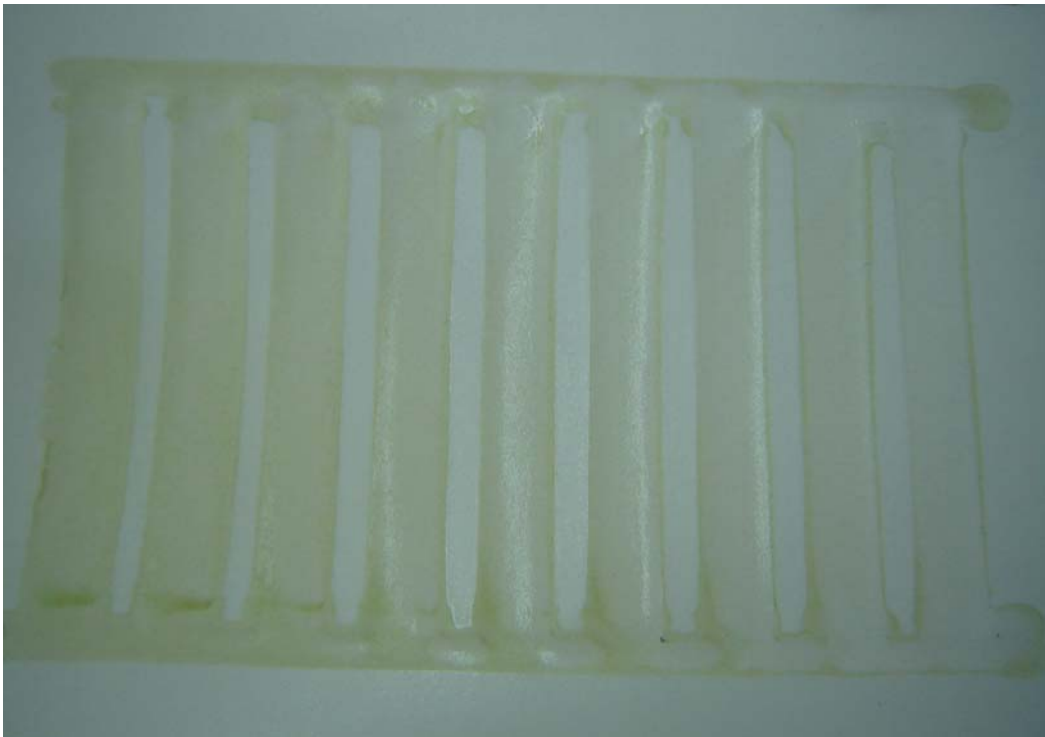
Ensayo 1: agua salida 09/08/06 ( $\Delta P=0,8$  bar)

t (min)	$Q_p(\text{L/h})$	Flux ( $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ )
0	1,68	448,24
30	0,54	144,08
60	0,42	112,06
90	0,35	93,38
120	0,32	84,04
150	0,29	77,37
180	0,28	74,71

Ensayo 2: agua salida 30/08/06 ( $\Delta P=0,8$  bar)



Ensayo microfiltración PES 0,05µm.



Membrana de microfiltración (PES 0,05µm) ensayada.



## C) Ultrafiltración 150kDa

Membrana	Tipo	Material	Corte molecular(kDa)	Flux ( $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ )	P (bar)
Nadir FM UP150	Ultrafiltración	PES	150	>200	0,7

Características de la membrana ultrafiltración 150kDa.

➤ Caracterización:

$P_1$ (bar)	$P_2$ (bar)	$\Delta P$ (bar)	$Q_p(L \cdot h^{-1})$
0,4	0,25	0,31	1,46
0,8	0,65	0,72	3,12
1,15	1	1,07	4,32

Caracterización con agua destilada.

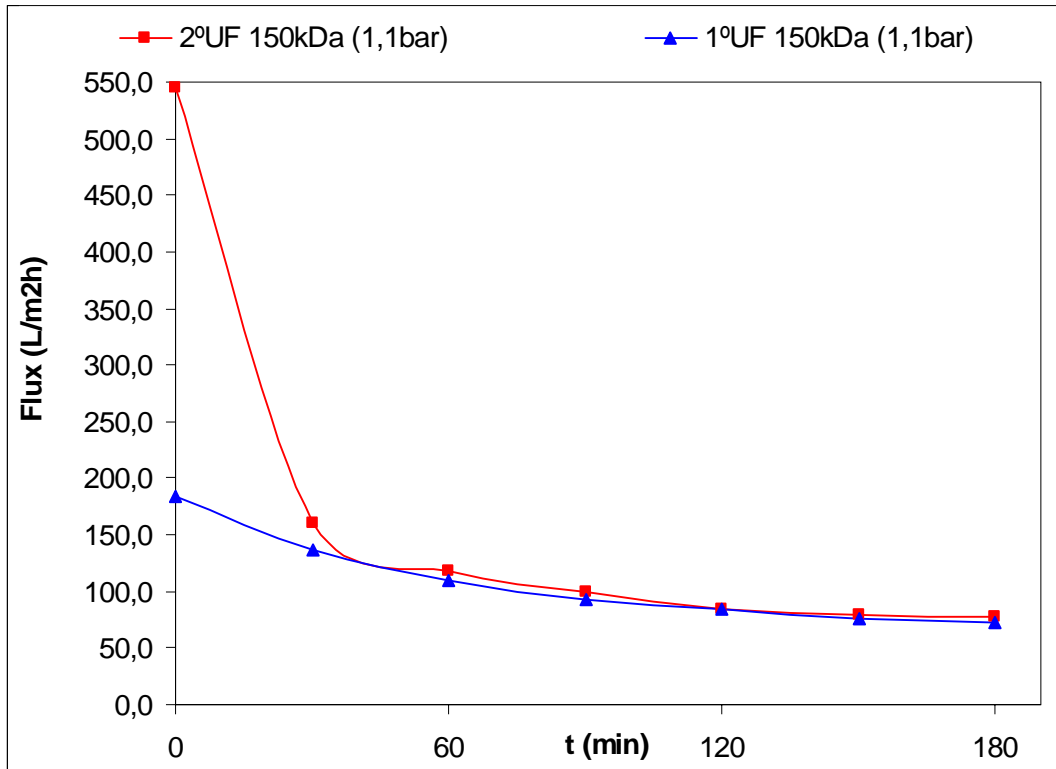
➤ Ensayos con agua de vertido de la Empresa:

t (min)	$Q_p(L/h)$	Flux ( $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ )
0	0,69	184,10
30	0,51	136,07
60	0,41	110,06
90	0,35	93,38
120	0,32	84,04
150	0,29	76,04
180	0,27	72,04

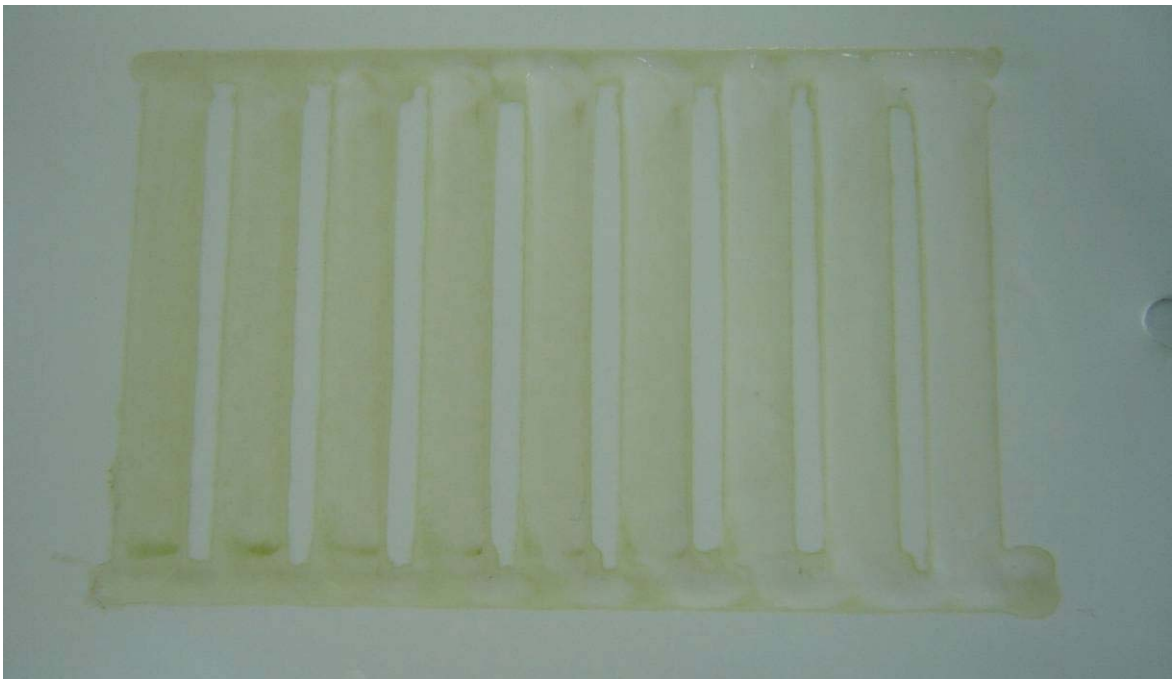
Ensayo 1: agua salida 09/08/06 ( $\Delta P=1,1$  bar)

t (min)	$Q_p(L/h)$	Flux ( $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ )
0	2,04	544,29
30	0,60	160,09
60	0,44	117,40
90	0,38	100,05
120	0,32	84,04
150	0,30	80,04
180	0,29	77,37

Ensayo 2: agua salida 30/08/06 ( $\Delta P=1,1$  bar)



Ensayo ultrafiltración PES 150kDa.



Membrana ultrafiltración (PES 150kDa) ensayada.

MEMBRANA	MUESTRA	COT (mg C·L <sup>-1</sup> )	% Eliminación COT	DQO (mg O <sub>2</sub> ·L <sup>-1</sup> )	% Eliminación DQO
<b>0,45μm (SDI)</b>	Alimento	11,24	-	155	<b>22,58</b>
	Permeado	17,94		120	
<b>0,2μm</b>	Alimento	9,765	<b>19,00</b>	137	<b>3,65</b>
	Permeado	7,91		132	
<b>0,05μm</b>	Alimento	8,66	<b>3,35</b>	155	<b>5,81</b>
	Permeado	8,37		146	
<b>150kDa</b>	Alimento	10,67	<b>5,81</b>	156	<b>6,41</b>
	Permeado	10,05		146	

Resultados del análisis del COT y de la DQO (Ensayo 1: agua salida 09/08/06)

MEMBRANA	MUESTRA	COT (mg C·L <sup>-1</sup> )	% Eliminación COT	DQO (mg O <sub>2</sub> ·L <sup>-1</sup> )	% Eliminación DQO
<b>0,2μm</b>	Alimento	9,34	-	162,5	<b>3,38</b>
	Permeado	11,34		157	
<b>0,05μm</b>	Alimento	9,65	-	142	<b>3,52</b>
	Permeado	11,25		137	
<b>150kDa</b>	Alimento	12,05	<b>7,05</b>	148	<b>13,51</b>
	Permeado	11,25		128	

Resultados del análisis del COT y de la DQO (Ensayo 2: agua salida 30/08/06)

## ENSAYOS NF

Membrana	Tipo	P(bar)	CaCl <sub>2</sub>
ESNA1 LF	Nanofiltracion	5,2	89%

Agua destilada (25°C)					
Qr (L/h)	P <sub>1</sub> (bar)	P <sub>2</sub> (bar)	DP(bar)	Flux1° (L/m <sup>2</sup> ·h)	Flux2° (L/m <sup>2</sup> ·h)
350	3,6	3,3	3,45	74,42	83,32
500	3,6	2,8	3,20	68,16	75,39
500	4	3,3	3,65	74,88	84,44
500	5	4,2	4,60	91,20	105,70

Agua destilada (30°C)					
Qr (L/h)	P <sub>1</sub> (bar)	P <sub>2</sub> (bar)	DP(bar)	Flux1° (L/m <sup>2</sup> ·h)	Flux2° (L/m <sup>2</sup> ·h)
<b>500</b>	<b>5</b>	<b>4,2</b>	<b>4,60</b>	<b>97,69</b>	<b>115,80</b>

Efluente secundario (30°C)			
Qr (L/h)	P <sub>1</sub> (bar)	P <sub>2</sub> (bar)	DP(bar)
500	5	4,2	4,60

t (min)	Q <sub>p1</sub> (L/h)	Q <sub>p2</sub> (L/h)	5bar	4,2bar
			Flux (L/m <sup>2</sup> ·h)	Flux (L/m <sup>2</sup> ·h)
0			0,00	0,00
10	0,4659	0,4020	60,35	52,07
30	0,4476	0,4056	57,98	52,54
60	0,4368	0,3963	56,58	51,33
120	0,4302	0,3978	55,73	51,53
185	0,4149	0,3819	53,74	49,47
245	0,3987	0,3789	51,65	49,08
300	0,3981	0,369	51,57	47,80
360	0,4068	0,3774	52,69	48,89

	pH	Cond. (mS/cm)	Turbidez (NTU)	DQO (mg O <sub>2</sub> /L)	TOC (mg/L)
<b>Alimento</b>	9,37	7,8	7,2	188	68,88
<b>Permeado1</b>	10,08	2,21	0,211	67	27,35
<b>Permeado2</b>	10,37	2,26	0,211	71	26,76
<b>% R</b>	-	<b>71,67</b>	<b>97,07</b>	<b>64,36</b>	<b>60,29</b>
<b>% R</b>	-	<b>71,03</b>	<b>97,07</b>	<b>62,23</b>	<b>61,15</b>

Membrana	Tipo	P(bar)	NaCl	CaCl <sub>2</sub>	MgSO <sub>4</sub>
NF-270	Nanofiltracion	3,5	80%	50%	99,3%

Agua destilada (25°C)					
Qr (L/h)	P <sub>1</sub> (bar)	P <sub>2</sub> (bar)	DP(bar)	Flux1° (L/m <sup>2</sup> ·h)	Flux2° (L/m <sup>2</sup> ·h)
350	3,6	3,2	3,40	64,61	39,66
500	3,6	2,6	3,10	62,80	36,84
600	3,6	2,2	2,90	60,47	33,42

Agua destilada (30°C)					
Qr (L/h)	P <sub>1</sub> (bar)	P <sub>2</sub> (bar)	DP(bar)	Flux1° (L/m <sup>2</sup> ·h)	Flux2° (L/m <sup>2</sup> ·h)
350	3,6	3,2	3,40	76,01	45,70
500	3	2,15	2,58	58,95	32,60
500	3,6	2,7	3,15	71,31	41,35
500	4	3	3,50	80,32	46,90
<b>500</b>	<b>5</b>	<b>4,2</b>	<b>4,60</b>	<b>100,45</b>	<b>60,74</b>
500	6	5,15	5,58	121,63	74,18

Efluente secundario (30°C)			
Qr (L/h)	P <sub>1</sub> (bar)	P <sub>2</sub> (bar)	DP(bar)
500	5	4,2	4,60

t (min)	Q <sub>p1</sub> (L/h)	Q <sub>p2</sub> (L/h)	5bar	4,2bar
			Flux (L/m <sup>2</sup> ·h)	Flux (L/m <sup>2</sup> ·h)
0			0,00	0,00
10	0,3708	0,2295	48,03	29,73
30	0,3732	0,2349	48,34	30,43
60	0,3693	0,2340	47,84	30,31
120	0,3783	0,2340	49,00	30,31
185	0,3777	0,2340	48,92	30,31
245	0,3720	0,2370	48,19	30,70
300	0,3672	0,2271	47,56	29,42
360	0,366	0,2352	47,41	30,47

	pH	Cond. (mS/cm)	Turbidez (NTU)	DQO (mg O <sub>2</sub> /L)	TOC (mg/L)
Alimento	8,89	7,94	7,2	180	47
Permeado1	9,88	2,47	0,174	64	19,26
Permeado2	9,71	2,94	0,365	70	22,64
% R	-	<b>68,89</b>	<b>97,58</b>	<b>64,44</b>	<b>59,02</b>
% R	-	<b>62,97</b>	<b>94,93</b>	<b>61,11</b>	<b>51,83</b>

## ENSAYOS FILTRACIÓN CARBÓN ACTIVADO

### ENSAYOS CON MUESTRA DE AGUA N°1 (6/08/07)

Muestra	pH	Conductividad (mS/cm)	Turbidez (NTU)	DQO (mg/L)	SS (mg/L)
Ensayo 1 (5 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·h)	7,38	4,32	2,473	136	25
Ensayo 2 (10 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·h)	7,72	4,29	0,972	137	22
Ensayo 3 (12.5 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·h)	7,81	4,26	1,983	129	21
Ensayo 4 (15 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·h)	7,67	4,27	1,082	134	22
Ensayo 5(17 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·h)	7,90	4,31	2,255	144	23

Valores iniciales del tanque de alimentación.

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	8,61	4,10	5%	0,971	61%	20,3	85%	19	24%
2	8,60	4,09	5%	0,788	68%	-	-	23	8%
3	8,61	4,07	6%	0,423	83%	16,8	88%	16	36%
4	8,61	4,06	6%	0,456	82%	-	-	15	40%
5	8,61	4,06	6%	0,348	86%	17,5	87%	17	32%

Resultados filtración con velocidad de paso de 5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q= 24 L/h).

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	8,92	4,66	-9%	0,159	84%	16,0	88%	26	-
2	8,88	4,76	-11%	0,197	80%	-	-	16	27%
3	8,86	4,71	-10%	0,228	77%	14,1	90%	21	5%
4	8,87	4,69	-9%	0,030	97%	-	-	3	86%
5	8,87	4,71	-10%	0,144	85%	17,5	87%	23	-

Resultados filtración con velocidad de paso de 10 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q= 46 L/h).

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	8,91	4,61	-8%	0,752	62%	16,1	88%	27	-
2	8,90	4,52	-6%	0,152	92%	-	-	18	14%
3	8,87	4,52	-6%	0,030	98%	16,0	88%	20	5%
4	8,88	4,51	-6%	0,030	98%	-	-	19	10%
5	8,89	4,51	-6%	0,053	97%	12,9	91%	12	43%

Resultados filtración velocidad de paso de 12.5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q=58L/h).

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	8,78	4,67	-9%	0,131	88%	15,1	89%	20	9%
2	8,78	4,62	-8%	0,123	89%	-	-	22	0%
3	8,77	4,65	-9%	0,336	69%	19,0	86%	19	14%
4	8,77	4,64	-9%	0,319	71%	-	-	20	9%
5	8,77	4,60	-8%	0,196	82%	16,6	88%	19	14%

Resultados filtración con velocidad de paso de 15 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q=70 L/h).

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	8,89	4,69	-9%	0,237	89%	15,6	89%	19	17%
2	8,85	4,67	-8%	0,164	93%	-		18	22%
3	8,85	4,71	-9%	0,393	83%	19,2	86%	18	22%
4	8,85	4,66	-8%	0,139	94%	-		20	13%
5	8,83	4,66	-8%	0,114	95%	15,3	89%	20	13%

Resultados filtración con velocidad de paso de 17 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q=80 L/h).

### ENSAYOS CON MUESTRA DE AGUA N°2 (16/08/07)

Muestra Inicial	pH	Conductividad (mS/cm)	Turbidez (NTU)	DQO (mg/L)	SS (mg/L)
Todas las velocidades	7,41	3,61	3,703	147	32

Valores iniciales del tanque de alimentación.

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	8,85	4,08	-13%	1,119	70%	19,2	87%	23	28%
2	8,83	4,09	-13%	0,664	82%	19,7	87%	20	38%
3	8,81	4,07	-13%	0,300	92%	17,9	88%	16	50%

Resultados filtración con velocidad de paso de 5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q= 24 L/h).

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	9,04	4,12	-14%	0,446	88%	17,3	88%	20	38%
2	8,99	4,12	-14%	0,381	90%	17,4	88%	25	22%
3	8,81	4,10	-14%	0,297	92%	20,8	86%	23	28%

Resultados filtración con velocidad de paso de 10 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q= 46 L/h).

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	7,61	3,57	1%	0,734	80%	23,1	84%	16	50%
2	7,71	3,57	1%	0,465	87%	22,1	85%	16	50%
3	7,84	3,6	0%	0,384	90%	23,0	84%	21	34%

Resultados filtración velocidad de paso de 12.5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q=58L/h).

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	8,95	3,98	-10%	0,833	78%	18,9	87%	17	47%
2	8,95	3,96	-10%	0,891	76%	19,2	87%	21	34%
3	8,85	3,93	-9%	0,450	88%	17,1	88%	19	41%

Resultados filtración velocidad de paso de 15 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q=70 L/h).

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	8,88	4,06	-12%	1,391	62%	18,3	88%	23	28%
2	8,91	4,04	-12%	0,372	90%	19,6	87%	27	16%
3	8,92	3,99	-11%	0,284	92%	17,2	88%	27	16%

Resultados filtración velocidad de paso de 17 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q=80 L/h).

### ENSAYOS CON MUESTRA DE AGUA N°3 (27/08/07)

Muestra Inicial	pH	Conductividad (mS/cm)	Turbidez (NTU)	DQO (mg/L)	SS (mg/L)
Todas las velocidades	7,53	6,38	3,1	156	38

Valores iniciales del tanque de alimentación.

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	8,75	6,63	-4%	1,339	57%	18,5	88%	24	37%
2	8,73	6,69	-5%	0,442	86%	18,5	88%	25	34%
3	8,73	6,70	-5%	1,423	54%	19,3	88%	25	34%

Resultados filtración con velocidad de paso de 5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q= 24 L/h).

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	8,68	6,66	-4%	0,628	80%	18,0	88%	25	34%
2	8,65	6,64	-4%	0,424	86%	20,9	87%	25	34%
3	8,63	6,61	-4%	0,690	78%	17,7	89%	26	32%

Resultados filtración velocidad de paso de 10 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q= 46 L/h).

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	8,54	6,77	-6%	0,916	70%	30,1	81%	25	34%
2	8,58	6,79	-6%	0,834	73%	17,6	89%	26	32%
3	8,6	6,79	-6%	0,515	83%	17,8	89%	26	32%

Resultados filtración velocidad de paso de 12.5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q=58L/h).

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Valor (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	8,60	6,58	-3%	0,875	72%	18,0	88%	27	29%
2	8,60	6,55	-3%	0,484	84%	18,7	88%	31	18%
3	8,59	6,58	-3%	0,710	77%	16,9	89%	33	13%

Resultados filtración velocidad de paso de 15 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q=70 L/h).

Paso	pH	Conductividad		Turbidez		DQO		SS	
		Inicial (mS/cm)	Reducción (%)	Valor (NTU)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)	Valor (mg/L)	Reducción (%)
1	8,70	6,77	-6%	0,381	88%	20,6	87%	26	32%
2	8,70	6,89	-8%	0,442	86%	19,1	88%	28	26%
3	8,69	6,91	-8%	0,278	91%	21,6	86%	29	24%

Tabla 18. Resultados filtración velocidad de paso de 17 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> · h (Q=80 L/h).





# **ANEXO 3**

---

## **ARTÍCULOS CIENTÍFICOS PRESENTADOS**

---



ELSEVIER

Desalination xxx (2007) 1–8

DESALINATION

www.elsevier.com/locate/desal

## Nanofiltration of secondary effluent for wastewater reuse in the textile industry

J.M. Gozávez\*, D. Sanz, J. Lora, J.M. Arnal, M.C. León

*Chemical and Nuclear Engineering Department, Polytechnic University of Valencia,  
Camino de Vera s/n 46022 Valencia, Spain  
Tel. +34 96 387 76 33; Fax +34 963877639; email: jmgz@iqn.upv.es*

Received 20 December 2006; accepted 7 January 2007

### Abstract

Textile industries represent an important environmental problem due to their high water consumption. In many Spanish regions with water scarcity, this fact can be an argument to make wastewater reuse necessary. In this work, a biologically treated wastewater from a cotton thread factory was subjected to nanofiltration (NF) in two ways, direct NF treatment and NF after a pre-treatment stage by ultrafiltration (UF). Nowadays, the factory effluent is treated by an activated sludge process. This effluent has high values of COD ( $200 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$ ) and TDS ( $5000 \text{ mg L}^{-1}$ ) which makes its use in the textile processes impossible.

In such situations, reverse osmosis (RO) has been typically used with the purpose of reuse. However, NF can achieve enough permeate quality for certain processes at a lower operating pressure than RO.

To verify the possibility of reusing textile wastewater with NF, three NF membranes of different pore size (NF90, NF200 and NF270 from Dow-Filmtec) were studied. In order to select the most effective one, experiments were carried out at four different pressures in a pilot plant equipped with a flat-sheet membrane module. The studied responses were permeate flux, salt retention and COD removal.

The NF90 yielded a COD reduction of 99% and the highest salt retention (75–95%). As the permeate quality obtained with this membrane was satisfactory, long duration experiments were performed with a spiral-wound module in order to scale-up the system and to study the effect of fouling. These experiments showed that the levels of COD removal and salt retention were not significantly affected by fouling and that a high flux percentage could be retrieved after cleaning.

Finally, UF and NF experiences were coupled in order to study the effect of UF as pre-treatment in a NF system. In this case, permeate flux of NF increased a lot (about 50%) and COD concentration in NF feed was reduced (about 40%).

\*Corresponding author.

*Presented at the conference on Desalination and the Environment. Sponsored by the European Desalination Society and Center for Research and Technology Hellas (CERTH), Sani Resort, Halkidiki, Greece, April 22–25, 2007.*

0011-9164/06/\$– See front matter © 2006 Elsevier B.V. All rights reserved.

doi:10.1016/j.desal.0000.00.000

Therefore, it could be concluded that the use of NF with a suitable pre-treatment foresees an important percentage of reuse resulting in less environmental impact with lower energy costs compared to a RO based system.

*Keywords:* Nanofiltration; Textile wastewater; Reuse; COD removal

## 1. Introduction

Textile industries represent an important environmental problem due to their high water consumption. In the production of a tone of textile product 200–350 m<sup>3</sup> of water are consumed [1,2]. This water is used both in specific operations like dyeing, bleaching, finishing, etc. and in cleaning operations for which a good quality of water is necessary.

Parameters of major interest in the textile wastewaters concern chemical oxygen demand (COD), total organic carbon (TOC), conductivity and colour. The most common treatments applied to treat and recycle textile wastewater comprise biological treatment, precipitation, coagulation/flocculation, flotation, oxidation and adsorption [3–7].

However, the efficacy of these treatments is not sufficiently high as most compounds cannot be easily degraded. This originates a residual colour and COD. Besides, these methods are not able to decrease salinity.

Therefore, membrane filtration can be an optimal solution to remove colour, COD and salinity [8,9]. One of the most promising technologies is nanofiltration (NF). This membrane technology can achieve higher COD rejection than ultrafiltration (more than 90%) with greater flux than reverse osmosis (RO) and sometimes less fouling problems [10]. On the other hand, NF membrane separation has been used successfully in the textile wastewater treatment to obtain industrial water from textile effluents [11–13]. Despite this, in order to obtain good efficiency and to prevent fouling in the NF membranes, a correct pre-treatment has to be considered [14,15].

NF falls between ultrafiltration and reverse osmosis; its separation characteristics are based on sieve effect, but most commercial NF membranes are also charged. So, ion rejection by NF membranes results from the combination of electrostatic and steric interactions associated with charge shielding, Donnan exclusion and the degree of ion hydration [16,17].

The aim of this paper is to verify the possibility of reusing the secondary effluent from a textile industry by a nanofiltration (NF) process.

In this work, the experimentation has been structured in the following stages:

In the first experimental stage, experiments with flat sheet membranes of different pore size were performed to select the most effective one. Then, the second stage consists of long duration experiments with a spiral-wound module of the NF membrane selected. In these experiments, the effect of fouling is studied through a continuous measure of permeate flux, salts and COD retention. The last experimental stage consisted of experiments in which the performance of NF was tested after an UF stage.

## 2. Experimental

### 2.1. Wastewater characteristics

The feed stream was, in all experiences, the effluent from an industrial wastewater plant (IWP) of a textile industry located in Valencia (Spain). In this industry the main operations are dyeing and scouring. After all textile processes, wastewater presents a dark blue colour, a very high pH and high conductivity. This effluent is treated in the IWP, which includes a physicochemical process and a biological reactor. The main residual

Table 1  
Textile wastewater characteristics before and after biological treatment

Parameter	Feed water IWP textile	Secondary effluent
pH	12–14	7.5–8.5
Colour	Dark blue	Light yellow
COD (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	1500–2000	100–150
Conductivity (μS cm <sup>-1</sup> )	6000–7500	6000–7000
Temperature (°C)	35–40	30–35

contaminants are salts, colour and COD and their concentrations are highly variable (Table 1).

A typical value for the feed to NF system, obtained in a complete analysis, is showed in Table 2.

## 2.2. Materials and methods

### 2.2.1. Experiments for membrane selection

The experiments with the aim of determining the optimal NF membrane were carried out on a laboratory scale pilot plant. A scheme is shown in Fig. 1.

The NF module was equipped with four flat sheet membranes and a total filtration area of 120 cm<sup>2</sup>. Three commercial thin-film composite polyamide membranes manufactured by

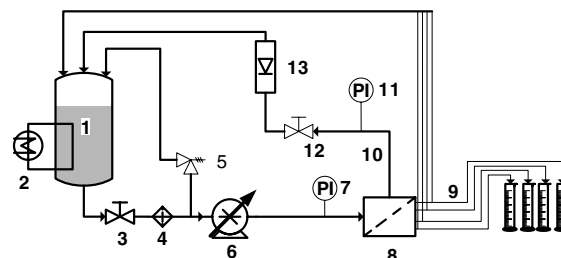


Fig. 1. Scheme of the NF laboratory plant. 1: feed tank; 2: heat exchanger; 3: valve; 4: security filter; 5: safety valve; 6: feed pump; 7: manometer; 8: NF module; 9: permeate stream; 10: concentrate stream; 11: manometer; 12: regulation valve; 13: rotameter.

Dow-FilmTec were tested: NF90, NF200 and NF270.

Membranes were previously characterised with deionized water, and afterwards, they were exposed to the secondary effluent. The temperature was established at 25°C. The effect of the pressure was studied with experiences over the range of 6 to 22 bar. The recirculation flow and temperature were fixed at 340 L h<sup>-1</sup>. The studied responses were permeate flux, salt rejection (based on conductivity) and COD removal.

### 2.2.2. Pilot plant studies

After the selection study with flat-sheet membranes, the NF90-2540 spiral-wound

Table 2  
Secondary effluent

Parameter	Value	Parameter	Value
pH	7.8	Ammonium (mg L <sup>-1</sup> )	2
Conductivity (μS/cm)	7500	Chlorine (mg L <sup>-1</sup> )	1200
SS (mg L <sup>-1</sup> )	48	Sulphates (mg L <sup>-1</sup> )	1780
BOD <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	45	Bicarbonates (mg L <sup>-1</sup> )	560
COD (mg L <sup>-1</sup> )	150	Nitrates (mg L <sup>-1</sup> )	1.2
Colour	1/20	Silica (mg L <sup>-1</sup> )	5
Sodium (mg L <sup>-1</sup> )	1700	Iron (mg L <sup>-1</sup> )	29.6
Potassium (mg L <sup>-1</sup> )	17	Phosphor (mg L <sup>-1</sup> )	3.1
Calcium (mg L <sup>-1</sup> )	80	Oil total (mg L <sup>-1</sup> )	5
Magnesium (mg L <sup>-1</sup> )	20	Detergents (mg L <sup>-1</sup> )	0.2

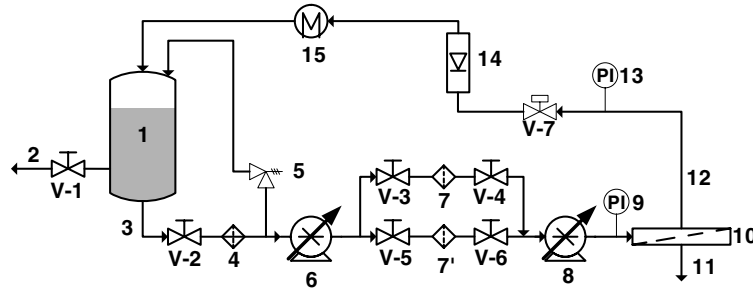


Fig. 2. Scheme of the NF industrial pilot plant. 1: feed tank; 2: tank emptying; 3: feed stream; 4: security filter; 5: security valve; 6: low-pressure pump; 7: 7' cartridge filter system; 8: high pressure pump; 9: manometer; 10: NF spiral wound module; 11: permeate stream; 12: concentrate stream; 13: manometer; 14: rotameter; 15: heat exchanger.

module was selected for the experiments in an industrial pilot plant (Fig. 2) situated in the factory.

The NF plant was operated in the batch recirculation mode. Permeate and retentate were recycled back to the feed tank of 1 m<sup>3</sup>. Every week the feed tank was filled with secondary effluent from the IWP and prefiltered over a 50 micron cartridge filter. The following responses were studied: temperature, permeate flux, COD and conductivity rejection.

Two types of experiments were performed:

- Direct NF experiments
- Combined UF/NF experiments

In the direct NF experiments, NF was operated at a pressure of 10 bar and at a feed flow rate of 750 L/h. Fig. 3 shows the COD and conductivity values of the treated wastewater. During six months the plant was operated five days a week. Each day an experiment, which lasted 9 h, was performed. This meant a total experimental time of 527 h. Every week, the feed tank was filled with fresh wastewater. The membranes were cleaned by flushing tap water during the hours while the filtration was not active.

In the combined NF experiments, permeate from a 10 kDa Persep<sup>TM</sup> (4-inch) spiral-wound membrane supplied by Orelis-Novasep was used as feed solution. The feed flow and operating pressure were also 750 L/h and 10 bar.

### 3. Results and discussion

#### 3.1. Results of experiments for membrane selection

The permeability results for the three membranes studied when treating the secondary effluent are shown in Fig. 4.

Theoretically, attending to the MWCO of the membranes used, the flux sequence should be  $J(\text{NF270}) > J(\text{NF200}) > J(\text{NF90})$ . However, some of the sheets of the NF200 membrane yielded higher flux than NF270. Besides, NF200 and NF270 showed high dispersion in the permeability. Results show that NF200 and NF270 yielded similar salt rejection, and that NF90

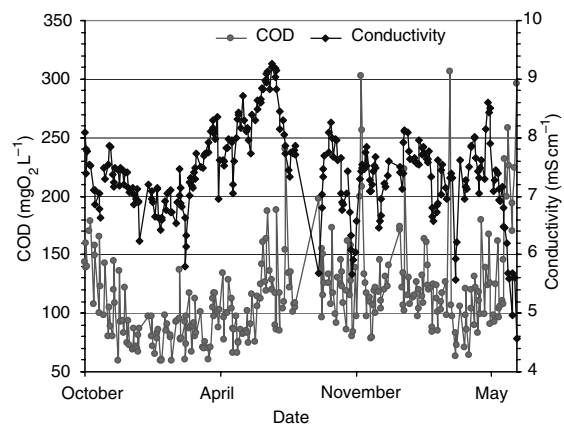


Fig. 3. Conductivity and COD values of treated textile wastewater during six months.

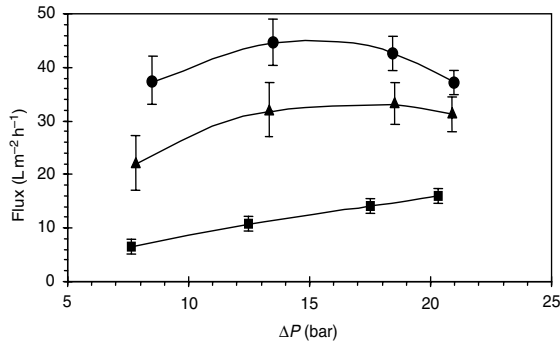


Fig. 4. Flux obtained for secondary effluent in different flat-sheet membranes. (●) NF 270, (▲) NF 200, (■) NF 90.

was able to achieve a salt rejection index over 85% (Fig. 5). It was also observed that the higher the pressure, the higher the salt rejection for all membranes studied. Nevertheless, the COD rejection showed a different behaviour (Fig. 6). For the membrane NF90, high COD rejection values were always obtained and their values were very independent of pressure. The NF200 and NF270 had always smaller values of COD rejection and for both it was observed that the effect of pressure was to slightly decrease the COD rejection.

Considering these facts, the membrane NF90 was selected for further experiments as its permeate was able to meet the minimum specifications required for the factory. A pressure of

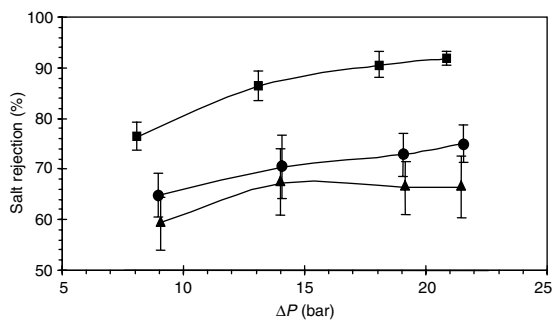


Fig. 5. Salt rejection obtained for secondary effluent in different flat-sheet membranes (●) NF 270, (▲) NF 200, (■) NF 90.

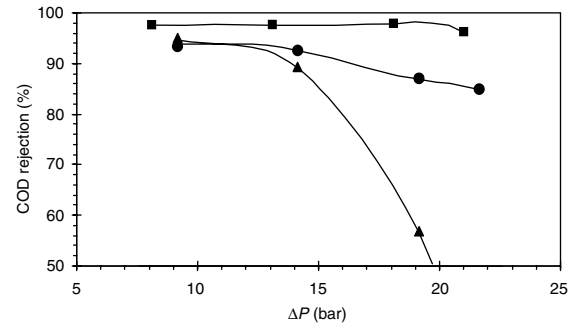


Fig. 6. Minimum values of COD rejection obtained for secondary effluent in different flat-sheet membranes. (●) NF 270, (▲) NF 200, (■) NF 90.

10 bar was also selected as a balance between the flux and the rejection values.

### 3.2. Pilot plant studies with direct NF

Fig. 7 shows the results of normalized flux at 30°C obtained treating the secondary effluent of the factory. It can be seen that the water cleaning made it possible to retrieve almost all the flux during the non-experimentation period. The flux decrease between experiments was attributed to the increase in COD and salt concentration of the feed. Salt rejection (Fig. 8) was always in the range of 95–97% being not very influenced by feed concentration. Permeate conductivity (Fig. 9) always meets the specification required by the factory (<400 μS/cm).

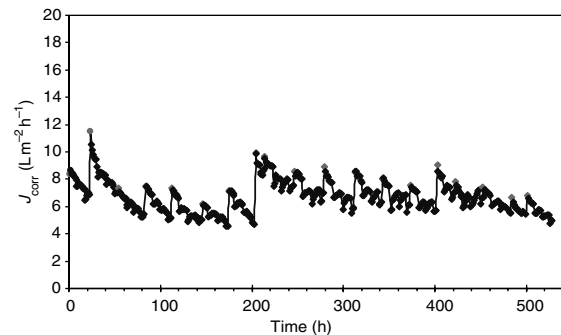


Fig. 7. Normalized flux at 30°C of NF90-2540.

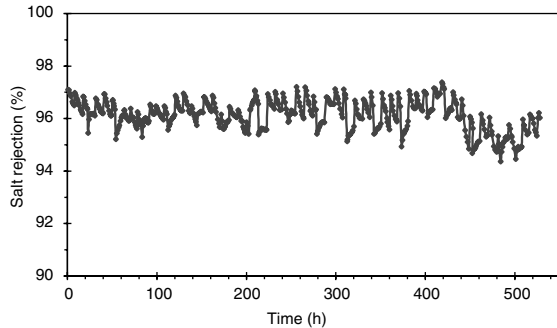


Fig. 8. Salt rejection of NF90-2540.

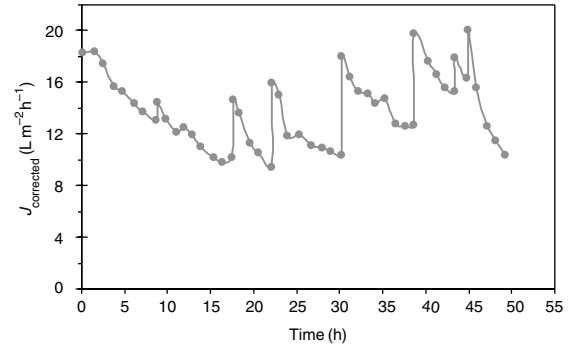


Fig. 10. Flux at 30°C of NF90-2540 after a UF 10 kDa Persepe™.

### 3.3. Pilot plant studies with combined UF/NF

Comparing Fig. 7 and Fig. 10, the previous use of UF largely improved the flux of the NF membrane. The UF used removed between 30 and 40% of the COD. However, the COD fraction retained was responsible for most of the fouling. The UF module presented a severe fouling and had to be subjected to continuous cleaning operations. After the UF treatment, the NF flux nearly doubled and the initial flux after flushing with water was almost completely retrieved. As it can be seen in Fig. 11, the salt rejection was slightly smaller than in the case of direct UF.

### 4. Conclusions

After studying the tree NF membranes, it was concluded that the permeate obtained with the NF90 could meet the specifications for water reuse in the textile industry (conductivity < 500  $\mu\text{S}/\text{cm}$  and COD < 20  $\text{mgO}_2/\text{L}$ ). The other NF membranes showed higher flux but smaller rejection with a greater variability of the permselective results. Conversely, the NF90 yielded flux and rejection values very independent of feed composition.

An important fouling was observed after direct treatment of secondary effluent with a

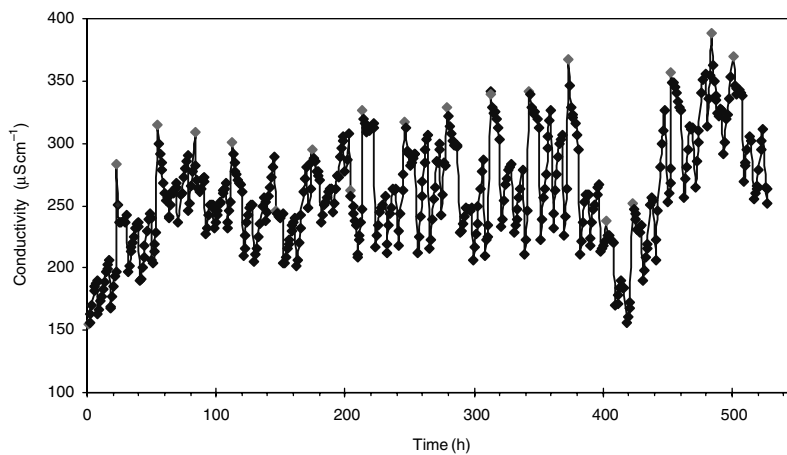


Fig. 9. Permeate conductivity of NF90-2540.



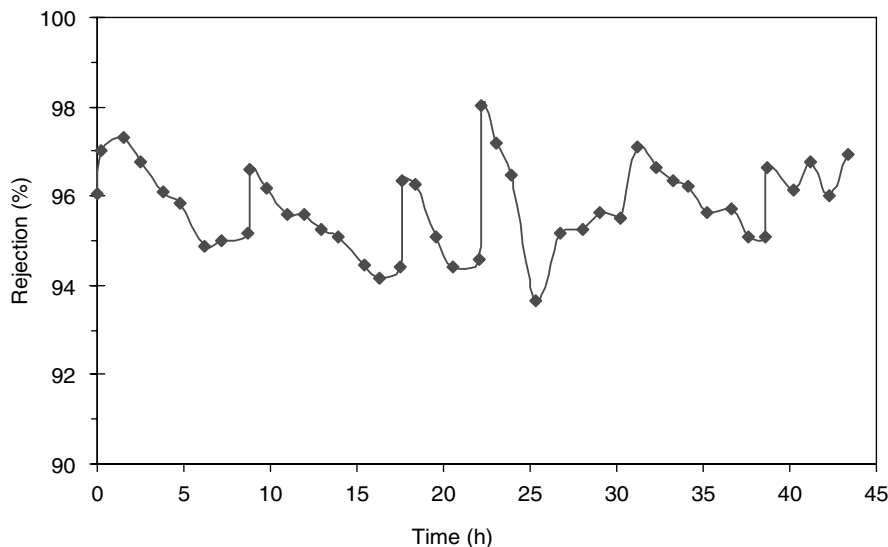


Fig. 11. Salt rejection at 30°C of NF90-2540 after a UF 10 kDa Peresep™.

NF90 spiral-wound module. However, most of membrane permeability could be retrieved by cleaning by water flushing.

The application of the UF eliminates colloids and macromolecules of MWCO greater than 10,000 that are responsible for most of the fouling. It is recommendable the use of an UF stage previous to the NF as the nanofiltration flux almost doubles and the effect of cleaning was also improved.

#### Acknowledgements

The authors would like to thank the Ministerio de Educación y Ciencia (Spain) for its financial support (Ref.:CTQ2005-03398/PPQ). Special thanks to the student of Chemical Engineering: Judith Tena.

#### References

- [1] S. Judd and B. Jefferson, Industrial wastewater recovery and re-use with membranes, *Filtr. Sep.*, 40 (2003) 38–40.
- [2] P. Schoeberl, M. Brik, R. Braun and W. Fuchs, Treatment and recycling of textile wastewater — case study and development of a recycling concept, *Desalination*, 171 (2005) 173–183.
- [3] P.C. Vandevivere, R. Bianchi and W. Verstraete, Treatment and reuse of wastewater from the textile wet-processing industry: review of emerging technologies 2, *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, 72 (1998) 289–302.
- [4] C. Terras, P. Vandevivere and W. Verstraete, Optimal treatment and rational reuse of water in textile industry 1, *Water Sci. Technol.*, 39 (1999) 81–88.
- [5] W. Delee, C. O'Neill, F.R. Hawkes and H.M. Pinheiro, Anaerobic treatment of textile effluents: a review, *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, 73 (1998) 323–335.
- [6] M.F. Sevimli and C. Kinaci, Decolorization of textile wastewater by ozonation and Fenton's process, *Water Sci. Technol.*, 45 (2002) 279–286.
- [7] I. Arslan-Alaton and O. Seremet, Advanced treatment of biotreated textile industry wastewater with ozone, virgin/ozonated granular activated carbon and their combination, *J. Environ. Sci. Health Part A Toxic Hazard. Subst. Environ. Eng.*, 39 (2004) 1681–1694.
- [8] S. Chakraborty, M.K. Purkait, S. DasGupta, S. De and J.K. Basu, Nanofiltration of textile plant effluent for color removal and reduction in COD, *Sep. Purif. Technol.*, 31 (2003) 141–151.

- [9] C.N. Lopes, J.C.C. Petrus and H.G. Riella, Color and COD retention by nanofiltration membranes, *Desalination*, 172 (2005) 77–83.
- [10] C. Suksaroj, M. Heran, C. Allegre and F. Persin, Treatment of textile plant effluent by nanofiltration and/or reverse osmosis for water reuse, *Desalination*, 178 (2005) 333–341.
- [11] G. Ciardelli, L. Corsi and M. Marcucci, Membrane separation for wastewater reuse in the textile industry, *Resour. Conservat. Recycl.*, 31 (2001) 189–197.
- [12] A. Rozzi, M. Antonelli and M. Arcari, Membrane treatment of secondary textile effluents for direct reuse 6, *Water Sci. Technol.*, 40 (1999) 409–416.
- [13] C. Tang and V. Chen, Nanofiltration of textile wastewater for water reuse, *Desalination*, 143 (2002) 11–20.
- [14] B. Van der Bruggen, G. Cornelis, C. Vandecasteele and I. Devreese, Fouling of nanofiltration and ultrafiltration membranes applied for wastewater regeneration in the textile industry, *Desalination*, 175 (2005) 111–119.
- [15] A. Akbari, J.C. Remigy and P. Aptel, Treatment of textile dye effluent using a polyamide-based nanofiltration membrane, *Chem. Eng. Proc.*, 41 (2002) 601–609.
- [16] P.Y. Pontalier, A. Ismail and M. Ghoul, Mechanisms for the selective rejection of solutes in nanofiltration membranes, *Sep. Purif. Technol.*, 12 (1997) 175–181.
- [17] J.M.M. Peeters, J.P. Boom, M.H.V. Mulder and H. Strathmann, Retention measurements of nanofiltration membranes with electrolyte solutions, *J. Membr. Sci.*, 145 (1998) 199–209.



## ESTUDIO PRELIMINAR DE ULTRAFILTRACIÓN MEDIANTE MEMBRANAS DE BAJO CORTE MOLECULAR COMO PRETRATAMIENTO PARA LA REUTILIZACIÓN DE UN AGUA RESIDUAL PETROQUÍMICA

José M. Gozávez-Zafrilla<sup>a\*</sup>, David Sanz-Escribano<sup>a</sup>, Jaime Lora-García<sup>a</sup>, M<sup>a</sup> Carmen León-Hidalgo<sup>a</sup>, Sergio Navalón-Oltra<sup>b</sup>

<sup>a</sup>Dpto. Ingeniería Química y Nuclear, <sup>b</sup>Dpto. de Química  
Universidad Politécnica de Valencia

Camino de Vera s/n. 46022 Valencia, España

Tel. +34 96 387 76 33; Fax +34 96 387 76 39; correo-e: jmgz@iqn.upv.es

**Abstract.** This work presents a preliminary study of UF treatment of the secondary effluent from a petrochemical industry. The aim of this process is to obtain water which can be reused either directly or after a RO treatment. The effluent to be treated presents high turbidity, COD>140 mgO<sub>2</sub>/L, TOC>10 mg/L, TDS>7000 mg/L and SDI>6. The removal of colloids and the reduction of TOC were considered indispensable for enlarging the life of the RO treatment. A low cut-off ultrafiltration was considered in order to achieve this objective.

The first experimental stage was devoted to standardize the feeds to be studied by means a preliminary filtration with a 40 micron filter. In the UF studies two polyethersulphone membranes from Nadir were used (UH004 and UP005 with a 4 and 5 kDa cut-off). The operating conditions were: temperature of 30°C, pressure of 2 bar and cross-flow velocity of 0.75–2.5 m/s. Permeate flux, COD, turbidity and TOC were the main responses studied.

The experiments revealed that both membranes were able to reduce almost completely the turbidity. However, COD and TOC were only reduced between 10-20%. Additional treatments, like nanofiltration, must be used before a high recovery RO treatment.

**Keywords:** Wastewater reuse, Ultrafiltration, Petrochemical, Secondary effluent

### 1. INTRODUCCIÓN

#### 1.1. REUTILIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL EN LA INDUSTRIA ESPAÑOLA

La zona mediterránea de España afronta cada vez más largos periodos de sequía, lo que está suponiendo una escasez de los recursos hídricos disponibles. Ante este problema se plantean las alternativas del trasvase, desalación y reutilización de aguas residuales. La alternativa del trasvase de recursos puede ocasionar alteración de los recursos naturales y en todo caso problemas sociopolíticos importantes. La desalación puede representar una contribución importante, pero no siempre resultará factible económicamente. Frente a las anteriores alternativas, la reutilización de las aguas urbanas e industriales puede llegar a

resultar más económica y lograr, en la mayoría de los casos, una reducción del impacto sobre el medio ambiente. Los recursos regenerados serán normalmente reutilizados en el propio centro que los genera, como es el caso de la industria, o en actividades lúdicas o agrícolas como es el caso de las aguas residuales urbanas.

Muchas industrias (tales como la textil, papelera, del cuero, alimentaria y petroquímica) son grandes consumidoras de agua (Tabla 1) y se ven afectadas sobremanera ante una disminución de la cantidad o calidad del agua. La reutilización supone una mayor independencia de los recursos externos. Además, las necesidades de agua industrial suelen ser muy dependientes de los procesos existentes, no

siendo necesaria la misma calidad de agua en diferentes puntos. Ello va a permitir que los procesos de reutilización puedan orientarse a generar corrientes de distintas calidades permitiendo una mejora de la economía del proceso global.

Tabla 1. Demanda de agua aproximada de diferentes sectores [1]

Industria	Demanda de agua por unidad de producto
Papelera	29 m <sup>3</sup> / (ton. papel)
Cervecera	10 -15 m <sup>3</sup> / (m <sup>3</sup> cerveza)
Lechera	140 m <sup>3</sup> / (m <sup>3</sup> leche)
Azucarera	8 m <sup>3</sup> / (ton. azúcar)
Textil	100 m <sup>3</sup> / (ton. tejido)

Si bien la situación deseable es disponer de sistemas de reciclado específicos para los diferentes tipos de agua residual generados, la situación de la que se parte en la mayoría de las industrias es que las distintas aguas residuales son mezcladas para su tratamiento. En este aspecto es muy típica la existencia de un tratamiento biológico secundario como tratamiento final. El efluente resultante constituye en muchos casos un recurso potencialmente recuperable mediante ósmosis inversa (OI) [2]. Para ello, va a ser necesario realizar pretratamientos oportunos que eviten el ensuciamiento de las membranas.

## 1.2. CASO ESTUDIADO

En nuestro caso se aborda el pretratamiento del efluente secundario de una industria petroquímica con vistas a permitir su reutilización mediante OI, logrando así una reducción de la salinidad.

Las diferentes aguas residuales producidas en la planta petroquímica son tratadas mediante un proceso biológico con nitrificación-desnitrificación y una posterior decantación. Tras este proceso el efluente final presenta las características expuestas en la Tabla 2.

La factoría desea reutilizar la mayor cantidad de agua posible (7200 m<sup>3</sup>/día). Las diferentes calidades de agua necesarias (Tabla 3) se obtendrán mediante un sistema de OI de conversión elevada.

Tabla 2. Parámetros del efluente tratado

Parámetro	Rango
Temperatura	28 – 32 °C
pH	7.0 – 8.6
Conductividad	5 – 11 mS/cm
Turbidez	3 – 7 NTU
Nitrato	0 – 150 mg/L
Nitrito	0 – 70 mg/L
Amonio	0 – 64 mg/L
DQO	20 – 170 mgO <sub>2</sub> /L
DBO <sub>5</sub>	0 – 60 mgO <sub>2</sub> /L
COT	10 – 55 mg/L
SDT	3250 – 7150 mg/L
SST	30 – 66 mg/L
Sílice	10 – 14 mg/L

Tabla 3. Calidades de agua necesarias en la industria estudiada

Uso	Cond. máx. (µS/cm)
Agua de enfriamiento	3000
Agua de proceso I	100
Agua de proceso II	1
Extinción, sanitaria,...	1000

El sistema de OI exige la eliminación previa de la materia coloidal y la disminución del carbono orgánico total (COT) [3]. Un sistema de filtración convencional más ultrafiltración (UF) puede cumplir este objetivo [4, 5].

## 2. METODOS EXPERIMENTALES

Con el objetivo de establecer el pretratamiento óptimo, se llevaron a cabo diferentes experiencias en una planta piloto de laboratorio para ensayos con membranas planas (Figura 1).

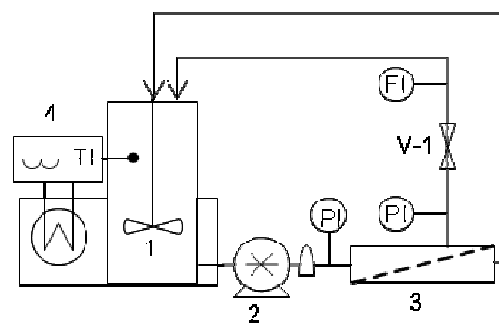


Figura 1. Esquema de la planta de MF/UF: 1. Tanque agitado. 2. Bomba con amortiguador de pulsaciones. 3. Módulo de membranas. 4. Tanque termostataado.

El alimento fue filtrado inmediatamente después de su recogida mediante una tela de 120 micras. Posteriormente, las muestras fueron esterilizadas mediante la adición de biocida bromado (DBNPA) hasta una concentración de 20 ppm.

Las experiencias consistieron en obtener la respuesta estacionaria de varias membranas sometidas a diferentes condiciones de velocidad tangencial y presión transmembranal (PTM). Para ello se operó a recirculación total de permeado y rechazo hasta estabilización del flujo de permeado. Se estableció una temperatura de ensayo de 30 °C por ser la temperatura promedio de salida del efluente.

Las variables de respuesta estudiadas en el permeado fueron densidad de flujo, turbidez, DQO y COT.

Tabla 4. Membranas Nadir® utilizadas

Membrana	Tamaño de poro/ Corte molecular	Material
MV-020	0.20 $\mu\text{m}$	PVDF
MP-005	0.05 $\mu\text{m}$	PES
UP-150	150 kDa	PES
UP-005	5 kD	PES
UH-004	4 kD	PESH

En una fase previa se realizaron experiencias utilizando membranas de MF (MV020 y MP005) y una membrana de UF alto corte molecular (UP150). En estos ensayos, la velocidad tangencial fue de 0.50 m/s, estudiándose el rango de presiones entre 0.5–1.2 bar.

Posteriormente, al no observarse reducciones significativas de la materia orgánica, se ensayaron dos membranas de UF de bajo corte molecular (UP-005 y UH-004) (Tabla 4). En esta fase se dispuso además de un filtro en línea de 40 micras antes del módulo. El rango de PTM fue 1.2–2.8 bar y el de velocidad tangencial 0.75–2.50 m/s.

### 3. RESULTADOS

#### 2.1. RESULTADOS PREVIOS CON MF/UF

En la Figura 2 se muestran los resultados de densidad de flujo de las membranas

ensayadas en la fase preliminar. Se obtuvieron resultados parecidos independientemente de su tamaño de corte molecular. En los primeros 30 min, se observó un fuerte descenso del flux. Este hecho se explica por la rápida obstrucción de los poros grandes por la materia coloidal [6]. El flux para 0.5 m/s de velocidad tangencial se estabilizó cerca de 50  $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{bar}^{-1}$ , resultando poco dependiente de la PTM.

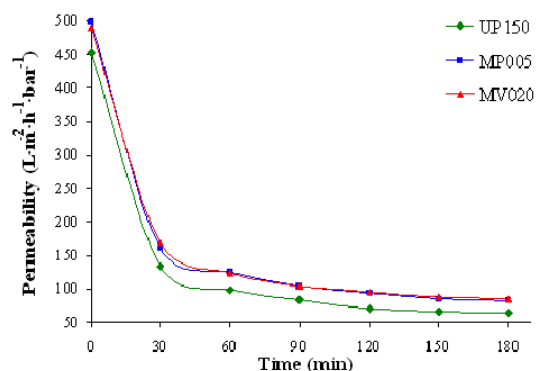


Figura 2. Evolución del flux en las membranas de alto corte molecular. Agua de efluente secundario. T = 30 °C, P = 1 bar,  $v_{\text{tan}} = 0.5 \text{ m/s}$ .

En los ensayos, la disminución de la turbidez se acercó al 90%; si bien, la eliminación de COT y DQO no ligada a la materia coloidal fue insignificante. Esto se consideró un factor de riesgo para la OI por lo que se pasó a utilizar membranas de más bajo corte molecular capaces de eliminar macromoléculas susceptibles de ensuciar las membranas de OI.

#### 2.1. RESULTADOS CON MEMBRANAS DE UF DE BAJO CORTE MOLECULAR

Para las membranas UH004 y UP005, el flujo observado con el efluente fue muy similar al flujo obtenido con agua destilada (Tabla 5). Esto indica que la resistencia que ejerce la capa gel que se forma es inferior a la de la membrana. Además, el efecto de la velocidad tangencial sobre el flux en el rango estudiado no fue muy acusado. Por otra parte, una mayor presión operativa se tradujo en una mayor densidad de flujo, independientemente de la velocidad tangencial utilizada. Las diferencias de permeabilidad de ambas membranas fueron acorde al tamaño de poro de éstas.

## REFERENCIAS

Tabla 5. Flux estacionarios de las membranas de bajo corte molecular

Membrana	$\Delta P$ (bar)	$v_{tan}$ (m/s)	Flux ( $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ )	
			Agua	Efluente
UH004	2.0	0.80	38.4	35.9
		1.40		37.1
		2.00		37.7
	2.2	1.40	41.8	38.9
		2.00		40.9
UP005	2.0	0.75	53.7	44.8
		1.75		46.6
		2.50		45.7
	2.2	0.75	57.8	44.8
		1.75		49.6
	2.4	2.50	65.7	53.2

Tabla 6. Eliminación de turbidez, DQO y COT.

Membrana	$\Delta P$ (bar)	$v_{tan}$ (m/s)	Eliminación (%)		
			Turb.	DQO	COT
UH004	2.0	0.80	96	9	17
		1.40	99	9	23
		2.00	98	10	15
	2.2	1.40	96	11	23
		2.00	99	11	15
UP005	2.0	0.75	98	9	18
		1.75	98	13	20
		2.50	98	19	17
	2.2	0.75	97	9	18
		1.75	98	13	20
	2.4	2.50	99	19	17

Estas membranas fueron capaces de reducir en mayor grado la turbidez y, por tanto la materia coloidal (Tabla 6). Además, para ambas membranas, se llegó a eliminar el COT por encima del 20%.

## 4. CONCLUSIONES

El estudio demostró que para eliminar la materia coloidal del efluente secundario de la industria petroquímica, el pretratamiento debe emplear membranas de UF de bajo corte molecular (<5 kDa).

Sin embargo, la reducción de la materia orgánica asociada a COT y DQO fue parcial. Por ello son necesarios ensayos con OI para determinar si esta reducción es suficiente para disminuir el ensuciamiento de forma aceptable.

- [1] Judd S., Jefferson B.; Industrial wastewater recovery and re-use with membranes, *Filtration+Separation*, 40, 2003, pp. 38-40.
- [2] Water for Reuse: Membrane Treatment of Secondary Effluent for Subsequent Use. Water Environment Research Foundation. (Co-Published) IWA, 2005
- [3] *Filmtec membranes. Technical Manual Excerpt*, 2007. Disponible en <http://www.dow.com/liquidseps/>
- [4] Brehant A., Bonnelye V., Perez M.; Comparison of MF/UF pretreatment with conventional filtration prior to RO membranes for surface seawater desalination, *Desalination*, 144, 2002, pp. 353-360.
- [5] Ning R.Y., Troyer T.L.; Colloidal fouling of RO membranes following MF/UF in the reclamation of municipal wastewater, *Desalination*, 208, 2007, pp. 232-237.
- [6] Vincent M.C., Álvarez S., Lora J., Bergantiños R.E.; Prediction of flux decline in the ultrafiltration of macromolecules, *Desalination*, 192, 2006, pp. 323-329.



International Desalination Association

WORLD CONGRESS ON DESALINATION AND WATER REUSE

Gran Canaria, Spain, October 21-26, 2007

## **Ultrafiltration and Nanofiltration Pre-Treatment of Reverse Osmosis to Reuse Wastewater in a Petrochemical Industry**

**Authors:** *J. Lora\*, D. Sanz, J.M. Gozálvarez, A. Santafé, J.M. Arnal, M.C. León, S. Navalón*

**Presenter:** *Jaime Lora - Dr. Professor*  
Dept. de Ingeniería Química y Nuclear – Universidad Politécnica de Valencia – Spain

### **Abstract**

This work studies the use of Ultrafiltration (UF) and Nanofiltration (NF) as a pre-treatment process in a coupled system with reverse osmosis (RO). This technique is intended to reuse wastewater which comes from a petrochemical industry and has been treated in a biological reactor. The effluent meets the conditions for its discharge into the marine environment as the COD and other chemicals concentrations such as ammonium are under legal limits.

Water is becoming an increasingly scarce resource in Spain and the salinity of many ground aquifers is increasing. In this situation, wastewater reuse is becoming necessary, not only as an additional resource but as a way to obtain water with higher quality than the natural sources used. One example of this could be the water reclamation in a petrochemical industry from a secondary effluent treated in a biological reactor. This sewage stream has a salinity (about 7000 mg·L<sup>-1</sup> of TDS) that makes its direct use in any process of the factory impossible. Reverse osmosis was considered as a suitable technology to reduce the salinity to the levels desired by the industry (under 300 mg·L<sup>-1</sup> of TDS). The selection of a suitable pre-treatment for RO is always important, but it is critical in the case of chemical industry effluent. In this particular case, the high values of Silt Density Index (SDI) of the wastewater revealed the presence of excessive colloidal matter, which was considered an importance drawback for the use of RO, especially as a high recovery was desired (70%). Therefore, the use of a membrane based pre-treatment was thought to be the most suitable alternative.

In the first experimental stage, experiments to decide the convenience of MF or UF to reduce fouling in the RO membrane were performed. The experiments revealed that all membranes were able to reduce substantially the SDI and turbidity. Additionally, despite of the different membrane characteristics it was verified similar permeate fluxes using diverse pressures. This indicates that a gel-layer is formed and that its flow resistance predominates. In respect of the decontamination of feed water, a slight COD removal was found for the UF membrane.

Considering this result, two membranes with lower cut-offs (4 – 5 kDa) were tested with the purpose of selecting the optimal cut-off for reducing colloid matter and TOC as much as possible. The existence of macromolecules made it possible to remove almost all turbidity and to reduce the TOC around 20%. Finally, in order to increase the removal of TOC, two NF membranes with a high flux rate were tested. In this case, a 60% of TOC removal efficiency was achieved.

## I. INTRODUCTION

### 1.1 Background

Water sources are becoming more and more reduced in several areas of some countries. The south and east region of Spain is one of this areas affected by droughts that mean a water scarcity all over the year. In this way, the Spanish Government suggests several options to overcome this problem. Among these solutions we found the reuse of wastewater either coming from an urban wastewater plant or from an industrial effluent.

The industrial water necessities are very different depending on the systems and process existing in the factory. In many types of industry such as textile, tannery, paper, dairy, food and petrochemical ...water represents an essential element of the factory resulting in great water consumption (Table 1). Thus, when water sources are affected by a fall of quantity-quality and a rising of prices occurred, a new source of water should be obtained to keep the process efficiency levels.

<b>Industry</b>	<b>Water demand</b>
Paper	29 m <sup>3</sup> ·ton <sup>-1</sup> paper produced
Brewing	10-15 m <sup>3</sup> ·m <sup>-3</sup> beer
Dairy	140 m <sup>3</sup> ·m <sup>-3</sup> milk
Sugar	8 m <sup>3</sup> ·ton <sup>-1</sup> sugar
Dying	100 m <sup>3</sup> ·ton <sup>-1</sup> fabric processed

**Table 1 – Approximate water demand for various industrial sectors [1].**

The frequent new alternative water source for irrigation and industrial use is the wastewater reuse. In this way, there are lots of municipal and industrial wastewater plants that have an advanced water treatment to obtain an optimal effluent for a subsequent use. Nowadays, the volume of water reused around the world exceeds the 8,3 millions of cubic meters per day and most of the installations are located in U.S.A, China, Israel, Japan, Saudi Arabia, and Australia [2,3]. At the beginning, most of the reuse projects were assigned for agricultural irrigation. Nowadays, more and more new installations appear which reuse wastewater in an industrial process or ass cooling water. It is expected that 30-40 % of the total water demand could be obtained by water reuse systems.

Focusing in the Mediterranean areas of Spain, several municipal wastewater treatment plants are implementing tertiary treatments either to dispose their secondary effluent which is not under the legal limits to discharge in the environment or with the aim of reusing this water in agricultural or an industrial use [4]. Furthermore, industries with a high consumption of water are beginning to study the possibility of reuse their effluents face with the shortage of water sources. The example of the textile industry could be the clearest sign because in the last years many water researches have been made to attain the best solution to improve the actual treatments with the possibility of water reuse.

Depending on the water quality that must be met to the later uses, a selection of the suitable techniques to treat the secondary effluent has to be made. Boilers, power heating and water process are the typical employs of water which require higher levels of decontamination than those from the disposal effluent.



Thus, the concentrations of suspended solids (SS), total dissolved solids (TDS) and turbidity must be reduced in a very high percentage to achieve the demand of water reuse. One of the technologies that could be an optimal solution is the membrane filtration. In this way, a coupled system consisting in a reverse osmosis (RO) with an optimal pre-treatment has been proved to be the best process to accomplish the required water parameters in an excellent economic rate. The drop of the membranes costs together with the energetic improve of the high pressure pumps have situated the rate for desalination by RO around 0.6-0.7 €/m<sup>3</sup> for a seawater desalination and about 0.2-0.4 €/m<sup>3</sup> in case of brackish water process.

In all RO process, feed water must be in the best conditions to prevent fouling prompted by suspended solids and colloidal mater, scaling from non-dissolved salts and chlorine's attack occurred by excessive chlorine concentrations. Those phenomenons cause a drop of transmembrane flux and a shortage of membrane life which increase the costs of the process. Therefore, it is necessary to introduce an optimal RO pre-treatment that has to be selected according to the feed water characteristics. When the feed water is coming from a subterranean intake, either sea water or brackish water, the efficacy of the conventional pre-treatment (chlorination + coagulant and/or anti-scalant dosage + media filtration + acidification + cartridge filtration + dechlorination) has to be proved. But in case of water from a secondary effluent, the variability of the concentration and the presence of residual contaminants depending on the origin of the wastewater, enforce to study the most effective pre-treatment. When the water to reuse is coming from industry the variability of the process makes it necessary to perform a specific study.

## 1.2 Case studied

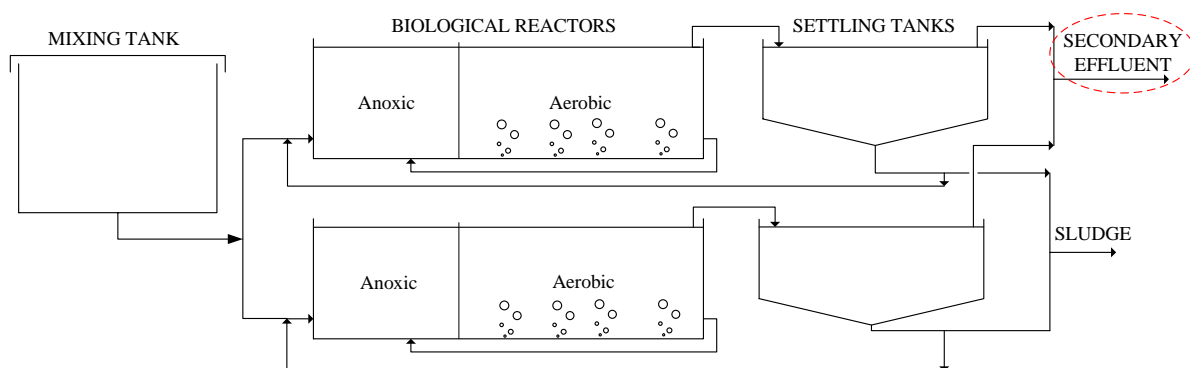
The case considered in this paper consists of a study of the pre-treatment for a RO process to wastewater reclamation plant from a petrochemical industry. The factory, located in Valencia's region (Spain), has a medium water consumption of 7200 m<sup>3</sup>/day. Table 2 shows the main water streams and the specifications in conductivity values.

Employ	Conductivity (µS·cm <sup>-1</sup> )
Cooling water	3000
Process water (Softened water)	100
Process water (Demineralised water)	1
Fire-extinction water	1000

**Table 2 – Main water streams in the factory**

Currently the only water source is a ground aquifer whose high salt contents force to treat water until the levels of quality required by the different uses.

After all chemical process the wastewater generated is treated in an Industrial Wastewater Plant (IWWP). The IWWP has been built recently and it accomplishes the depuration by a biological active sludge process. A scheme of this IWWP is showed in figure 1.



**Figure 1 – Scheme of the IWWP installed in the factory**

The effluent from this IWWP meets the conditions for its discharge into the marine environment. Table 3 shows the principles values of the discharge in the Mediterranean Sea.

Parameter	Units	Average	Range
Temperature	°C	30	28 – 32
pH		8.20	7.06 – 8.60
Conductivity	$\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$	8800	5000 – 11000
Turbidity	NTU	5	3 – 7
Nitrates	$\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	30	0 – 150
Nitrites	$\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	15	0 – 70
Ammonium	$\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	15	0 – 64
COD	$\text{mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}$	125	20 – 170
BOD5	$\text{mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}$	26	0 – 60
TOC	$\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	15	10 – 55
TDS	$\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	5200	
TSS	$\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	43	30 – 66
Silicon	$\text{mg SiO}_2\cdot\text{L}^{-1}$	12	

**Table 3 – IWWP effluent composition.**

In view of the limited fresh water resources in the region and the actual growth of the factory that means a continuous rise of water consumption, the people in charge of the company have decided to install a RO plant to supply their water necessities. The principal idea is to utilize the secondary effluent from the IWWP as a main feed of the RO. The salinity parameter of the effluent (Conductivity  $\sim 9000 \mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$ ; TDS  $\sim 5200 \text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ) means that the system adapted to wastewater reuse would be a low pressure RO brackish water desalination with a special feature for the pre-treatment.

## II. EXPERIMENTAL

Different experiments were carried out with the aim of setting the optimal RO pre-treatment to the secondary effluent. The feed stream was, in all experiences, the effluent from the IWWP. Due to the possibility of high concentrations of colloidal matter, a previous determination of the Silt Density Index (SDI) was made.

### 2.1 Preliminary study: MF and UF tests

In order to decide the convenience of MF or UF to reduce fouling in the RO membrane, a first group of experiments were performed. A preliminary filtration with a 125  $\mu\text{m}$  filter was performed after collecting the sample to be treated. As it was considered convenient to use the same sample feed for all experiments, the sample was sterilised with a bromated biocide designed as DBNPA (5 ppm). After that, the experiences were carried out in a laboratory scale pilot plant. A scheme is shown in Figure 2.

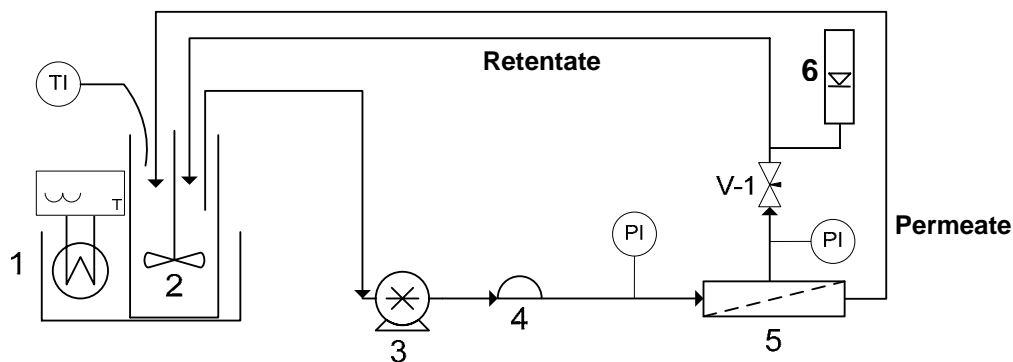


Figure 2 – Scheme of the MF/UF laboratory plant

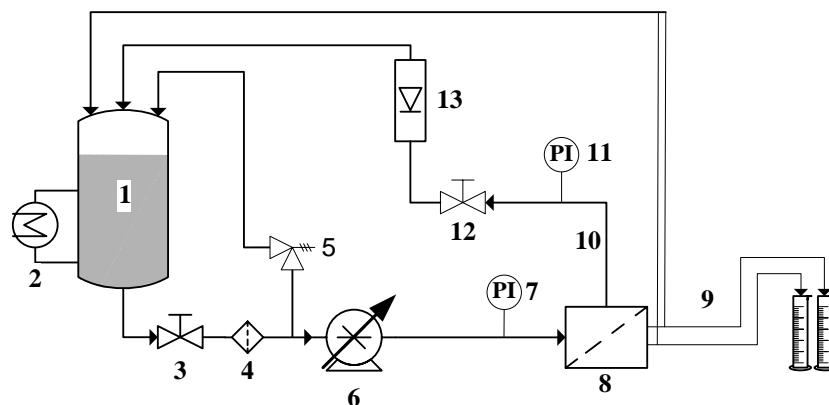
- |                      |                            |
|----------------------|----------------------------|
| 1. Thermostatic bath | 4. Pressure stabilizer     |
| 2. Feed tank         | 5. UF/MF flat sheet module |
| 3. Pump              | 6. Rotameter               |

The UF/MF module was equipped with a single flat sheet membrane with a total filtration area of 38  $\text{cm}^2$ . Two MF membranes (MP005 and MV020) and one UF membrane (UP150) were tested. All these membranes were provided from Nadir®. The system was operated in a closed-loop mode in which both permeate and retentate were recirculated into the 10 L feed tank. Feed tank temperature was kept at 25°C. The retentate stream was fixed at 54  $\text{L}\cdot\text{h}^{-1}$  corresponding to a cross-flow velocity of 0.5  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ . Pressure applied was in the range of 0.5 – 1.2 bar. Flux, SDI, COD, turbidity and TOC were the main responses studied.

### 2.2 Experiments with UF (low “cut-off”) and NF membranes

Following the previous study with a high pore size membrane filtration, two UF membranes with lower cut-offs (4 – 5 kDa) and two low-fouling NF membranes with high permeability were tested with the purpose of reducing colloidal matter and TOC concentrations as much as possible. In this case, the pre-filtration of the

secondary effluent was made with a 40 µm cartridge filter and the concentration of the DBNPA biocide was fixed at 20ppm. Temperature was fixed at 30°C. The experiments were made in a bench-scale pilot plant showed in figure 3.



**Figure 3 – Scheme of the UF/NF laboratory plant**

- |                    |                        |                      |
|--------------------|------------------------|----------------------|
| 1. Feed tank       | 6. Feed pump           | 11. Manometer        |
| 2. Heat exchanger  | 7. Manometer           | 12. Regulation valve |
| 3. Valve           | 8. Flat sheet module   | 13. Rotameter        |
| 4. Security filter | 9. Permeate stream     |                      |
| 5. Safety valve    | 10. Concentrate stream |                      |

The module was equipped with two flat sheet membranes and a total filtration area of 154 cm<sup>2</sup>. The UF membranes UH004 and UP005 were provided by Nadir®. In UF experiences TMP and cross-flow velocity were varied in range of 1.2 – 2.8 bar and 0.75 – 2.5 m·s<sup>-1</sup>, respectively.

The NF membranes tested were the NF-270 (Filmtec-Dow®) and the ESNA1-LF (Hydranautics®). In this case TMP was 5 bar and cross-flow velocity 2 m·s<sup>-1</sup>. In all these experiences flux, turbidity, COD and TOC were the main responses studied.

Membrane	Manufacturer	Type	Nominal pore size / “cut-off” / rejection	Material
MV-020	Nadir	MF	0.2 µm	Polyvinylidenfluoride (PVDF)
MP-005	Nadir	MF	0.05 µm	Polysulfone (PES)
UP-150	Nadir	UF	150 kDa	(PES)
UP-005	Nadir	UF	5 kDa	(PES)
UH-004	Nadir	UF	4 kDa	Permanently Hydrophilic Polyethersulfone (PESH)
NF-270	Filmtec	NF	High salt passage, medium calcium passage (40-60%) and high TOC removal	Polyamide
ESNA1-LF	Hydranautics	NF	Low fouling membrane, (Nominal salt rejection~89%)	Polyamide

**Table 4 – Membranes employed in this work.**

### III. RESULTS AND CONCLUSIONS

#### 3.1 Results of prior experiments with MF and UF membranes

The figure 4 shows the permeability for the different membranes tested in the preliminary study. At the beginning of the experiences it can be observed that all initial permeability values have an important drop. This effect could be explained by a quick formation of a gel layer. When operating at constant transmembrane pressure there is a constant decrease of flux with time caused for continuous fouling [5]. This fact is emphasized for a low cross-flow velocities like  $0.5 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ .

If we discuss the permeate flows in all the time experienced we find two effects. On the one hand, it is observed that values for the UF membrane (UP150) are always below those from MF membranes (MP005 and MV020). On the other hand, the permeate flows from two MF membranes are very similar despite the different pore size (see table 4). The first phenomenon could be reasoned out by the lowest pore size of UF membrane. However, pore dimension has no influence on permeability of two MF membranes. Probably the different materials with which both membranes are manufactured describe this fact.

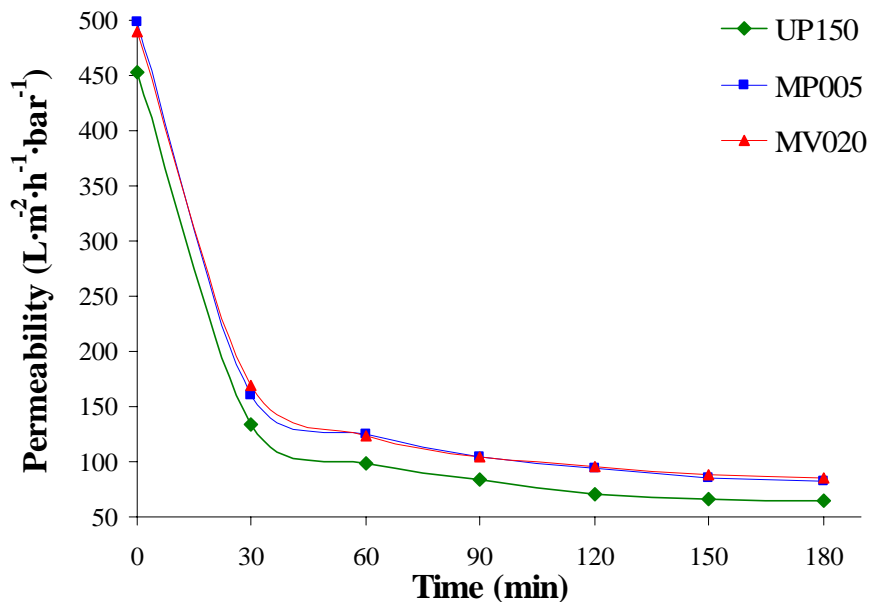


Figure 4 – Normalized permeability for UP150, MP005 and MV020. ( $30 \text{ }^\circ\text{C}$  ;  $0.5 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ).

Membrane	% Reduction	
	TOC	COD
MV-020	-	4
MP-005	-	4
UP-150	7	14

Table 5 – TOC and COD reduction for MF and UF preliminary experiences.

It was also proved that the membrane performance at different pressures was normal, increasing the permeate flux at higher pressure.

The analytical results confirmed that the SDI and turbidity elimination was successful since all membranes showed reduction around 90%. Nevertheless COD and TOC reduction (see table 5) was not good enough and this had to be improved if we want to ensure the efficiency of the subsequent RO process.

### 3.2 Experiences with low “cut-off” UF membranes.

Figure 5 shows the results of normalized permeability in two different low “cut-off” UF membranes treating the secondary effluent of the factory. According to rise of cross flow velocities it is verified an increase of permeability. For the 5kDa membrane, it can also be observed a minor permeability decrease during the first 60 minutes.

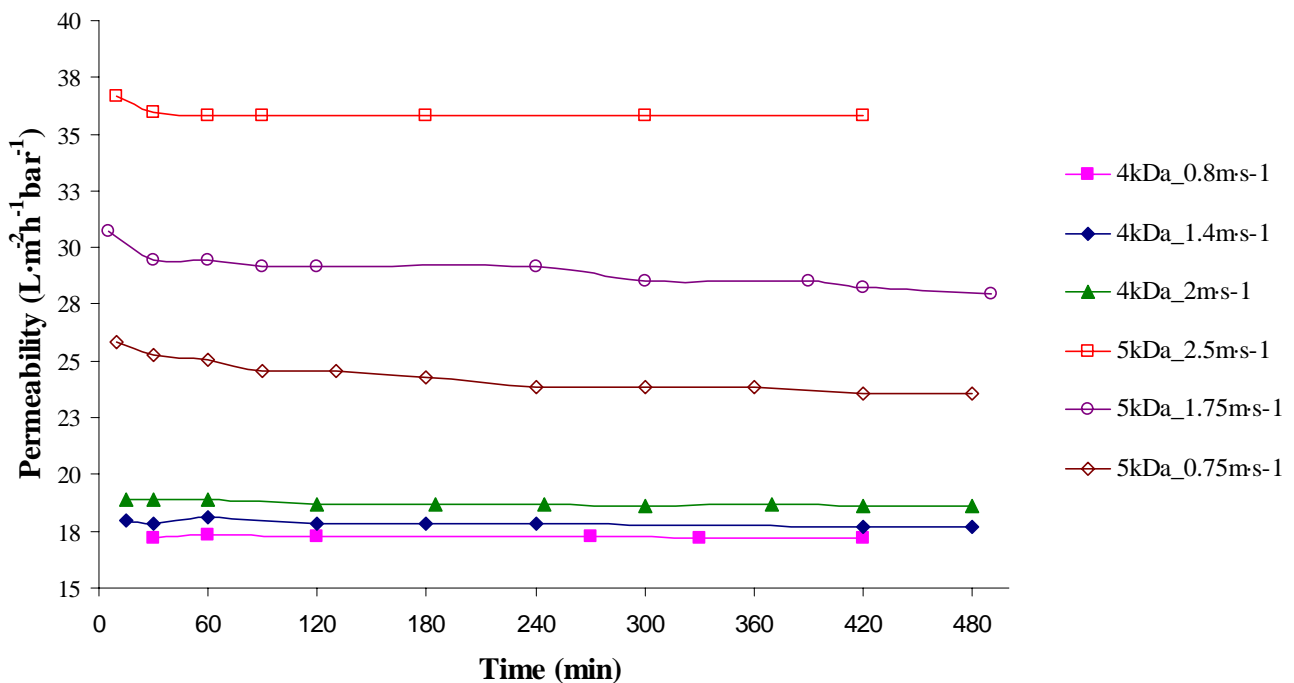


Figure 5 – Normalized permeability for UH004 and UP005 membranes. (Secondary effluent; 30 °C).

Different stationary fluxes obtained for water and for the secondary effluent are summarized in table 6. In all experiences, it was observed a decrease of flux due to membrane fouling by colloidal matter and suspended solids. This decrease was higher with UP005 membrane than UH004, which could be explained by the different material of the membranes.

	$\text{Flux}_{\text{ss H2O}}$ ( $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ )	$v$ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	$\Delta\text{P}$ (bar)	$\text{Flux}_{\text{ss sec. Eff.}}$ ( $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ )	$-\Delta\text{Flux}$ (%)
UH004	43.74	2.0	2.2	40.91	6
	38.78	2.0	2.0	35.87	7
	39.94	1.4	2.2	38.86	3
	37.98	1.4	2.0	37.05	2
	38.35	0.8	2.0	37.69	2
UP005	65.67	2.5	2.4	53.18	19
	53.60	2.5	1.88	42.98	20
	55.52	1.75	2.25	50.69	10
	50.69	1.75	1.98	46.17	10
	53.85	0.75	2.2	44.84	17
	52.99	0.75	2.0	44.84	15

**Table 6 – Stationary flux comparison.**

	$v$ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	$\Delta\text{P}$ (bar)	% Reduction		
			Turbidity	COD	TOC
UH004	2.0	2.2	99	11	15
	2.0	2.0	98	10	15
	1.4	2.2	96	11	23
	1.4	2.0	99	9	23
	0.8	2.0	95	4	17
UP005	2.50	2.4	99	19	17
	2.50	2.0	98	19	17
	1.75	2.3	98	13	20
	1.75	2.0	98	13	20
	0.75	2.2	97	9	18
	0.75	2.0	98	9	18

**Table 7 – Reduction of contaminants with low “cut-off” UF membranes.**

The analytical results are presented in table 7. It can be remarked total turbidity elimination in all the experiences. On other hand, COD and TOC reduction is not good enough as a RO pre-treatment. This fact point out the presence of low molecular weight compounds inside of the wastewater studied. That is why NF process has been studied.

### 3.3 Study of high permeability NF membranes.

The results for NF experiences are showed in tables 8 and 9.

	Flux <sub>ss H<sub>2</sub>O</sub> (L/m <sup>2</sup> ·h)	v (m/s)	ΔP (bar)	Flux <sub>ss</sub> (L/m <sup>2</sup> ·h)	-ΔFlux (%)
NF-270	100.52	2	5.2	48.16	52
	60.74	2	4.0	30.21	50
ESNA1-LF	97.76	2	5.2	55.18	43
	115.24	2	4.0	50.21	57

**Table 8 – Stationary flux comparison in NF experiences.**

	v (m·s <sup>-1</sup> )	ΔP (bar)	% Reduction			
			Turbidity	COD	Conductivity	TOC
NF-270	2	5.2	99	66	69	59
	2	4.0	100	63	63	52
ESNA1-LF	2	5.2	99	65	72	60
	2	4.0	99	63	71	61

**Table 9 – Reduction of contaminants in NF experiences.**

Regarding to stationary fluxes NF experiences had higher flow drop compare to UF membranes. It was possible due to a mayor fouling caused by an ineffective pre-treatment. Therefore an improvement in this stage has to be made to accomplish the best NF conditions.

Finally, it can be remarked that in NF experiences the organic matter elimination was significant and the process could be considered effective to treat the TOC levels of the secondary effluent. Furthermore, both NF membranes achieve notable percentages of conductivity diminution. This fact is explained by the presence of high bivalent salts rate concentration in feed water.

### 3.4 Conclusions

The main goal of this work was to determine the optimal pre-treatment for a RO process intended to reuse a secondary effluent which comes from a petrochemical industry. After the study of MF and UF using membranes with different pore sizes and “cut-off”, it was concluded that these processes could not meet the specifications of feed water characteristics in a RO process. Membrane manufacturers advise that adsorption of organic substances on the membrane surface causes flux loss, which is irreversible in serious cases. Organics present as an emulsion may form an organic film on the membrane surface. These organics must be removed in pre-treatment when TOC exceeds 3 mg·L<sup>-1</sup> [6]. Thus, as it has been proved in this study, the MF/UF of secondary effluent would not be efficient in TOC reduction. However, NF membranes showed a good enough elimination percentage for the main contaminants and salts. This result may be the solution to the RO pre-treatment, installing a NF stage before the RO process. In this case high conversion rate for NF system has to be achieved to guarantee the 70 % conversion. An important fouling was observed in NF experiences, but it is expected that it would be even more important in RO, considering its higher operational pressure. On the other hand, one of the principal advantages of using NF membranes compared to RO is less power consumption due to an important reduction of transmembrane pressure. Furthermore, NF removes a high percentage of bivalent



salts so a good permeate quality is obtained and it can be used in some processes of the plant without RO filtration. Further studies of the pre-treatment and cleaning procedures in NF need to be made. Future works might also evaluate several filtration stages by sand and granular activated carbon (GAC) as an alternative RO pre-treatment to reduce COT concentration and colloidal matter.

#### **IV. ACKNOWLEDGMENTS**

The authors would like to thank the Ministerio de Educación y Ciencia (Spain) for its financial support (Ref.:CTQ2005-03398/PPQ).

#### **V. REFERENCES**

- [1] S.Judd, B.Jefferson. Industrial wastewater recovery and re-use with membranes, *Filtr.Sep.*, 40, (2003) 38-40.
- [2] Water for Reuse: Membrane Treatment of Secondary Effluent for Subsequent Use. (2005) Water Environment Research Foundation. (Co-Published) IWA.
- [3] Butler, R.; MacCormick, T., Opportunities for decentralized treatment, sewer mining and effluent re-use, *Desalination* 106, (1996) 273-283.
- [4] Letona A., Martínez B., Jesús Galdós J., Quesada de E. Pilot Plant Research in the SWTP Tertiary Treatment in Alicante-Spain. IDA World Congress (2005) SP-226.
- [5] Vincent Vela M. C., Álvarez Blanco S., Lora García J., Bergantiños Rodríguez E. Prediction of flux decline in the ultrafiltration of macromolecules, *Desalination* 192, (2006) 323-329.
- [6] Filmtec membranes. Technical Manual Excerpt. <http://www.filmtec.com>.