



UPV CAMPUS ALCOY

**Diseño de una planta de concentración de fangos
activos procedentes de un tratamiento biológico,
mediante ósmosis directa, con el objeto de
mejorar su rentabilidad económica**

Trabajo Fin de Grado

Curso académico 2016-2017

Autor: Antonia Valor Rizo

Director: D. Jaime Lora García

Co-Director: Dña. María Fernanda López Pérez

ÍNDICE

Índice de tablas	4
Índice de figuras	5
Nomenclatura	9
1.- ANTECEDENTES:	11
1.1.- TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS EN AGUAS RESIDUALES	12
1.2.- DESARROLLO HISTÓRICO DE LAS MEMBRANAS	17
1.3.- TECNOLOGÍA DE MEMBRANAS	19
1.4.- ÓSMOSIS DIRECTA:	28
1.4.1.- Aplicaciones	30
1.4.2.- Membranas(F.O.)	34
1.4.3.- Tratamiento biológico de Lodos	35
1.4.4.- Draw solutions	43
1.4.5.- Inconvenientes proceso	44
1.5.- SALMUERA COMO ALTERNATIVA A DRAW SOLUTION	47
2.- OBJETIVOS:	49
2.1.- GENERALES	50
2.2.- ESPECÍFICOS	50
3- FUNDAMENTOS DE LA ÓSMOSIS DIRECTA:	52
3.1.- ECUACIONES DE TRANSPORTE	53
3.2.- ECUACIONES DE PRESIÓN OSMÓTICA	54
3.3.- ECUACIONES EFECTO POLARIZACIÓN POR CONCENTRACIÓN	55
3.4.-ECUACIONES BALANCE DE MATERIA	57

4.- FASE EXPERIMENTAL	59
4.1.- MATERIAL	60
4.2.- EQUIPOS	61
4.3.- PROGRAMAS INFORMÁTICOS EMPLEADOS	64
4.3.1.- Adquisición de datos	64
4.3.2.- Tratamiento de datos	64
4.4.- SISTEMA EXPERIMENTAL Y METODOLOGÍA	67
4.5.- CONDICIONES EXPERIMENTALES	70
4.6.- ANÁLISIS DE RESULTADOS:	71
4.6.1.- Balance de materia en la DS.- Relación entre la Conductividad y la concentración de NaCl. Ensayo Balance Materia	71
4.6.2.- Caracterización de la orientación de la cara activa de la membrana a diferentes caudales de circulación de la DS	72
4.6.3.- Ensayos variando la temperatura del proceso ensayado	79
4.6.4.- Ensayos realizados con lodos depuradora como FS	82
5.- CÁLCULOS Y MODELADO DEL PROCESO	91
5.1.-EXCEL	92
5.1.1- Relación entre el Flux en (L/m ² h) y el $\Delta\pi$ en (atm)	92
5.1.2.- Relación entre el volumen de la DS en función del tiempo frente al Área de la membrana por el tiempo (Amem*t) en m ² h	92
5.1.3.- Relación entre el volumen de la FS en función del tiempo frente al Área de la membrana por el tiempo (Amem*t) en m ² h	93
5.1.4.- Relación entre el Flux experimental en (m ³ /m ² h= m/s) y la Concentración de la DS en (g/L = Kg/m ³)	93
5.2.- Matlab	93
5.2.1.- Relación entre la variación de la Presión osmótica de la DS y la FS en (atm)con el tiempo en (h), y del Flux experimental en (L/m ² h) frente a la variación de presión osmótica (atm)	93

5.2.2.- Se definen en Matlab los Script para el modelado del proceso con los valores obtenidos experimentalmente y las ecuaciones de balance de materia	94
6.- DISEÑO DE PLANTA Y DIMENSIONADO	96
7.- PRESUPUESTO Y ESTUDIO ECONÓMICO	117
7.1.- DATOS DEL PROYECTO	118
7.1.1.- Identificación del proyecto.	118
7.1.2.- Parámetros generales de diseño	118
7.1.3.-Variables económicas del proyecto	118
7.1.4.-Costes de construcción	118
7.1.5.- Costes de Energía	119
7.1.6.-Reemplazo de membranas y filtros	119
7.1.7.-Amortización	119
7.2.- PRESUPUESTO	119
7.3.- ESTUDIO ECONÓMICO	122
8.- CONCLUSIONES	123
9.- BIBLIOGRAFIA, REFERENCIAS	126
10.- ANEXOS	130

Índice de tablas

Tabla 1.- CLASIFICACIÓN DE LOS PROCESOS DE MEMBRANA

Tabla 2.- PROPIEDADES BÁSICAS DE LOS PROCESOS DE SEPARACIÓN POR MEMBRANAS

Tabla 3.- CARACTERÍSTICAS DE LAS DS Y SU IMPACTO EN EL PROCESO DE FO

TABLA 4.- MEDIDAS DE CONDUCTIVIDAD A DIFERENTES CONCENTRACIONES DE NaCl

Tabla 5.- DATOS ENSAYO BALANCE DE MATERIA

Tabla 6.- VARIACIÓN DE MASA B.M.

Tabla 7.- ENSAYOS 1 Y 2 DIFERENTES CAUDALES DS

Tabla 8.- ENSAYOS 3 A DIFERENTES TEMPERATURAS

Tabla 9.- ENSAYOS L1

Tabla 10.- ENSAYOS L2

Tabla 11.- ENSAYOS L3 L4

Tabla 12.- ENSAYO L5

Tabla 13.- DIMENSIONES CELDA EXPERIMENTAL Y PFO-100 ELEMENT

Tabla 14.- COCENTRACIONES (Kg/m³) Y CAUDALES (m³/s) DE LA DS Y FS, Y TOTAL DE CAUDAL TRANSFERIDO A LA SALIDA DE CADA

MÓDULO

Tabla 15.- COCENTRACIONES Y CAUDALES DE LA DS Y FS, Y TOTAL DE CAUDAL TRANSFERIDO A LA SALIDA DE CADA MÓDULO

Tabla.16.- PARÁMETROS PROTOTIPO.1

Tabla.17.- PARÁMETROS PROTOTIPO.2

Tabla.18.- PARÁMETROS PROTOTIPO.3

Tabla. 19.- EDARs POR COMARCAS CERCANAS A ALCOI

Índice de figuras

Figura. 1.- ESQUEMA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES

Figura. 2.- LÍNEA DE AGUA

Figura. 3.- LÍNEA DE LODO

Figura. 4.- DIALIZADOR DE GRAHAM.

Figura. 5.- FILTRACIÓN POR MEMBRANAS

Figura. 6.- PROCESOS DE MEMBRANA POR GRADIENTES DE PRESIÓN

Figura. 7.- RANGO DE SEPARACIÓN

Figura. 8.- MORFOLOGÍA DE LAS MEMBRANAS

Figura. 9.- PROCESOS OSMÓTICOS

Figura. 10.- PRESIÓN FLUJO DE AGUA Y ENERGÍA EN LOS PROCESOS OSMÓTICOS

Figura. 11.- ESQUEMA PROCESO PRODUCTIVO DE AGUA A ESCALA PILOTO, CON DISOLUCIÓN DE ARRASTRE $\text{NH}_3/\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O}$

Figura. 12.- ESQUEMA FUNCIONAMIENTO HÍBRIDO FO-RO PARA DESALINIZACIÓN AGUA DE MAR

Figura. 13.- ESQUEMA PLANTA GENERACIÓN DE ENERGÍA MEDIANTE PRO

Figura. 14.- ESQUEMA PROCESO OD EMLENADO DISOLUCIÓN DE FERTILIZANTE COMO DS

Figura. 15.- BOLSAS DE HIDRATACIÓN FABRICADAS POR HTI

Figura. 16.- DIAGRAMA DE UNA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES

Figura. 17.-ESQUEMA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES

Figura. 18.- ESQUEMA ESPESADOR POR GRAVEDAD

Figura. 19.-ESQUEMA INSTALACIÓN ESPESADOR DE LODOS POR FLOTACIÓN CON AIRE DISUELTO

Figura. 20.- EFECTO POLARIZACIÓN POR CONCENTRACIÓN EN UNA MEMBRANA ASIMÉTRICA

Figura. 21.- CELDA ÓSMOSIS DIRECTA Y VOLUMEN DE CONTROL

Figura. 22.- MALLA ESPACIADORA

Figura. 23.-DEPÓSITOS FS (cristal) Y DS (plástico)

Figura. 24.- MÓDULO DE MEMBRANA

Figura. 25.- BOMBA PERSISTÁTICA (DS) Y BOMBA CENTRÍFUGA (FS)

Figura. 26.- ROTÁMETROS (FS) Y (DS)

Figura. 27.- TERMOSTATO DE REFRIGERACIÓN

Figura. 28.- BALANZA ANALÍTICA

Figura. 29.- CONDUCTÍMETROS

Figura. 30.- pH-METRO

Figura. 31.- PANTALLAS LabVIEW

Figura. 32.- FIGURAS OBTENIDAS A PARTIR DEL FICHERO Datos_OD_txt_a_xlsx.m

Figura. 33.- HOJA EXCEL DONDE SE EXPORTAN LOS DATOS OBTENIDOS EN FICHERO Datos_OD_txt_a_xlsx.m

Figura. 34.- ESQUEMA PLANTA PILOTO

Figura. 35.- PLANTA PILOTO OD

Figura. 36.- CONDUCTIVIDAD vs CONCENTRACIÓN NaCl

Figura. 37.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO A DIFERENTES CAUDALES DE LA DS

Figura. 38.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE AL CAUDAL DS POR HORAS

Figura. 39.- RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS (NaCl) FRENTE AL TIEMPO

Figura. 40.- RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS (SALMUERA) FRENTE AL TIEMPO

Figura. 41.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO A DIFERENTES CAUDALES DE LA DS

Figura. 42.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE AL CAUDAL DS POR HORAS

Figura. 43.- RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS (NaCl) FRENTE AL TIEMPO

Figura. 44.- RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS (SALMUERA) FRENTE AL TIEMPO

Figura. 45.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL pH DE FS Y DS CON EL TIEMPO Y A DIFERENTES CAUDALES DE LA DS

Figura. 46.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO A DIFERENTES CAUDALES DE LA DS (NaCl)

Figura. 47.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE AL CAUDAL DS (NaCl) POR HORAS

Figura. 48.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO A DIFERENTES CAUDALES DE LA DS (SALMUERA)

Figura. 49.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE AL CAUDAL DS (SALMUERA) POR HORAS

Figura. 50.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO A 15°C, 20°C Y 25°C

Figura. 51.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX MEDIO POR HORAS RESPECTO AL TIEMPO A 15°C, 20°C Y 25°C

Figura. 52.- RESULTADOS VARIACIÓN DE LA CONDUCTIVIDAD FS RESPECTO AL TIEMPO A 15°C, 20°C Y 25°C

Figura. 53.- RESULTADOS VARIACIÓN DE LA CONDUCTIVIDAD DS RESPECTO AL TIEMPO A 15°C, 20°C Y 25°C

Figura. 54.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL pH FS Y DS RESPECTO AL TIEMPO A 15°C, 20°C Y 25°C

Figura. 55.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL pH/pH_{inicial} FS RESPECTO AL TIEMPO A 15°C, 20°C Y 25°C

Figura. 56.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO L1

Figura. 57.- RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS FRENTE AL TIEMPO L1

Figura. 58.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO L2

Figura. 59.- RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS FRENTE AL TIEMPO L2

Figura. 60.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO L3 Y L4

Figura. 61.- RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS FRENTE AL TIEMPO L3 Y L4

Figura. 62.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL pH RESPECTO AL TIEMPO L3 Y L4

Figura. 63.- RESULTADOS VARIACIÓN DE LA CONDUCTIVIDAD RESPECTO AL TIEMPO L3 Y L4

Figura. 64.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO L5

Figura. 65.- RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS FRENTE AL TIEMPO L5

Figura. 66.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL pH RESPECTO AL TIEMPO L5

Figura. 67.- RESULTADOS VARIACIÓN DE LA CONDUCTIVIDAD RESPECTO AL TIEMPO L5

Figura. 68.- VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO A LA VARIACIÓN DE LA PRESIÓN OSMÓTICA

Figura. 69.- VARIACIÓN DEL VOLUMEN DE LA DS RESPECTO AL ÁREA DE LA MEMBRANA

Figura. 70.- RESULTADOS VARIACIÓN DEL VOLUMEN FS RESPECTO AL ÁREA DEL CANAL DE LA MEMBRANA

Figura. 71.- VARIACIÓN DEL FLUX EXPERIMENTAL RESPECTO A LA CONCENTRACIÓN DS

Figura. 72.- VARIACIÓN DE LA PRESIÓN OSMÓTICA DE AMBAS DISOLUCIONES CON EL TIEMPO.

VARIACIÓN DEL FLUX CON LA VARIACIÓN DE LA PRESIÓN OSMÓTICA

Figura. 73.- VARIACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN, CAUDAL Y FLUX FRENTE A LA LONGITUD DEL CANAL DE MEMBRANA

EXPERIMENTAL

Figura. 74.- VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE A LA CONCENTRACIÓN DS EXPERIMENTAL

Figura. 75.- PFO-100 ELEMENT PORIFERA INC

Figura. 76.- PFO-100 CONFIGURATIONS. PORIFERA INC.

Figura. 77.- PFO-9S MODULE. PORIFERA INC.

Figura. 78.- DIMENSIONES PFO-100 ELEMENT. PORIFERA INC.

Figura. 79.- SEMICELDA DS PARA CALCULO BALNACES MATERIA DS SCRIPT

Figura. 80.- VARIACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN, CAUDAL Y FLUX FRENTE A LA LONGITUD DE MEMBRANA DE UN PFO-100

Figura. 81.- VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE A LA CONCENTRACIÓN DS EN UN PFO-100

Figura. 82.- VARIACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN, CAUDAL Y FLUX FRENTE A LA LONGITUD DE MEMBRANA SUPONIENDO 500 M.

Figura. 83.- VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE A LA CONCENTRACIÓN DS SUPONIENDO 500 M.

Figura. 84.- INTERPOLACIÓN MODELO PARA CONSEGUIR UNA DILUCIÓN DE LA DS DEL 50%

Figura. 85.- RESULTADO MODELO.- ESQUEMA FLUJO BASTIDOR PARA UNA DILUCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DS AL 50%

Figura. 86.- RESULTADO MODELO.- ESQUEMA FLUJO UNIDAD DILUCIÓN CONCENTRACIÓN DS AL 50% Y CONDCESTRACIÓN FS 25

KG/M³

Figura. 87.- VARIACIÓN DEL CAUDAL Y LA CONCENTRACIÓN DE LA FS Y DS CON LA LONGITUD DE LOS TRE BASTIDORES

Figura. 88.- VARIACIÓN DEL FLUX DS CON LA MISMA LONGITUD DE MEMBRANA EN SERIE

Figura. 89.- BASTIDOR FO PORIFERA

Figura. 90.- BOMBA CENTRÍFUGA XYLEM 160 L/MIN

Figura. 91.- VARIADOR DE FRECUENCIA

Figura. 92.- FILTRO CINTROPUR NW 32 1 ¼" Y TELA FILTRANTE 32/100µm

Figura. 93.- VÁLVULA DE CONTROL HIDRÁULICA

Figura. 94.- MEDIDOR DE CAUDAL HIDRÁULICO

Figura. 95.- DEPÓSITO SALMUERA

Figura. 96.- DEPÓSITO AGUA

Figura. 97.- VÁLVULAS ESFERA INOX Y CONEXIÓN MACHO DE TUBO ROSCADO DE 3/4" Y 1 1/4"

Figura. 98.- TUBERIAS MDPE, ABS y PVC 1 1/4" y 3/4"

Figura. 99.- CODOS, MANGUITOS Y ABRAZADERAS PVC 1 1/4" y 3/4"

Nomenclatura

FO = OD = ÓSMOSIS DIRECTA.

RO = ÓSMOSIS INVERSA.

PRO = PRESIÓN RETARDADA POR ÓSMOSIS.

FS = Feed Solution, disolución de alimento.

DS = Draw Solution, disolución de arrastre.

CA = Cara activa de la membrana.

CP = Capa porosa de la membrana.

EDAR = Estación depuradora de aguas residuales urbanas.

$\Delta\pi$ = Incremento presión osmótica.

ΔP = Incremento presión hidráulica.

TSS = Contenido en sólidos en suspensión.

J_w = Flux volumétrico de agua a través de la membrana.

J_s = Flux volumétrico inverso de soluto a través de la membrana.

A = Coeficiente de permeabilidad al agua de la membrana.

n = Factor de Van't Hoff (número de partículas individuales de los compuesto disueltos en la disolución).

M = Concentración molar de la disolución en mol/L.

R = Constante de los gases ideales en atm l/^oK mol.

T = Temperatura absoluta en ^oK.

$\pi_{F,m}$ = Presión osmótica de la FS en la interfase FS-CA.

$\pi_{F,s}$ = Presión osmótica de la FS en la interfase FS-CS.

$\pi_{F,b}$ = Presión osmótica en el seno de la FS.

$\pi_{D,m}$ = Presión osmótica de la DS en la interfase DS-CA.

$\pi_{D,s}$ = Presión osmótica de la DS en la interfase DS-CS.

$\pi_{D,b}$ = Presión osmótica en el seno de la DS.

k = Coeficiente de transferencia de masa, se correlaciona con el número de Sherwood, el coeficiente de difusión del soluto y el diámetro hidráulico del canal.

K = resistividad del soluto entro de la capa porosa S, siendo $K = \tau/D \epsilon$, que expresan el espesor, la tortuosidad y la porosidad de la capa soporte.

Q_F, Q_D = Caudal volumétrico de la FS y DS.

Q_{F0}, Q_{D0} = Caudal volumétrico FS y DS a la entrada del módulo

S = Área del canal de entrada FS = Área de canal entrada DS.

C_F, C_D = Concentración de la FS y DS en el seno de cada disolución.

C_{F0}, C_{D0} = Concentración de la FS y DS a la entrada del módulo.

C_{CA} = Concentración efectiva en la capa activa.

Q_{FS_0} = Caudal FS inicial

Q_{DS_0} = Caudal DS inicial

Q_{DS_f} = Caudal DS final

Q_{DS_f} = Caudal DS final

v_{FS} = Velocidad de circulación FS

v_{DS} = Velocidad de circulación DS

1.-ANTECEDENTES

1.- ANTECEDENTES.

En el proceso de tratamiento de aguas residuales, se obtienen diferentes clases de residuos entre los que se encuentran los lodos en forma líquida o líquida semisólida que generalmente presenta un alto contenido en sólidos, y según el proceso empleado varía, entre un 0.25 y 12% en sólidos.

El proceso de lodos activos es el método más utilizado para el tratamiento de aguas residuales urbanas. En una estación depuradora de aguas residuales urbanas (EDAR), es imprescindible el espesado de lodos, con el fin de reducir el volumen anual de lodos activos, y reducir el coste de operación [1]. Los tratamientos de espesamiento convencional, realizados con procesos de sedimentación tienen un campo de acción limitado, y por ello la tecnología de membranas, se presenta como una apuesta y alternativa, dada su eficiencia energética y bajo coste [2].

La ósmosis directa (Forward Osmosis, FO), emerge como una tecnología con un gran potencial, para mitigar estos problemas. Básicamente la FO utiliza la difusión inducida de forma natural a través de una membrana semi-permeable, desde una disolución con baja concentración de sales, a una disolución con alta concentración. De forma ideal, las membranas semi-permeables forman una barrera, permitiendo al agua pasar a su través, pero que rechaza las sales o los elementos no deseables. El proceso solo tiene lugar si hay una membrana semi-permeable que divida la alimentación (FS) de la disolución de arrastre (Draw Solution DS, con alta concentración salina), produciéndose una diferencia de presión osmótica a través de la membrana [3].

1.1.- TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS EN AGUAS RESIDUALES.

Es uno de los tratamientos más habituales empleados, tanto para aguas residuales urbanas, como para aguas residuales industriales.

Son procesos de tratamiento, que utilizan microorganismos, para la eliminación de materia orgánica biodegradable, y compuestos que contienen Nitrógeno y Fósforo, aprovechando la actividad metabólica de estos microorganismos sobre ellos.

Una estación depuradora de Aguas Residuales (EDAR), tiene por objeto tratar las aguas contaminadas por el ser humano, para que puedan ser vertidas al medio natural.

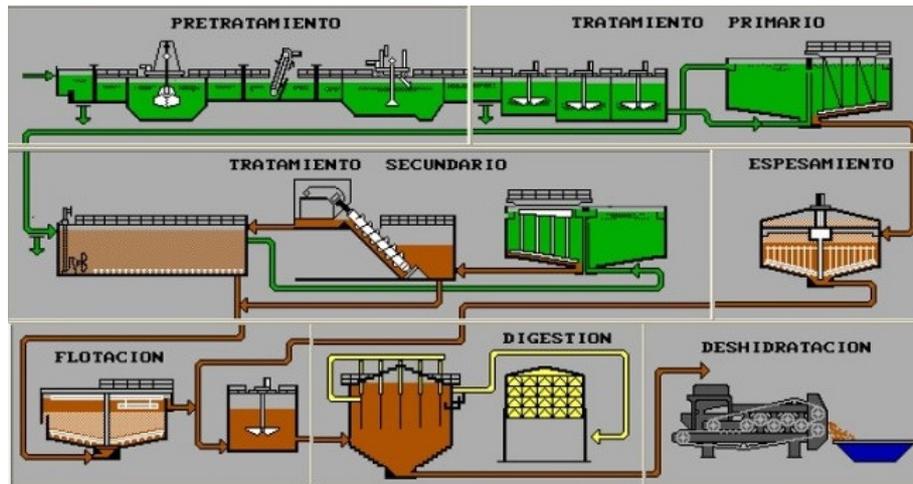


Figura. 1
ESQUEMA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES

Fuente.- <http://www.technomarsoluciones.com>

En una EDAR, se distinguen dos líneas, con sus diferentes etapas, (Figura. 1):

LINEA DE AGUA (Figura. 2):

Pretratamiento: Consiste en un conjunto de tratamientos físicos, que separan los materiales más voluminosos, flotantes o en suspensión en las aguas, evitando que puedan dañar etapas posteriores.

- Desbaste: eliminación de elementos insolubles de cierto tamaño mediante, un pozo de gruesos, para los más voluminosos y una serie de rejillas de desbaste, manuales o automáticas. En este proceso se suelen eliminar ramas, botellas, trapos, entre otros.
- Desarenado: eliminación de las partículas más pesadas que el agua, que no se hayan quedado retenidas en el desbaste, sobre todo arenas pero también otras sustancias como cáscaras, semillas, etc.
- Desengrasado: eliminación de grasas, aceites, espumas y materias flotantes más ligeras que el agua para evitar interferencias en procesos posteriores.

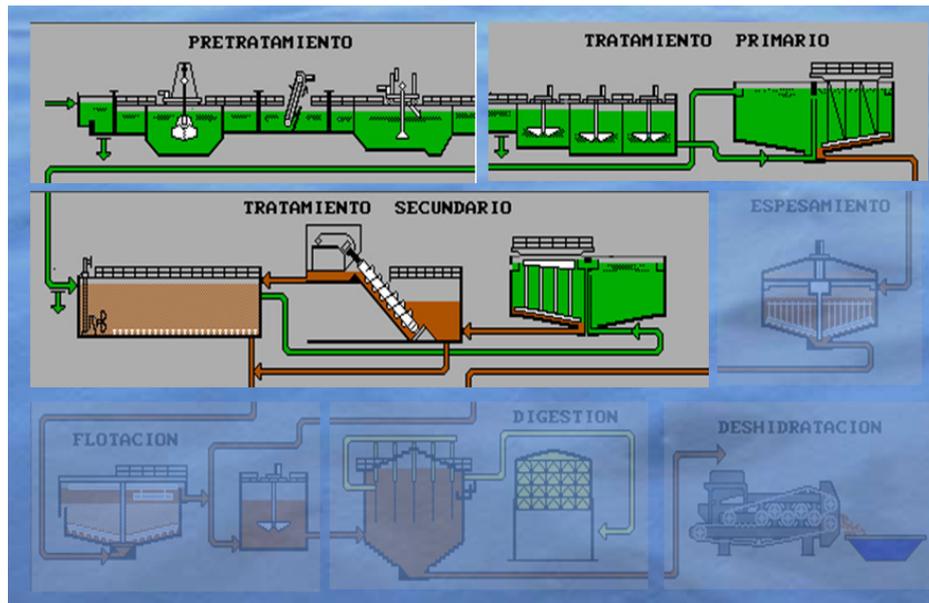


Figura. 2
LÍNEA DE AGUA

Fuente.- <http://www.technoymarsoluciones.com>

Tratamiento primario o físico – químico: En esta etapa, se eliminan los materiales en suspensión, mediante la adición de coagulante (neutralización de carga de las partículas) y floculante (aumentar el tamaño del floculo), con el fin de aumentar la velocidad de sedimentación.

En el decantador primario se separan la mayor parte de los sólidos sedimentables (los cuales se depositan en el fondo), que no pudieron ser eliminados en procesos anteriores y el agua sobrenadante pasa al siguiente tratamiento.

Tratamiento secundario o biológico: El agua es llevada a reactores biológicos donde la materia orgánica biodegradable presente, será degradada por acción de una serie de microorganismos aerobios, denominados lodos activos. La aportación de oxígeno se realiza mediante turbinas (oxígeno atmosférico) o difusores instalados en el fondo del reactor (aire comprimido).

Finalizada la degradación de la materia orgánica, el agua pasa a un decantador secundario donde el lodo biológico del proceso anterior se separa del agua depurada, parte del lodo se recircula al reactor biológico, para mantener constante la concentración de microorganismos en el reactor.

Los lodos procedentes de ambos tratamientos se incorporan, a la línea de fangos, donde serán tratados y acondicionados para su posterior utilización o depósito en vertedero. El agua se vierte en ríos o mares o pasa a un tratamiento terciario.

Tratamiento terciario: Son tratamientos destinados a mejorar o afinar las características del agua tratada, con la finalidad de reutilizarla. El proceso consiste en higienizar (eliminar microorganismos) y adecuar el agua para un determinado uso.

Existen muchos tratamientos diferentes dependiendo del uso o la legislación vigente sobre características del vertido.

Las EDAR permiten garantizar la vuelta del agua a su ciclo natural en unas condiciones similares a las naturales y generar así el mínimo impacto.

LÍNEA DE FANGO O LODO (Figura. 3):

Su finalidad es reducir el volumen de los lodos así como su poder de fermentación.

Espesamiento por gravedad: los lodos procedentes del decantador primario, se someten a un proceso de espesamiento por gravedad, el diseño es similar a un decantador primario, el agua separada en esta etapa se reincorpora a cabecera de planta, para seguir todo el tratamiento.

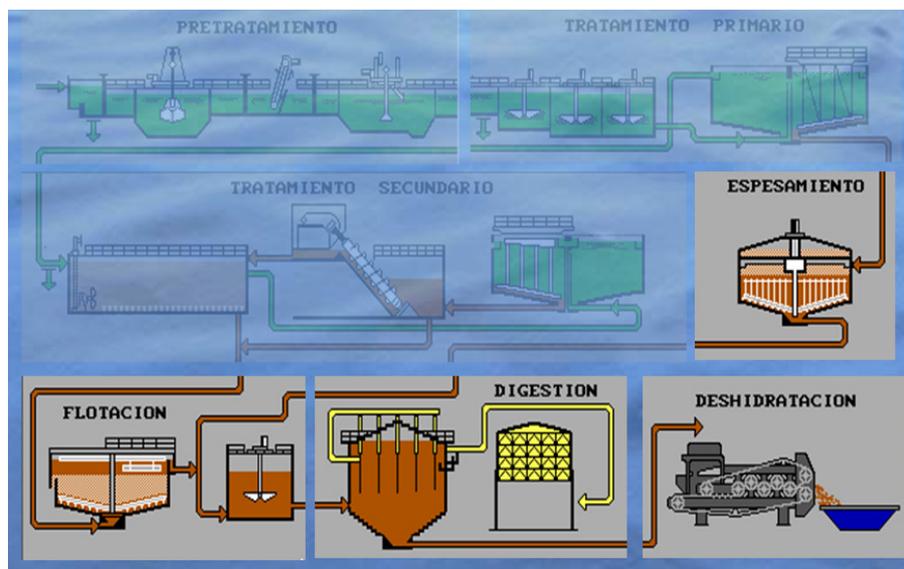


Figura. 3
LÍNEA DE LODO

Fuente.- <https://www.technoymarsoluciones.com>

Espesamiento por Flotación: los lodos extraídos en el decantador secundario, por su naturaleza, se someten a un espesamiento por flotación, se introduce aire para que se adhiera al lodo y ascienda hacia la superficie del espesador, desde donde son retirados.

Ambos lodos procedentes del espesador por gravedad y flotación, pasan a un tanque de homogenización.

Digestión, estabilización: Los lodos son conducidos al digestor, donde la materia orgánica será degradada por acción de una serie de microorganismos anaerobios, descomponiéndolo en productos gaseosos o "biogás" (CH_4 , CO_2 ; H_2 , H_2S , etc.) y

digestato, que es una mezcla de productos minerales (N, P, K, Ca, etc.), y compuestos de difícil degradación.

El biogás contiene un alto porcentaje en metano, CH_4 (entre 50-70%), por lo que es susceptible de aprovechamiento energético, mediante su combustión en motores, turbinas o en calderas, bien sólo o mezclado con otro combustible.

El proceso controlado de digestión anaerobia, es uno de los más idóneos para la reducción de emisiones de efecto invernadero, el aprovechamiento energético de los residuos orgánicos y el mantenimiento y mejora del valor fertilizante de los productos tratados [4].

Deshidratación: El líquido de los lodos tiene que drenarse consiguiendo un lodo seco y poroso. La deshidratación puede producirse de manera natural (mediante camas secas, secado solar), durante un largo periodo de tiempo. Más rápidamente, aunque en más pequeñas cantidades (y también más costoso) son las maquinas de proceso como los filtros prensa y las centrifugas.

Para una buena deshidratación, el tamaño y firmeza de los aglomerados del lodo son un factor importante, de manera que el lodo permanezca poroso durante la compresión. Se suelen utilizar floculantes, para alcanzar mayores niveles de materia seca en las maquinas de deshidratación.

En la opción del proceso más apropiado de deshidratación, es importante a tener en cuenta las condiciones limitantes como: cantidad, estructura del lodo, disposición, regulaciones, disponibilidad, personal, etc.

1.2.- DESARROLLO HISTÓRICO DE LAS MEMBRANAS.

Uno de los problemas fundamentales de la industria química es la separación, concentración y purificación de las sustancias presentes en una mezcla.

En los últimos años las técnicas convencionales de separación como son la destilación, la cristalización, la extracción de disolventes, etc. Se han visto suplementadas por un nuevo tipo de procesos que utilizan las membranas semipermeables como barreras de separación.

Estos procesos son conocidos desde la Antigüedad. El poeta latino Lucrecio en su famoso poema De natura rerum (60 años A.C.) cuenta como el hombre aprendió primero a purificar el agua filtrándola a través de la tierra o arena. Después y durante muchos siglos, para separar las sustancias en suspensión de un líquido, se utilizaron arcillas, gelatinas, resinas, pergaminos y membranas intestinales, como la vejiga de cerdo. En 1688, La Hire escribía que esta vejiga era más permeable al agua que al alcohol y en 1774 el Abate Nollet, utilizando membranas inorgánicas como barreras semipermeables, descubría los fenómenos osmóticos, que condujeron mucho más tarde a la formulación de las leyes coligativas (ley de Van't Hoff) y culminó con la termodinámica de las soluciones de Gibbs.

Graham en 1861, demostró que existían membranas permeables a las sustancias disueltas de bajo peso molecular, pero prácticamente impermeables a las partículas coloidales. Situando una de estas membranas en el fondo de una vasija, donde se introduce la dispersión coloidal y se sumerge el conjunto en un recipiente que contiene el disolvente, las moléculas y los iones disueltos pasan a través de la membrana y se separan de la disolución coloidal (Figura. 4).

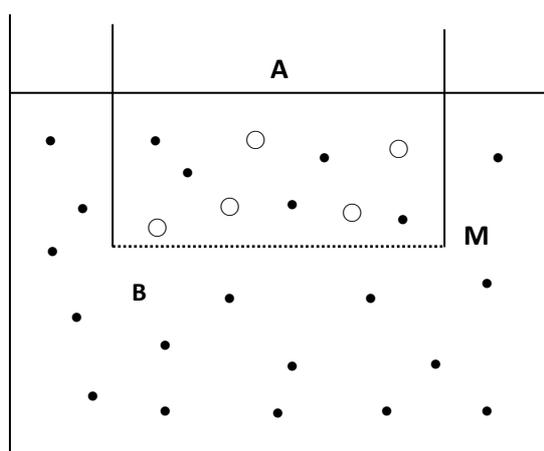


Figura. 4

DIALIZADOR DE GRAHAM. En A se sitúa la solución que encierra macromoléculas o partículas coloidales (o) y pequeñas moléculas o iones (·); en B el disolvente; entre los dos la membrana M. Las partículas de débil peso molecular pasan de A a B por difusión

La diálisis tuvo en la historia de la química – física coloidal un papel capital. Se aplica todavía como procedimiento de separación y purificación en partículas, para eliminar de una solución coloidal las moléculas o iones que contiene. Así se purifican las macromoléculas de origen biológico: proteínas, enzimas, hormonas, etc. Se utilizan igualmente para recuperar la sosa en las industrias celulósicas, en la industria azucarera para separar las melazas de las sales minerales que perjudican la cristalización, para la purificación de jabones, hidrocarburos, etc. Es un procedimiento que presenta la ventaja de no necesitar más que un dispositivo muy simple y poco costoso. Su principal inconveniente, es la duración del proceso, que puede durar varios días.

Durante la segunda guerra mundial los científicos que prepararon la bomba atómica de Hiroshima, consiguieron separar los átomos de uranio-235 y uranio-238 (sólo los primeros eran aptos para la fisión nuclear) convirtiéndolos en compuestos gaseosos y la mezcla se difundía lentamente a través de una delgada pared porosa. A pesar de la pequeña diferencia de masa entre ambos tipos de uranio, el gas compuesto de partículas más ligeras, se difundía a través de la pared a una velocidad algo más rápida que el formado por partículas más pesadas.

Recientemente el interés científico de los procesos de membranas radica en la purificación en gran escala de los productos químicos, utilizando nuevas técnicas como la cromatografía, la electroforesis, el refinado por zonas, etc., en lugar de las técnicas tradicionales, como la sedimentación, la destilación o la cristalización.

Otra razón del énfasis actual en la investigación de membranas es biológica. Los especialistas en citología, patología y farmacología estudian intensamente los límites de las células – las membranas – donde se encuentran los centros activos que controlan el transporte químico a través de las mismas.

El estudio de los fenómenos de transporte a través de las membranas puede ayudar a entender la estructura de las membranas biológicas. El lado práctico de tal estudio puede verse en las unidades de hemodiálisis utilizadas para purificar la sangre, los denominados riñones artificiales y en las unidades de oxigenación utilizadas en operaciones de corazón extracorpóreas, mediante el llamado pulmón artificial.

Los geólogos utilizan membranas como modelos para la unión entre esquistos impermeables y areniscas portadoras de agua y petróleo.

Los físicos utilizan membranas de intercambio iónico para hacer rectificadores y amplificadores electrolíticos (no electrónicos).

Los ingenieros espaciales, en un tipo de célula combustible hidrógeno – oxígeno, utilizada por primera vez en el vehículo Gemini-5, utilizaron una membrana de intercambio iónico como electrolito sólido hermético.

Otras dos razones han permitido el resurgir de las membranas:

- Una el interés masivo por parte de muchos gobiernos, para encontrar procedimientos económicos para la desalinización del agua del mar y aguas subterráneas salobres.
- La otra razón es la habilidad siempre creciente de los químicos de polímeros, para obtener membranas orgánicas ajustadas a una tarea concreta, como desalinizar el agua del mar, purificar la sangre, concentrar o fraccionar soluciones macromoleculares, limpiar efluentes industriales, etc.

En muchos casos, los procesos de separación mediante membranas son más rápidos, más eficaces y más económicos que las técnicas convencionales. A veces la ventaja es sustancial, como ocurre en las industrias de alimentos y de medicamentos, pues la separación con membranas puede verificarse a temperatura ambiente, evitando que los constituyentes sean dañados o químicamente alterados.

Hoy la investigación en el campo de las membranas incluye varias disciplinas científicas:

-Los químicos de polímeros, desarrollan nuevos materiales.

-Los termodinámicos, describen las propiedades de transporte según la teoría de los procesos irreversibles y definen modelos que predicen las características de separación de una membrana.

-Los ingenieros químicos utilizan los modelos desarrollados, para diseñar procesos de separación en la industria química.

1.3.- TECNOLOGÍA DE MEMBRANAS.

No es fácil dar una definición completa y precisa de una membrana que cubra todos sus aspectos.

La definición se simplifica si se limita a las membranas artificiales o sintéticas y se prescinde de fenómenos como el transporte activo, que se presenta en las membranas de las células vivas.

En un sentido general, una membrana sintética es un sistema que separa dos medios distintos y restringe el transporte a su través de las especies químicas de un modo específico.

Un sistema de filtración por membranas separa una corriente de entrada en dos efluentes, conocidos como retenido y filtrado (o permeado). El filtrado es la porción del fluido que pasa a través de la membrana semipermeable, por su parte el retenido

contiene los constituyentes que son rechazados por la membrana (Figura. 5). El transporte a través de la membrana, puede efectuarse por convección o por difusión de moléculas individuales, siendo inducido por un campo eléctrico o un gradiente de concentración, presión o temperatura.

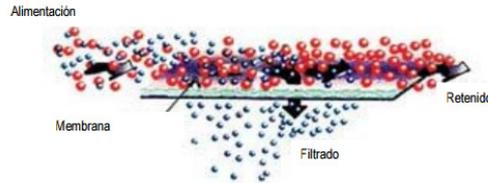


Figura. 5
FILTRACIÓN POR MEMBRANAS

Fuente.- <https://hera.ugr.es/tesisugr/16426708.pdf>

Las membranas deben responder a las exigencias siguientes:

- Ser eficaces en la separación: tener un umbral de separación bien definido y relacionado con el tamaño de los poros y la estructura química de la membrana.
- Flujo: Una permeabilidad intrínseca alta, relacionada con la estructura porosa o densa así como con el espesor de la capa activa.
- Resistencia mecánica, química y térmica: que depende de la naturaleza química del material utilizado y que se debe adaptar al proceso de filtración escogido.

Las diferentes categorías de membranas son consecuencia de numerosos factores ligados a los tipos de materiales utilizados, a su modo de preparación, a su estructura y al modo de transporte de materia en la membrana.

Una membrana puede ser, **según su estructura** homogénea o heterogénea.

El término **homogénea** se usa aquí para expresar que la membrana posee algún grado de transparencia a la luz y que ha sido formada a partir de un solo componente polimérico.

Puede desconcertar que lo que se llama **membrana homogénea** puede estar formada por tres fases separadas (por ejemplo una parte hidrófoba, otra parte hidrofílica y una tercera de agua).

En cambio una **membrana heterogénea**, puede estar formada por un solo material activo (usualmente una sustancia cristalina o cuasi-cristalina y no necesariamente un polímero) disperso en un soporte elastomérico como caucho o en un soporte plástico amorfo.

Según su carga una membrana puede ser neutra o transportar cargas positivas, negativas o ambas.

El espesor de las membranas puede variar entre 0.1 μm y 1 cm.

La transferencia de materia a través de una membrana puede ser causada por:

- difusión de partículas individuales
- flujo convectivo inducido por un campo eléctrico,
- un gradiente de concentración, presión o temperatura, es decir, por una fuerza termodinámica generalizada o impulsora.

Por tanto, el requisito fundamental de una membrana, es que al interponerse entre dos fases, ejerza un control selectivo del transporte de materia y de energía entre ellas. Por lo que una membrana, también se puede definir **por su función** y no por su composición o forma.

Todas las membranas poseen una propiedad en común: restringen el paso de diversas especies químicas de un modo muy específico. El mecanismo de transporte a través de la membrana depende de su estructura y ésta puede controlarse por el método de preparación:

- Existen membranas cuyo efecto selectivo depende de procesos catalíticos (como ocurre con algunos metales nobles).
- Otras discriminan las moléculas en función del tamaño del poro. Cuando éste posee un diámetro superior a 50 Å , el mecanismo de transporte es fundamentalmente convectivo y se llaman *macroporosas*, actuando como auténticas barreras o filtros moleculares, son muy importantes en diálisis, ultrafiltración y presión osmótica.
- En cambio, las membranas *microporosas*, poseen unos huecos tan estrechos (inferiores a 50 Å) que el transporte solo puede interpretarse por intercambio de posiciones de las moléculas o iones móviles dentro de la membrana. El acoplamiento de flujos puede despreciarse y el transporte por convección no es posible. A este tipo de membranas corresponde la hiperfiltración.
- Las membranas *hidrofílicas* verifican su función selectiva, gracias a su capacidad de romper la estructura de "clusters" o racimos de moléculas de agua coordinadas con iones salinos. Las moléculas disgregadas atraviesan la membrana, mientras que los "clusters" salinos permanecen al otro lado de la membrana y se produce la separación. Otras membranas tienen una avidez semejante por disolventes no acuosos.

- Desde hace pocos años se han llegado a construir membranas *asimétricas*, es decir, láminas cuya composición de polímero cambia a través del espesor. Este avance es muy importante, pues el gradiente de composición da a la membrana propiedades direccionales muy valiosas: las moléculas pasan en una dirección y no en la otra. Es la propia membrana la que ocasiona la direccionalidad y no los gradientes de presión, concentración, temperatura, etc.

- Otra forma de conseguir la discriminación de los iones a través de una barrea, es aprovechar su carga eléctrica, mediante las *membranas de intercambio iónico*. Estas membranas son electrolíticamente conductoras en el seno de electrolitos. Pueden ser de varios tipos:

- a.- Intercambio catiónico, suelen ser polímeros cargados negativamente, que dejan pasar solamente a los cationes.

- b.- Intercambio aniónico, polímeros cargados positivamente, que dejan pasar solamente a los aniones.

- c.- Anfóteras, formadas por mezcla de las dos anteriores.

- d.- Bipolares, formadas por laminados de membranas de intercambio catiónico y aniónico intercaladas.

- e.- Mosaico, formando mezclas por regiones de membranas de intercambio catiónico y aniónico.

Los fluidos, para atravesar las membranas, requieren de una fuerza impulsora, los procesos de separación con membranas se agrupan en función de la fuerza impulsora.

En la Tabla 1, se enumeran los distintos procesos de separación por membranas, en función de la fuerza impulsora [5].

FUERZA IMPULSORA	GRADIENTE DE PRESIÓN	GRADIENTE DE CONCENTRACIÓN Ó PRESIÓN PARCIAL	GRADIENTE DE TEMPERATURA	GRADIENTE DE POTENCIAL ELÉCTRICO
PROCESO DE MEMBRANA	Microfiltración (MF) Ultrafiltración (UF) Nanofiltración (NF) Ósmosis inversa (RO)	Pervaporización (PV) Separación gaseosa(GS) Diálisis (D) Membranas líquidas (ML) Ósmosis directa (FO)	Termo-ósmosis (TO) Destilación por Membranas (DM)	Electrodiálisis (ED) Electro-ósmosis

Tabla 1.- CLASIFICACIÓN DE LOS PROCESOS DE MEMBRANA

En la Tabla 2, se muestran las propiedades básicas de los distintos procesos de separación por membrana [5].

PROCESO	FUERZA IMPULSORA	ESTADO ALIMENTO	ESTADO PERMEADO	MECANISMO DE SEPARACIÓN
Microfiltración (MF)	ΔP	Líquido	Líquido	Tamaño
Ultrafiltración (UF)	ΔP	Líquido	Líquido	Tamaño
Nanofiltración (NF)	ΔP	Líquido	Líquido	Tamaño/ Disolución-difusión/exclusión eléctrica
Ósmosis Inversa (RO)	ΔP	Líquido	Líquido	Disolución-difusión
Pervaporación (PV)	ΔP	Líquido	Gas	Disolución-difusión
Separación gaseosas (SG)	Δp	Gas	Gas	Disolución-difusión/tamaño
Diálisis (D)	ΔC	Líquido	Líquido	Tamaño
Membranas Líquidas (ML)	ΔC	Líquido	Líquido	Naturaleza química
Ósmosis Directa (FO)	ΔC	Líquido	Líquido	Disolución-difusión
Termo-ósmosis (TO)	ΔT y Δp	Líquido	Líquido	Presión de Vapor
Destilación por membranas (DM)	ΔT y Δp	Líquido	Líquido	Presión de Vapor
Electrodiálisis (ED)	ΔE	Líquido	Líquido	Carga eléctrica

Tabla 2.- PROPIEDADES BÁSICAS DE LOS PROCESOS DE SEPARACIÓN POR MEMBRANAS

Dentro de los procesos de separación por membranas con la presión como gradiente impulsor, las diferencias radican en la presión hidráulica a aplicar y el tamaño de poro de las membranas que emplean, (Figura 6 y 7).

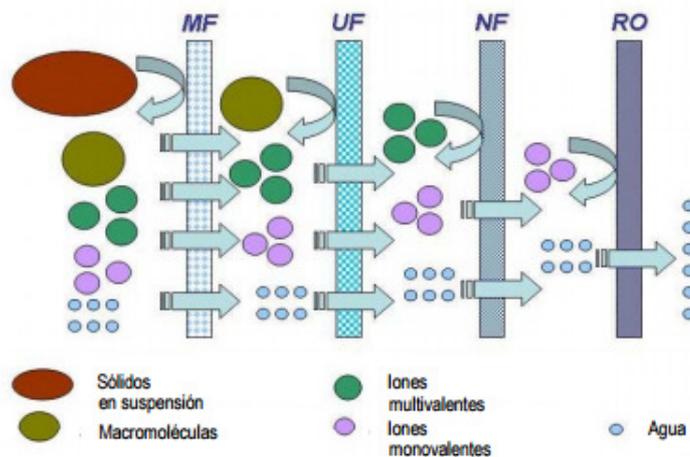


Figura. 6

PROCESOS DE MEMBRANA POR GRADIENTES DE PRESIÓN

Fuente.- https://ciencia.urjc.es/Tesis_ARCADIO_SOTTO

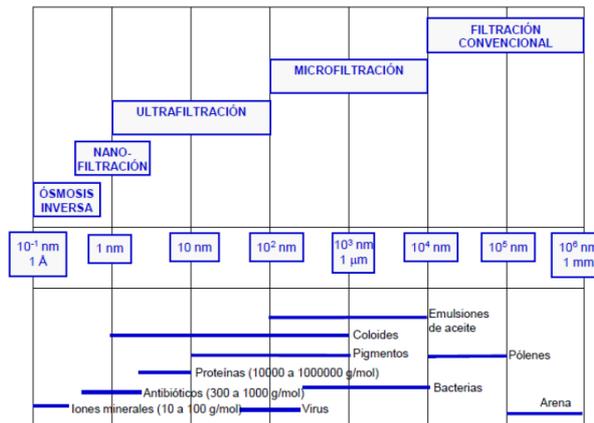


Figura. 7
RANGO DE SEPARACIÓN

Fuente.- J.Lora (UPV) - T.Avanzado Aguas+UT3+Osmosis+inversa.pdf

Microfiltración

Es el proceso más extendido, por encima del resto de procesos de membrana. Se utiliza para separar partículas en el rango de 0.1 a 10 μm, utilizando para ello presiones entre 0.5 y 3 bar. Este proceso permite retener materiales de tamaño coloidal y aún mayores, tales como los microorganismos, siendo el proceso más parecido a la filtración convencional.

Las membranas empleadas pueden fabricarse a partir de polímeros naturales o sintéticos, tales como Nitrato ó Acetato de celulosa, Fluoruro de polivilideno (PVDF), Poliamida, Polisulfona, Policarbonato, Polipropileno, Politetrafluoroetileno (TEFLÓN) (PTFE), TEC. También suelen utilizarse materiales inorgánicos, como los Óxidos metálicos (Alúmina). Los criterios utilizados para la selección de materiales son la fuerza mecánica, la temperatura máxima de resistencia, la compatibilidad química, su carácter hidrófilo o hidrófobo, la permeabilidad y el coste del material.

Entre sus aplicaciones se encuentran: eliminación de disolventes de pinturas, obtención de agua purificada para la industria (nuclear, electrónica), así como esterilización y eliminación de partículas en la industria farmacéutica (clarificación de antibióticos) y agroalimentaria (vino, cerveza, zumos).

Ultrafiltración

El proceso se emplea para retener especies comprendidas en el rango de 300 a 500.000 Da de peso molecular, con poros que van de los 0.001 a los 0.1 μm, aunque se suelen describir por su tamaño de corte molecular (100-100.000 Da). Las presiones usadas están comprendidas entre los 2 y los 10 bares, llegando en algunos casos a 25-

30 bares. Normalmente la ultrafiltración se emplea en la separación, clarificación o fraccionamiento de macromoléculas tales como las proteínas.

Las membranas que se emplean están fabricadas en materiales poliméricos (Polisulfona, Polipropileno, Nylon 6, PTFE, PVC, etc.) o inorgánicos (Materiales cerámicos).

La ultrafiltración se utiliza en múltiples procesos como son: tratamiento de efluentes (industria papelera, aguas residuales urbanas), obtención de agua ultrapura para la industria farmacéutica y de semiconductores, recuperación de pinturas en la industria automovilística y de electrodomésticos, recuperación de colorantes en la industria textil, obtención de proteínas en la industria láctea y clarificación de zumos.

Nanofiltración

Es un proceso intermedio entre la Ultrafiltración y la Ósmosis Inversa, en el que se retienen moléculas orgánicas de bajo peso molecular (entre 200 y 1000 Da), así como iones multivalentes (calcio) mediante presiones de 5 y 30 bar. Los iones pueden separarse basándose en sus características de difusión y carga. La separación se produce por fenómenos de transferencia de materia, consistentes en difusión y flujo a través de los poros.

Utiliza membranas de estructura compuesta (composite), muy similares a las empleadas en el proceso de Ósmosis Inversa, que suelen ser de Acetato de celulosa y Poliamidas aromáticas.

Se utiliza sobre todo para la eliminación de pequeñas partículas, tales como los colorantes en el procesado de la pulpa de madera, en el tratamiento de aguas residuales de la industria alimentaria (aceites, suero del queso) o de vertidos al litoral (eliminación de sulfatos en el agua de mar) y en la eliminación de sustancias orgánicas peligrosas (Tricloroetano; Tetracloroetano, Clorofenol, Diclorofenol, Triclorofenol) de diferentes procesos.

Ósmosis inversa (RO)

Se emplea para retener moléculas de muy bajo peso molecular tales como las sales, siendo su mecanismo fundamental la difusión. Las membranas que se utilizan son las de menor tamaño de poro, con diámetros que van de los 0.5 a los 1.5 nm, llegando a aplicar presiones del orden de 10 a 50 bar. Este tamaño tan extremadamente pequeño, permite que sólo las moléculas orgánicas más pequeñas y los solutos sin carga, pasen por ellas junto con el agua. Más de un 95-99% de las sales inorgánicas y compuestos orgánicos cargados son rechazados, debido a la repulsión electrostática con la superficie de la membrana.

Estas membranas tienen una resistencia muy alta, con lo que el flujo es mucho menor que en el resto de procesos. Casi todas las membranas de RO, están fabricadas con polímeros (Acetato de celulosa y poliamidas). Suelen ser de dos tipos: asimétricas o de tipo composite. El material de soporte es normalmente Polisulfona.

Su principal campo de aplicación es la desmineralización de agua de mar. No obstante, otras aplicaciones importantes son: potabilización de agua, producción de agua ultrapura para la industria (alimentación, centrales eléctricas, electrónica), tratamiento de aguas (industria papelera, galvanotecnia, fotografía, residuales urbanas), recuperación de productos valiosos en fotografía (cianuro férrico y ferroso), estabilización del vino y eliminación de sus tartratos, obtención de aromas y sabores a partir de zumos de frutas (normalmente alcoholes C₂-C₆, ésteres C₄-C₈ y aldehídos C₂-C₆), así como reducción del contenido en alcohol en bebidas (cerveza)

La morfología de las membranas que emplean estos procesos, cuya fuerza impulsora es el gradiente de presión, se esquematizan en la (Figura. 8).

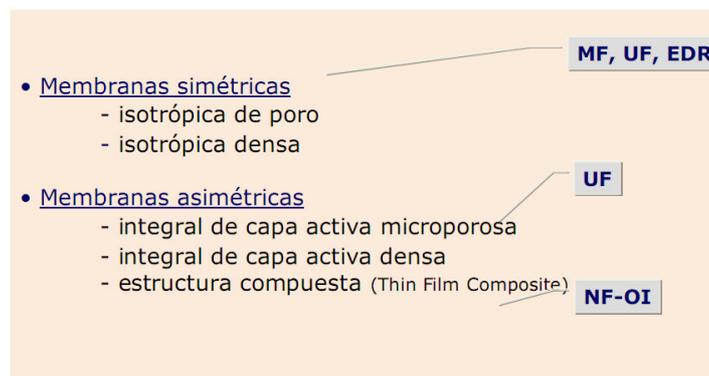


Figura. 8
MORFOLOGÍA DE LAS MEMBRANAS

Fuente.- J.Lora (UPV) - T.Avanzado Aguas+UT3+Osmosis+inversa.pdf

MEMBRANAS SIMÉTRICAS

▪ **ISOTRÓPICAS DE PORO.** Estructuras porosas con una estrecha distribución de tamaño de poros. Las membranas que se encuadran en este grupo tienen una de distribución de diámetros de poro de 0.001mm – 10mm.

Los procesos de depuración de aguas que utilizan estas membranas, microfiltración y ultrafiltración, se basan en impedir por exclusión el paso a través de la membrana de aquellos contaminantes de mayor tamaño que el mayor diámetro de poro de la membrana, siendo parcialmente rechazadas aquellas sustancias cuyo tamaño está comprendido entre el mayor y el menor de los diámetros del poro. En este tipo de

membranas la fuerza impulsora responsable del flujo de permeado a través de la membrana es una diferencia de presión.

▪ **ISOTRÓPICAS DENSAS.** Estructuras sin poros donde el paso de las sustancias a través de la membrana sigue un modelo de solución-difusión, en el que los componentes de la solución se disuelven en la membrana y posteriormente se difunden a través de ella. La diferente solubilidad y difusividad de los componentes de la solución en la membrana, permiten la separación de sustancia del tamaño de moléculas e iones. Debido a las fuertes presiones a las que tienen lugar estos procesos las membranas son de tipo anisótropo. La ósmosis inversa y la nanofiltración son procesos que utilizan este tipo de membranas.

MEMBRANAS ANISOTRÓPICAS

Las membranas anisótropas son estructuras laminares o tubulares donde el tamaño de poro, la porosidad o la composición de la membrana cambia a lo largo de su espesor.

Están constituidas por una delgada película (densa o con poros muy finos) soportada en otra más gruesa y porosa, de tal forma que la primera es la responsable del proceso de separación y la segunda aporta al sistema la suficiente resistencia mecánica para soportar las condiciones de trabajo. La película responsable del proceso de separación y la que aporta la resistencia mecánica pueden estar fabricadas con el mismo material (membranas de Loeb-Sourirajan) o con materiales diferentes (membranas de tipo composite).

Debido a que la velocidad de paso de las sustancias a través de la membrana es inversamente proporcional a su espesor, las membranas deberán ser tan delgadas como sea posible. Mediante la fabricación de membranas anisótropas (asimétricas) es posible conseguir espesores de membranas inferiores a 20 mm, que son los espesores de las membranas convencionales (isótropas o simétricas). La mejora en los procesos de separación, debido a este tipo de membranas, ha hecho que sean las de elección en los procesos a escala industrial.

1.4.- ÓSMOSIS DIRECTA (FO).

El origen etimológico del término “osmosis” radica en el griego. En concreto, se puede establecer que el mismo procede de la palabra “*osmosis*” que está formada por dos partes bien diferenciadas: “osmos”, que significa impulso, y el sufijo “-sis” que puede traducirse como acción.

El proceso consiste en la difusión de un disolvente a través de una membrana selectiva semipermeable, producida por un gradiente de presión osmótica, estableciéndose un flujo de disolvente desde la disolución diluida hacia la disolución concentrada, normalmente denominadas:

- disolución diluida = Alimentación o “Feed Solution” (FS),
- disolución concentrada = disolución de arrastre o “Draw Solution” (DS)

Los procesos osmóticos, en función de la magnitud y el sentido de la presión aplicada, se clasifican en (Figura. 9):

- **Ósmosis directa:** la diferencia de presión osmótica, entre las dos disoluciones, es la fuerza impulsora para el transporte ($\Delta P = 0$).
- **Presión retardada por Ósmosis (PRO):** La diferencia de presión osmótica, menos la diferencia de presión hidráulica, es la fuerza impulsora para el transporte ($\Delta\pi > \Delta P$).
- **Ósmosis inversa:** la diferencia de presión hidráulica menos la diferencia de presión osmótica, es la fuerza impulsora ($\Delta P > \Delta\pi$).

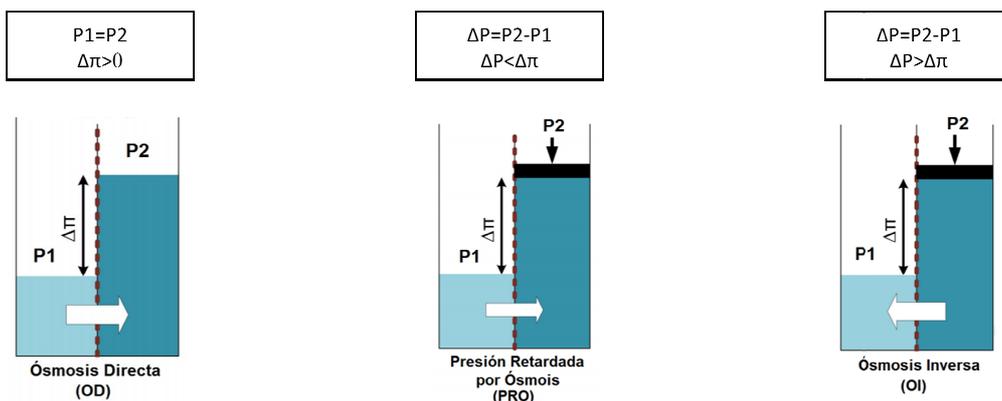


Figura. 9
PROCESOS OSMÓTICOS

Fuente.- 05 LLORENS Universitat Barcelona.pdf

El sentido del transporte, presión empleada y consumos de energía, en los diferentes procesos osmóticos, se pueden apreciar esquemáticamente en la siguiente figura (Figura. 10).

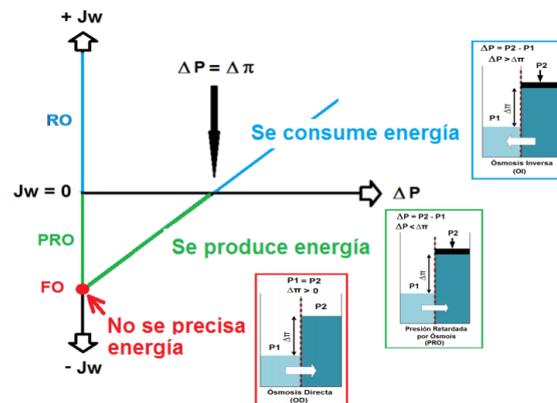


Figura. 10
PRESIÓN FLUJO DE AGUA Y ENERGÍA EN LOS PROCESOS OSMÓTICOS

Fuente.- 05 LLORENS Universitat Barcelona.pdf

En los últimos años, la ósmosis directa; recibe un especial interés, tanto para la obtención de agua pura, como para la concentración de disoluciones, debido a que las condiciones de operación son más suaves en comparación con la ósmosis inversa.

El proceso de ósmosis directa presenta la ventaja de no precisar de un aporte de presión hidráulica ($\Delta P=0$), por lo que el consumo de energía es bajo, reduciéndose por tanto los costes. Al no necesitar presión hidráulica, presenta una menor tendencia al ensuciamiento, que implica un ahorro en los costes de limpieza. Además, presenta alto rechazo en una amplia gama de contaminantes y debido al elevado gradiente de presión osmótica a través de la membrana, se alcanzan altos flujos [6].

La membrana de FO debe cumplir los siguientes requisitos:

- alta capacidad de retención de sales y altos flujos
- baja polarización,
- resistencia al cloro y amplio rango de pH
- estabilidad a largo plazo en rendimiento de separación
- alta resistencia mecánica.

1.4.1.- APLICACIONES.

Los principales campos de aplicación de la Ósmosis Directa son: En el tratamiento de aguas residuales y purificación de aguas (concentración de aguas residuales, concentración de lixiviados de vertedero, concentración de lodos digestores, sistemas avanzados de soporte de vida, bolsas de hidratación), en la desalación de agua de mar (producción de agua potable, producción de agua para la agricultura), producción de energía (celda de combustible microbiana, biocombustibles, pressure retarded ósmosis), en la industria farmacéutica (concentración de proteínas y principios activos, regeneración del fluido de diálisis, liberación controlada de medicamentos), en el procesado de alimentos (concentración de zumos), el uso de fertilizante concentrado como DS y su reutilización.

Tratamiento de aguas residuales, purificación y desalinización de agua

La técnica de FO se ha empleado para concentrar aguas residuales y efluentes industriales [7]. También se ha estudiado como proceso para la purificación de agua en las misiones espaciales [6].

Un subsector, que presenta interés, es la desalinización de agua de mar, puesto que las tecnologías empleadas actualmente, precisan un alto consumo energético. Por lo que se ha propuesto la desalinización de agua de mar, mediante FO, empleando un sistema $\text{NH}_3/\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O}$ como disolución de arrastre [8]. En la (Figura. 11), se presenta un esquema del proceso.

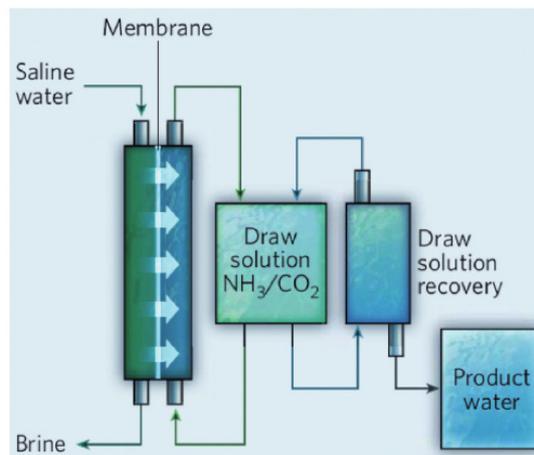


Figura. 11

ESQUEMA PROCESO PRODUCTIVO DE AGUA A ESCALA PILOTO, CON DISOLUCIÓN DE ARRASTRE $\text{NH}_3/\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O}$
Fuente.- <http://ex-sheffield.org/soloparaingenierosnet/2013/08/24/la-osmosis-%EF%BB%BFdirecta-de-yale>

Otra estrategia encaminada a reducir los costes de desalinización, utiliza un esquema con dos unidades de FO y una etapa de RO [9]. En el proceso, se alimenta continuamente, por una parte agua de mar como disolución de arrastre, a una primera

unidad de FO, que se pone en contacto con un agua residual, como disolución de alimentación. En esta etapa, el agua de mar se diluye, reduciendo así su presión osmótica, y el agua residual se concentra. El agua de mar, ya diluida, se puede desalinizar a menor presión en la etapa de FO. Obteniendo un permeado sin sales y un rechazo concentrado, que es alimentado de nuevo a otra etapa de FO, en la que se consigue concentrar más la corriente de agua residual, proveniente de la primera etapa de FO (Figura. 12).

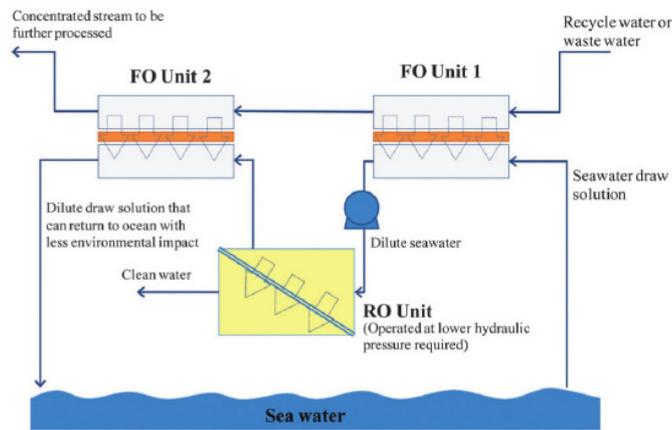


Figura. 12
ESQUEMA FUNCIONAMIENTO HÍBRIDO FO-RO PARA DESALINIZACIÓN AGUA DE MAR

Fuente.- https://www.researchgate.net/publication/263505688_Osmosis_directa_proceso_y_aplicaciones

Los beneficios que se consiguen con este proceso, radican en un menor consumo energético reducción del efecto fouling de las membranas de RO, y la concentración del agua residual. Cabe destacar que la FO, podría emplear como disolución de arrastre, la corriente de rechazo de la desalinización en la etapa de RO.

Concentración de alimentos

En la industria alimentaria, la concentración de alimentos es una práctica muy habitual, para aumentar la estabilidad y reducir los costes de almacenamiento y transporte.

Frente a las técnicas convencionales de concentración, agrupados globalmente, como procesos tradicionales de membranas y evaporadores, la FO se propone como proceso de deshidratación pues mantiene las propiedades nutricionales y sensoriales de los alimentos, ya que el proceso no precisa de elevadas presiones, y temperaturas [10].

Industria farmacéutica

La FO se ha aplicado en el campo de los productos farmacéuticos, para la concentración de principios activos como la carbamazepina, sulfametoxazol, diclofenaco, ibuprofeno y naproxeno [11], [12] y concentración de otros productos de

valor añadido, como proteínas [13]. Presentando ventajas frente a los procedimientos convencionales químicos o térmicos de concentración. Así como en la liberación controlada de alimentos mediante bombas osmóticas, aplicadas a las terapias en seres humanos, con el sistema DUROS®.

Generación de energía

Es de gran importancia el empleo de ósmosis por presión retardada (PRO), para la generación de energía, en éste proceso el agua de alimentación FS (baja salinidad), permea y pasa a la DS (salina), que se encuentra ligeramente presurizada, como consecuencia la DS aumenta su volumen y al estar presurizada, produce un trabajo al expandirse en una turbina [14]; [15]; [16], esquemáticamente representado en la (Figura. 13):

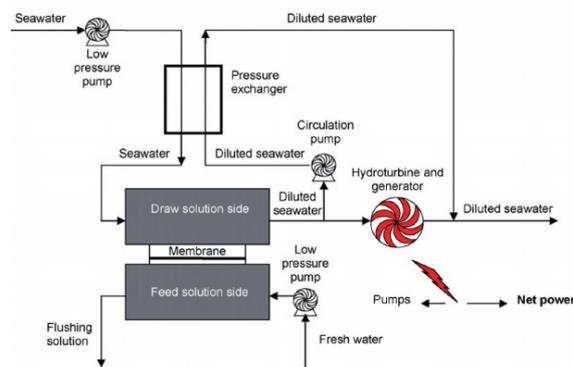


Figura. 13
ESQUEMA PLANTA GENERACIÓN DE ENERGÍA MEDIANTE PRO

Fuente.- <https://www.ingenieriaquimica.net/articulos/292-tecnologias-emergentes-de-osmosis-directa-retos-y-opportunidadeshttps>

Fertilizantes

Una de las aplicaciones del proceso de FO, en la que no se precisa recuperar la DS, está basada en el empleo como DS, de una disolución de fertilizante concentrada, con el fin de concentrar una corriente líquida determinada. De este modo una vez agotada la disolución fertilizante que se empleó como DS, se puede emplear directamente como fertilizante [17], (Figura. 14).

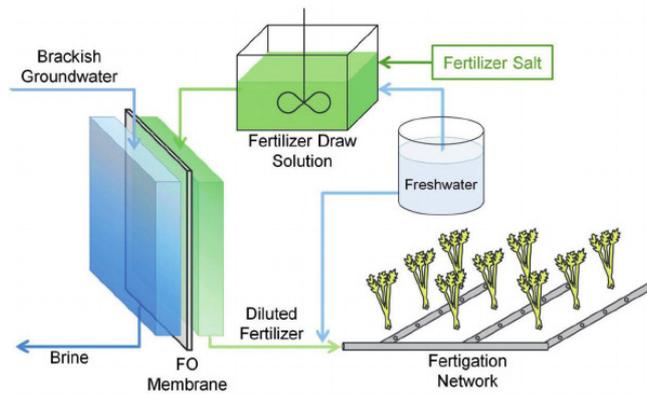


Figura. 14

ESQUEMA PROCESO OD EMPLENADO DISOLUCIÓN DE FERTILIZANTE COMO DS

Fuente.- https://www.researchgate.net/publication/263505688_Osmosis_directa_proceso_y_aplicaciones

Bolsas de hidratación

Bajo el nombre de HydroPack HTI, los científicos de la NASA han creado una bolsa de filtrado de un solo uso. Con un diseño ligero y compacto, y muy fácil de usar, la HydroPack proporciona una bebida limpia desde casi cualquier fuente de agua.

Las bolsas de hidratación comercializadas por la empresa HTI, funcionan gracias a una doble bolsa, separadas por una membrana de FO. La bolsa interna contiene la DS concentrada en azúcares y es capaz de deshidratar el agua (de baja calidad o incluso con cierta salinidad) que se rellena en la bolsa externa. La disolución de azúcar se diluye, y sirve para saciar la sed en ambientes donde el agua potable es inaccesible o escasa.

Las bolsas se han empleado con éxito en los terremotos de Haití y Chile del 2010, siendo una buena alternativa al agua embotellada, para la fase inicial de las operaciones de asistencia en zonas catastróficas [18], (Figura. 15).

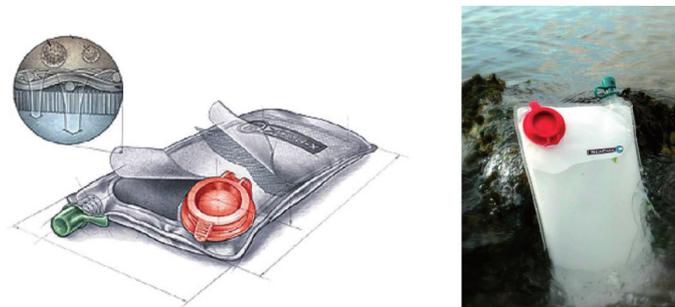


Figura. 15

BOLSAS DE HIDRATACIÓN FABRICADAS POR HTI

Fuente.- https://www.researchgate.net/publication/263505688_Osmosis_directa_proceso_y_aplicaciones

1.4.2.-MEMBRANAS (F.O.).

Como se ha comentado con anterioridad, en un principio se emplearon membranas fabricadas con cualquier tipo de material disponible, vejigas de animales, nitrocelulosa, goma, porcelana.

En la década de los años sesenta, tras el desarrollo del proceso Loeb-Sourirajan, para fabricar membranas anisotrópicas de RO, se emplearon las mismas para FO.

Durante los años noventa, la compañía HTI (Hydration Thechnologies), desarrolla una membrana específica para FO, realizada con triacetato de celulosa (CTA).

En la actualidad, se sigue trabajando e investigando en el desarrollo de membranas de FO.

Según el método de fabricación se clasifican en:

- *Membranas celulósicas fabricadas por inversión de fase*, proceso basado en el cambio de estado de un polímero que pasa de manera controlada de fase líquida a estado sólido. Existen diferentes razones por las cuales una disolución de un polímero puede precipitar: presencia de un no-solvente, evaporación del disolvente o cambios de temperatura (congelación). La morfología de la membrana puede ser controlada regulando las condiciones de precipitación.

Normalmente se emplea como polímero CTA triacetato de celulosa, para este tipo de membranas, pues presenta una alto rechazo a las sales, alto flujo de agua y baja tendencia al ensuciamiento, hidrofiliidad elevada, buena resistencia a la degradación frente al cloro y otros oxidantes, alta resistencia mecánica, por el contrario tiene poca resistencia a la hidrólisis y al ataque biológico. Es recomendable trabajar a pH 4-6, tanto en la FS como en la DS, y a temperaturas inferiores a 35°C [19].

En un principio se fabricaron, para la liberación prolongada de medicamentos y posteriormente se aplicaron para el tratamiento de aguas.

- *Membranas compuestas de película delgada*, en la actualidad solamente la compañía Hydration Thechnologies (HTI) comercializa, son membranas compuestas de múltiples capas, son asimétricas y de acetato de celulosa, se comercializan de dos tipos, con espesor inferior a 50 micrómetros ó superior a 100 micrómetros.

Se han fabricado membranas compuestas de película delgada y membranas de fibras huecas, para aplicaciones en FO.

- *Membranas modificadas químicamente*, continuamente se desarrollan e investigan métodos de fabricación, como por ejemplo el revestimiento de polielectrolitos,

ensamblaje capa por capa de policonjugados, con espesor nanométrico en sustratos porosos cargados (LbL), también membranas biomiméticas, se trata de unas membranas permeables y selectivas basadas en la incorporación de una proteína Aquaporin Z, en un tribloque copolímero A-B-A al agua, éstas presentan una baja resistencia mecánica, pues el espesor de su capa selectiva tiene un espesor de unos 10 nm.

Las membranas para FO, deberían reunir las siguientes características y propiedades:

- Membrana fina con elevada porosidad de la capa soporte, con el fin de reducir al mínimo el efecto de polarización por concentración interna, con lo que aumentaría el flujo de agua.
- Capa activa muy fina y de alta densidad, que permitiese un elevado flujo de agua y un alto rechazo al soluto.
- Hidrofilicidad de la capa activa, con el consecuente aumento del flujo de agua y reducción de la tendencia al ensuciamiento de su superficie.
- Estabilidad a largo plazo en el rendimiento de separación.
- Alta resistencia mecánica

1.4.3.- TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE LODOS.

En el tratamiento de aguas residuales, cuyo objetivo principal es eliminar la contaminación antes de su vertido, se generan una serie de subproductos denominados fangos o lodos, donde se concentra la contaminación eliminada, y cuyo tratamiento y evacuación puede ser problemática. (Figura. 16).

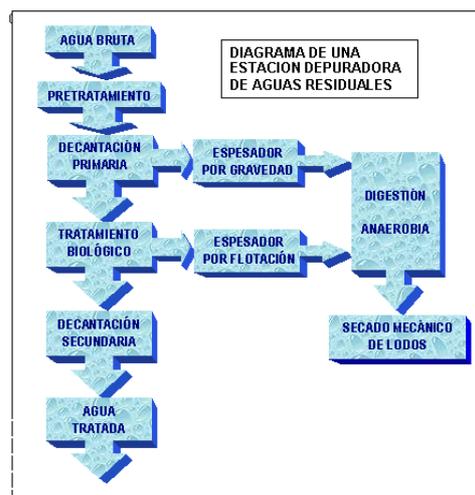


Figura. 16

DIAGRAMA DE UNA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES

Fuente.- <http://platea.pntic.mec.es/~cmarti3/INSTAL/EDARSO/>

Las dos fuentes principales de producción de lodos, son el tratamiento primario y secundario. Los sólidos sedimentados retirados del fondo de los decantadores primarios y secundarios son, en realidad, una mezcla acuosa de color y olor característicos llamada lodo fresco.

Los lodos producidos en el tratamiento primario y secundario de la línea de agua de una EDAR presentan las siguientes características:

- Presentan gran cantidad de agua (95-99%), por lo que ocupan un volumen importante y son de difícil manipulación.
- Tienen gran cantidad de materia orgánica, por lo que entran fácilmente en descomposición (putrefacción), produciendo malos olores.
- Poseen una gran cantidad de organismos patógenos, causantes de enfermedades.

Por lo que deben tratarse con sumo cuidado y en su tratamiento deben darse tres fases, encaminadas a reducir al máximo:

- La cantidad del agua presente en los lodos, para evitar el manejo de grandes volúmenes.
- Estabilización de la materia orgánica para evitar problemas de fermentación y putrefacción.
- Conseguir una textura adecuada para que resulten manejables y transportables.

Todo esto se realiza en la llamada **línea de lodos** de una E.D.A.R. (Figura. 17).

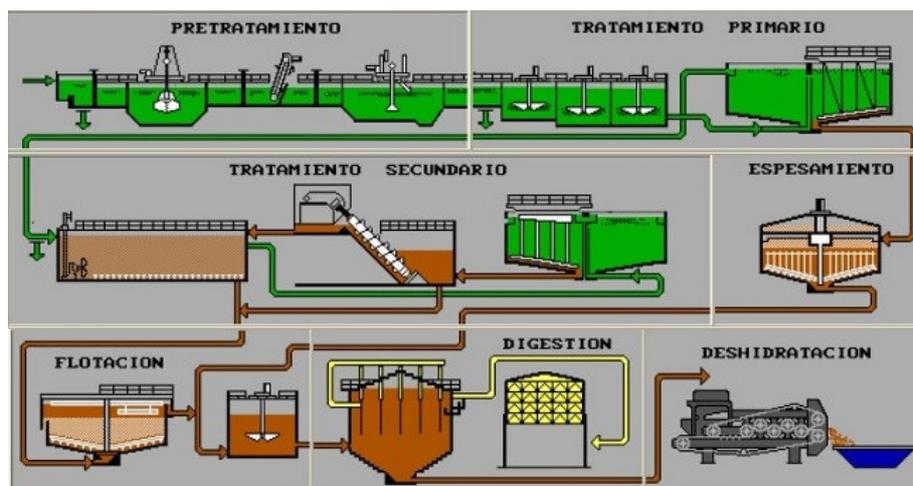


Figura. 17

ESQUEMA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES

Fuente.- <http://www.technoymarsoluciones.com>

La cantidad y las propiedades del lodo a tratar en una planta depuradora dependerán de las características de las aguas residuales, de su procedencia, así como del tratamiento a que sean sometidas.

El origen y principales características de los lodos son:

a) Lodos primarios: (originados en los decantadores primarios)

Estos lodos no han sufrido un tratamiento biológico, no se han descompuesto, por lo que son altamente inestables y putrescibles. Al cabo de cierto tiempo producen mal olor.

Generalmente con un contenido de Sólidos en Suspensión (TSS) de 90 gr/hab/día, de los cuales, aproximadamente un 60% (54 gr/hab/día) se consideran sedimentables.

Su color es normalmente gris, con altos contenidos de sólidos fecales y otros tipos de desechos.

Liberan fácilmente su agua de constitución y se espesan bien. Su contenido en humedad varía entre el 95-99%.

b) Lodos biológicos (originados en los decantadores secundarios)

Proceden del proceso de tratamiento secundario de lodos activados de la línea de agua, su materia orgánica está parcialmente descompuesta, presentan un color marrón oscuro.

Tienen un olor a tierra húmeda no desagradable, pero en su descomposición posterior se hacen sépticos y producen olores desagradables.

Su contenido en humedad varía entre el 98-99.5% y son difíciles de concentrar, pueden espesarse directamente o enviarse a la decantación primaria, donde decantan conjuntamente con los fangos primarios, dando lugar a los Lodos Mixtos.

c) Lodos digeridos aeróbicamente:

Son lodos de color marrón oscuro, tienen apariencia floculenta y olor poco desagradable.

d) Lodos de precipitación química:

Su velocidad de descomposición es algo menor que la de los primarios, color oscuro, algo rojizo si contienen mucho hierro, el olor puede ser desagradable, aunque no tanto como el de los fangos primarios.

Los lodos producidos en el tratamiento del agua poseen más del 95% de agua, y ocupan volúmenes importantes, siendo por su naturaleza putrescibles. Es necesario un

tratamiento para modificar sus características y permitir que su evacuación y disposición final sea óptima desde el punto de vista sanitario, medioambiental y de su manejo.

La etapa de espesamiento para reducir el volumen de los lodos, mediante concentración o eliminación parcial de agua; los lodos activados, que normalmente se bombean desde los tanques de decantación secundaria con un contenido de sólidos del 0.8%, pueden espesarse hasta un contenido del 4% de sólidos, se consigue así una reducción del volumen del lodo a una quinta parte del volumen inicial. Consiguiendo una serie de ventajas:

- Reducción del volumen de los tanques posteriores al espesamiento, así como su equipamiento.
- Reducción de la cantidad de calor requerida para el calentamiento de los lodos en procesos tales como digestión anaerobia, secado térmico e incineración.
- Reducción y mejora de los rendimientos de los equipos de deshidratación.

La etapa de espesamiento normalmente se realiza por gravedad o espesamiento por flotación.

Existe también el espesamiento por centrifugación, alternativa válida para cualquier tipo de lodo, aunque está más indicada para concentrar lodos muy hidrófilos (que difícilmente liberan el agua que contienen), de difícil compactación.

El tipo de espesamiento a aplicar y su compactación dentro de la línea de lodo, depende de la procedencia del lodo a espesar y del tipo de tratamiento a efectuar:

■ Espesamiento por gravedad, se utiliza para los lodos primarios y los mixtos, así como para los procedentes de una precipitación química, localizándose antes del proceso de la digestión anaerobia. En el caso de que la línea de tratamiento de los lodos, incluya una estabilización aerobia de los mismos, el espesador se sitúa, generalmente, posterior a la misma, ya que este proceso requiere para su buen funcionamiento concentraciones no muy elevadas, no superiores al 2-2.5%.

El diseño de un espesador por gravedad, es similar a un decantador primario, generalmente son circulares. La alimentación se realiza por tubería a una campana central, que sirve como reparto, con una altura tal que no influya en la zona inferior de compactación. El fondo debe tener una pendiente mínima del 10%.



Figura. 18

ESQUEMA ESPESADOR POR GRAVEDAD

Fuente.- http://www.ema-formacion.com/ficheros/pdf/22/mqtda_modulo9_2010.pdf

El conjunto va equipado (Figura. 18), con un mecanismo giratorio provisto de una rasqueta de fondo para el barrido de los lodos y su conducción a un colector central desde donde se extraen, y de unas piquetas verticales cuya finalidad es la homogeneización, así como la creación de canales preferenciales que faciliten la evacuación del agua intersticial y de los gases ocluidos generados por fenómenos de fermentación. El líquido sobrenadante se recoge por un vertedero perimetral y es enviado a cabecera de la planta.

El mecanismo giratorio suele ser de accionamiento central, con doble brazo diametral. Este tipo de accionamiento es conveniente para obtener el par necesario para asegurar el movimiento del sistema.

Normalmente se instala un limitador de par para evitar sobretensiones en el motor-reductor. Es aconsejable instalar un sistema automático de elevación de las rasquetas, para arrancar el espesador, sobre todo después de paradas prolongadas, ya que los sedimentos más espesados están en el fondo, aprisionando las rasquetas y haciendo difícil su puesta en funcionamiento, sin que actúe el limitador de par. Una vez que el mecanismo ha alcanzado su velocidad nominal se procede a introducir automáticamente las rasquetas. El par motor del sistema de arrastre viene dado por:

$$\text{Par torsor con arrastre central} = c \cdot r^2/2$$

$$\text{Par torsor con arrastre periférico} = c \cdot r^2$$

Siendo: r el radio del espesador y c la constante variable según la Naturaleza del lodo:

$$\text{Lodos Primarios } c = 45 \text{ Kg/m}$$

Lodos Mixtos $c = 40 \text{ Kg/m}$

Lodos Biológicos $c = 30 \text{ Kg/m}$

La extracción de los lodos desde la poceta central puede realizarse por gravedad mediante válvulas o bien por aspiración directa mediante bombas. El sistema de extracción debe tener la posibilidad de hacerse de forma temporizada, para que la toma pueda realizarse a distintos niveles.

Para evitar posibles olores a menudo se procede a recubrir el espesador mediante una cubierta estanca. Esta puede ser fija, mediante obra de fábrica o bien desmontable, más aconsejable ya que facilita el mantenimiento.

▪ Espesamiento por flotación, está indicado para concentrar los lodos biológicos procedentes del decantador secundario, también llamados lodos en exceso.

Los lodos en exceso se espesan mediante el sistema de flotación debido al bajo peso específico de los flóculos, y su débil capacidad para sedimentar y compactarse, el grado de espesamiento conseguido depende del lodo.

Hay cuatro variantes básicas de la operación de espesado por flotación: flotación por aire disuelto, flotación al vacío, flotación por dispersión de aire y flotación biológica.

Generalmente la flotación por aire disuelto es el sistema más empleado para el espesamiento de fangos. La mayor o menor facilidad para que se produzca la flotación es función de los siguientes factores:

Afinidad del aire a la partícula. Es necesario que la adhesión de las partículas a las burbujas sea mayor que la tendencia que tienen a establecer contacto con el agua.

Densidad de la partícula. La flotación es más fácil en partículas con densidad muy próxima a la del agua. Cuanto mayor sea la densidad, mayor será la cantidad de aire que debe adherirse a ella para provocar la flotación.

Diámetro de la partícula. Cuanto mayor sea, es necesario más aire adherido a la partícula.

Por otra parte, el tamaño de la burbuja de aire afecta de modo importante a la eficacia de la flotación, por diversos motivos:

El rendimiento de la adherencia de las burbujas a las partículas, es función del tiempo que dichas burbujas se mantienen en la suspensión y la oportunidad de contactos con las mismas. Por lo tanto, cuanto menor sea el diámetro de las partículas, menor será la velocidad ascensional de las mismas y mayor tiempo de retención tendrán.

Cuanto mayor es el *tamaño de la burbuja*, mayor será la necesidad del caudal de aire a introducir para conseguir una buena equiparación en el tanque de flotación. El tamaño de las burbujas influye también en la turbulencia en el tanque, produciendo mayor turbulencia a mayor tamaño, reduciendo la eficiencia de la flotación.

El sistema más utilizado en el proceso de flotación de lodos es el de la **presurización**. La producción de aire en este sistema consiste en disolver aire en un líquido bajo una presión de varias atmósferas para, liberarlo hasta presión atmosférica, con lo que el aire disuelto forma microburbujas que se adhieren a las partículas sólidas. La presurización puede producirse de dos formas:

Presurización directa total o parcial: se presuriza todo o parte del caudal de lodos.

Presurización indirecta: se presuriza agua clarificada, ya sea del propio efluente del espesador o del agua clarificada en el decantador secundario.

La presurización directa es menos aconsejable que la indirecta debido a los riesgos de obstrucción de los equipos de presurización.

Los equipos fundamentales de que consta un espesador por flotación por aire disuelto mediante presurización son (Figura. 19):

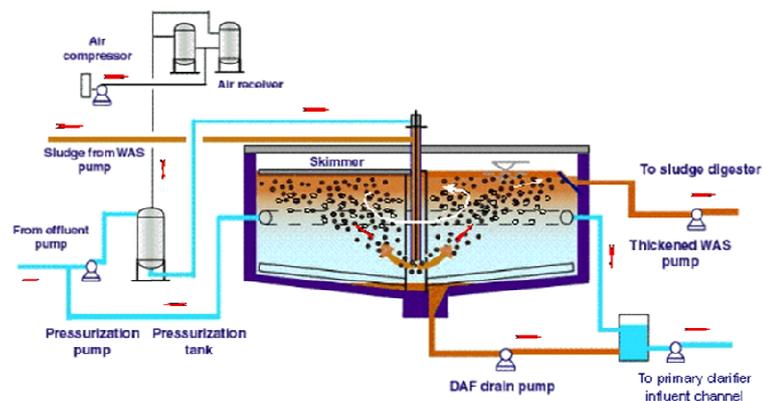


Figura. 19

ESQUEMA INSTALACIÓN ESPESADOR DE LODOS POR FLOTACIÓN CON AIRE DISUELTO

Fuente.- <http://www.technoymarsoluciones.com>

Bomba de presurización. Las bombas deben tener uniformidad de presión dentro de un rango amplio de caudales.

Depósito de presurización. Consta de un balón o depósito a presión donde se produce la disolución del aire comprimido y del agua o fango a presurizar. El

sistema de mezcla debe asegurar el contacto de la mayor superficie del fluido con el aire, para conseguir la concentración del aire en el agua lo más próxima posible a la saturación.

Sistema de inyección de aire. Este sistema se regula mediante presostato en un rango apropiado a la presión deseada en el depósito de presurización. La automatización del sistema de presurización se consigue mediante la instalación de niveles de comando en el balón que actúan sobre válvulas automatizadas que regulan la entrada al recipiente tanto del fluido a presurizar como del aire a disolver.

Válvulas reductoras de presión. El fluido presurizado se introduce en el tanque de flotación, con objeto de formar las microburbujas sin crear turbulencias en el volumen de agua del tanque, siendo necesario crear una pérdida de carga en la corriente de agua presurizada. Esta pérdida de carga, se realiza mediante válvulas adecuadas, a fin de que la presión del líquido presurizado sea constante e igual a la presión atmosférica más la presión de la columna de agua existente entre el punto de introducción del líquido en el tanque.

Tanque de flotación. Puede ser rectangular o circular, siendo éste el más utilizado. Un grupo de accionamiento compuesto por un motor-reductor actúa sobre unas rasquetas de fondo, que empujan los fangos hacia un canal o tolva de recogida de fangos, de longitud aproximadamente igual a la mitad del radio, con una rampa de carga que engarza con el sistema de rasquetas superficiales. La profundidad debe ser ligeramente por debajo del nivel en el tanque, para asegurar la recogida en la zona superior más concentrada del lecho de lodos.

La alimentación está constituida por una campana de reparto que tiene por objeto lograr un reparto homogéneo.

La recogida de los lodos de la tolva central se realiza periódicamente. Los lodos espesados y los flotados se mezclan en una cámara provista de agitador para seguir la línea de tratamiento dispuesta.

El líquido clarificado se recoge por rebose en un vertedero perimetral. La toma se debe alejar del fondo de forma que no le afecten los fangos que puedan depositarse. Generalmente se efectúa a través de un tabique deflector en forma de sifón.

▪ Espesamiento por centrifugación, la centrifugación tiene una aplicación limitada como sistema de espesado en una depuradora, normalmente se emplea para deshidratar el fango ya estabilizado.

1.4.4.- DRAW SOLUTIONS.

La eficacia del proceso de FO, radica en las características de la DS, en las propiedades de la propia membrana y en las condiciones de operación.

Se han investigado innumerables disoluciones, para ser empleadas como DS, desde los años sesenta, se han realizado grandes esfuerzos para descubrir y ensayar DS: con base inorgánica, otras con base orgánica y otras como nanopartículas, partículas de hidrogel poliméricas, micelas, y salmueras procedentes de la ósmosis inversa.

Para elegir la DS más adecuada, es necesario que reúna una serie de requisitos:

- Alto potencial osmótico, superior a la FS.
- Estabilidad al pH de trabajo y alta resistencia al cloro.
- Mínima tendencia al efecto de polarización por concentración interna, para ello el tamaño de partícula del soluto en la disolución debería ser el mínimo, alto coeficiente de difusión y baja viscosidad [20].
- Con baja permeabilidad inversa del soluto a través de la membrana.
- No tóxica y con buena resistencia al ensuciamiento biológico.
- Grado de recuperación fácil y económico.
- Económicamente viable.

La elección dependerá del proceso de FO al que se aplique, en algunas aplicaciones específicas, la DS tras el proceso, se puede emplear directamente, sin necesidad de tratamiento, como dilución de la corriente de entrada en una planta desaladora, dilución de salmueras procedentes del tratamiento con RO y su vertido bajo parámetros correctos, o como limpieza osmótica de membranas sucias, irrigación directa.

Se muestra a continuación en la tabla 3, las características generales de las DS, que afectan al proceso de FO y su impacto en el mismo [21]:

CARACTERÍSTICAS DS	IMPACTO SOBRE EL PROCESO DE FO
Presión Osmótica	Alta presión osmótica de la DS y baja presión osmótica de la FS, inducen altos flujos de agua a través de la membrana
Solubilidad al agua	Alta solubilidad genera alta presión osmótica, con lo cual se obtienen altos flujos de agua.
Viscosidad/Difusividad	Baja viscosidad y alta difusividad generan altos flujos de agua
Peso molecular	Solutos de bajo peso molecular, generan mayores presiones osmóticas que los de alto peso molecular, para la misma masa de DS, pero también provocan mayor flujo inverso de soluto que los de mayor peso molecular.

Concentración	El flujo de agua se incrementa de manera no lineal con mayores concentraciones de DS. También una mayor concentración de DS, incrementa el efecto de Polarización por Concentración Dilutiva, reduciéndose el flujo de agua.
Temperatura	Debería aportar flujos de agua mayores, pero provocaría efectos adversos en el escalado y en la limpieza de las membranas
Otras	Características específicas del tipo de DS y FS, pueden influir en el rendimiento del proceso.

Tabla 3.- CARACTERÍSTICAS DE LAS DS Y SU IMPACTO EN EL PROCESO DE FO

1.4.5.- INCONVENIENTES PROCESO.

Tres fenómenos inherentes al proceso de FO, lo limitan, provocando una disminución del flujo de agua a través de la membrana y consecuentemente disminuyendo el rendimiento del proceso.

Polarización por concentración:

Puesto que las membranas asimétricas que se emplean en FO, constan de una capa activa CA sobre una capa porosa CP, se generan efectos de polarización por acumulación o disminución de sólidos, cerca de la superficie de la membrana. La polarización por concentración sucede *externamente*, en la interfase disolución – superficie de la membrana, e *internamente* en la CP de la membrana, dando lugar a dos tipos de polarización.

Polarización por concentración externa (ECP).

- Polarización por concentración externa concentrativa, (ECP Concentrativa). Se produce cuando se enfrenta la CA de la membrana a la FS, los solutos se acumulan sobre la CA, produciendo un aumento de la concentración en la interfase FS – CA. La presión osmótica de la FS junto a la membrana es superior a la presión osmótica en el seno de la DS.
- Polarización por concentración externa dilutiva, (ECP Dilutiva). Cuando la DS se enfrenta a la CA de la membrana, la DS se va diluyendo en la interfase DS – CA, por efecto de del agua permeada, desde la FS. La presión osmótica de la DS junto a la membrana es inferior a la presión osmótica en el seno de la DS.

Polarización por concentración interna (ICP).

- Polarización por concentración interna concentrativa, (ICP Concentrativa). Si la CP de la membrana está enfrentada a la FS, se establece una capa polarizada junto al interior de la CA, a medida que el soluto y el agua se propagan, acumulándose en la CP.
- Polarización por concentración interna dilutiva, (ICP Dilutiva). Cuando la CP está orientada hacia la DS, a medida que el agua permea a través de la CA de la membrana, la DS se va diluyendo en la subestructura porosa.

Cuando la CA está enfrentada a la FS, forzosamente CP estará enfrentada a DS, simultáneamente se producen dos efectos ECP Concentrativa + ICP Dilutiva, por el contrario, si la CA está enfrentada a la DS y CP a FS, tienen lugar conjuntamente ECP Dilutiva + ICP Concentrativa [22].

En la (Figura. 20), se representa el efecto de polarización por concentración en una membrana asimétrica para FO.

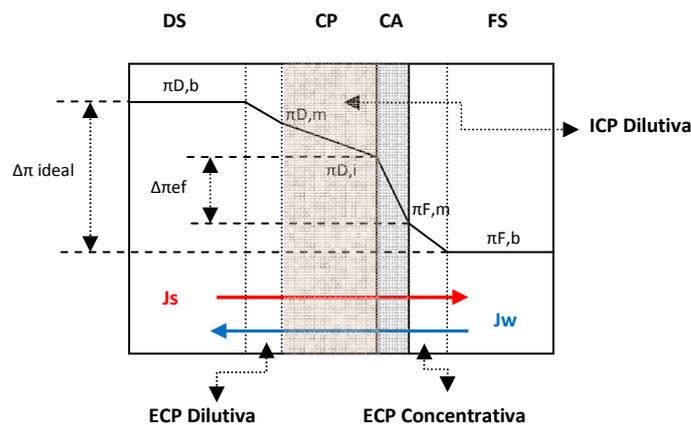


Figura. 20

EFEECTO POLARIZACIÓN POR CONCENTRACIÓN EN UNA MEMBRANA ASIMÉTRICA

Difusión inversa del soluto

Una membrana semipermeable ideal, impediría la difusión de soluto desde DS hasta la FS, pero ninguna membrana presenta una barrera perfecta, por lo que una pequeña cantidad de soluto disuelto en la DS puede atravesar la membrana, debido a la diferencia de concentraciones.

El flujo inverso específico de soluto, es la relación entre el flujo inverso del soluto y el flujo directo de agua J_s/J_w , una relación elevada implicará un descenso de la selectividad y consecuentemente una menor eficiencia en el proceso de FO.

Ensuciamiento de la membrana

En todos los procesos de membrana, el ensuciamiento de la membrana es un fenómeno inevitable. El fenómeno es menor en los procesos de FO ya que utilizan como fuerza impulsora la presión osmótica, que en procesos que empleen presión hidráulica como fuerza impulsora.

En los procesos de FO, la tendencia al ensuciamiento, es reversible con la limpieza y aclarado con agua, sin necesidad de una limpieza química, con lo cual se reducen los costes de operación.

1.5.- SALMUERA COMO ALTERNATIVA A DRAW SOLUTION DS.

Existe una amplia diversidad de industrias que por uno u otro motivo generan salmueras, como las plantas desaladoras, las que se dedican a las perforaciones de gas y petróleo, plantas de generación de energía, curtidos de pieles, conserveras de alimentos, aceituneras, salazones, aceites, jamones y embutidos, y también las todas aquellas que en su proceso deben tratar grandes volúmenes de agua (descalcificación, desmineralización, RO, etc.).

Los efluentes salinos aunque carezcan de peligrosidad, deben gestionarse correctamente, pues su descarga incontrolada puede producir un elevado impacto ambiental. Su gestión no es siempre sencilla y la opción más idónea dependerá siempre de una larga lista de factores, como: concentración, caudal, situación geográfica, disponibilidad de fuentes residuales de energía, etc. Entre las opciones posibles de gestión, no cabe duda que la más sostenible ambientalmente, consiste en abordar su tratamiento.

En las empresas de alimentación, concretamente, y con el fin de que los alimentos se conserven largos periodos de tiempo y no sean atacados por microorganismos, históricamente se han empleado técnicas de salazón y conservación en salmueras. Las salmueras se suelen preparar con agua fría, cloruro sódico, nitrito de sodio, además de productos para darle sabor. Para que la salmuera ejerza su efecto como conservante, son necesarias concentraciones salinas en el producto, de entre un 15% y un 20%, por lo que este tipo de industrias, produce salmueras con elevadas concentraciones en sal. La elaboración de encurtidos (aceitunas, pepinillos,... etc. marinados con salmuera y vinagre) es una variedad que genera efluentes con carga orgánica además de su elevada salinidad.

Los tratamientos para la gestión de salmueras, no son tareas sencillas en la mayoría de los casos, a continuación se detallan algunos de ellos:

Tratamiento de salmueras mediante un sistema de vertido cero (ZLD).- Consiste en convertir el residuo salino en una corriente de agua de elevada calidad por un lado, y las sales en estado sólido cristalizado por otro. El agua y las sales cristalizadas pueden ser reutilizadas en el propio proceso o gestionadas para su posible revalorización. El tratamiento consiste, dependiendo de la concentración de sales, en concentrar el efluente con un proceso de RO (si la concentración es elevada se puede prescindir de ella), a continuación la salmuera concentrada, se somete a un proceso de evaporación al vacío y finalmente a un proceso de cristalización.

Inyección profunda (ISP).- La técnica consiste en inyectar el residuo líquido en el subsuelo a través de un pozo profundo, siempre que se determine que no existe impacto ambiental en el subsuelo y por otro lado el caudal de salmuera es suficientemente importante como para justificar económicamente la actuación.

Lagunas de evaporación.- La técnica de confinar las salmueras en una balsa, es una opción, en zonas áridas donde se disponga de suficiente superficie, en función del caudal a tratar, se puede calcular y diseñar el área superficial y la profundidad mínima de la balsa. Presentando como punto sensible la posible contaminación ambiental de acuíferos cercanos por posible fuga de lixiviados.

Obtención de productos revalorizables.- En las salmueras de origen marino es posible su gestión, mediante diferentes procesos de evaporación de forma secuencial, para la obtención de cloruro de sodio, sulfato cálcico, hidróxido de magnesio y cloruro cálcico [23].

Empleo como DS en procesos de FO.- Para deshidratación de lodos procedentes de una EDAR, con la consecuente concentración de lodos y dilución de la salmuera hasta límites de vertido, objeto de estudio en el presente Trabajo Fin de Grado y en la línea de investigación del Departamento de Ingeniería Química y Nuclear, de la escuela Politécnica Superior de Alcoy [24].

La composición de las salmueras en la industria aceitunera no es uniforme, son disoluciones de sal comestible (NaCl) en agua potable con diversos aditivos, normalmente las aceitunas verdes en salmuera llevan 5% de NaCl y pH=4 y las aceitunas negras en salmuera y como aditivos:

- Ácido benzoico y sus sales de sodio o potasio, en dosis máximas de 1 g/Kg (expresado en ácido benzoico).
- Ácido sórbico y sus sales de sodio y potasio, en dosis máximas de 0.5 g/Kg (expresado en ácido sórbico).
- Ácido láctico y cítrico, ambos en dosis máxima de 15 g/Kg.
- Ácido ascórbico, en dosis máxima de 0.2 g/Kg.[25]

2.- OBJETIVOS

2.1- GENERALES.

El objetivo del presente Trabajo fin de Grado, es obtener el Título de Grado en Ingeniería Química, tras haber cursado las Asignaturas necesarias desde el título anterior Ingeniería Técnica Industrial especialidad Química Industrial y adquirir las competencias específicas inherentes al mismo.

Surge como necesidad de reincorporarme a una de las Líneas de Investigación en las que nuestro Departamento Ingeniería Química y Nuclear, tiene abiertas en el Campus de Alcoy.

Concretamente trabajando con membranas y la planta de Ósmosis Directa, el objetivo principal del proyecto es aumentar la concentración de fangos, procedentes del tratamiento biológico convencional de una EDAR, con el fin de reducir los costes de su tratamiento posterior como residuo sólido.

La gestión convencional de fangos, implica operaciones de decantación, filtración y centrifugación, que requieren a demás de espacio, un elevado consumo energético. Por esta razón se ha seleccionado la técnica de Ósmosis Directa que presenta una gran alternativa, dado su menor exigencia energética. Como disolución osmótica (draw solution) se ha elegido la salmuera residual, de una industria conservera de aceitunas rellenas. Con ello se podrá reducir simultáneamente su concentración y su elevado impacto, por carga orgánica y conductividad, sobre los tratamientos biológicos convencionales. Por esta razón, la utilidad del proyecto está plenamente justificada en la Comarca de L'Alcoià, vinculada con la actividad industrial objeto del mismo.

2.2.- ESPECÍFICOS.

- Determinación de forma experimental de las variables de diseño más importantes, flux, presión de trabajo, conversión del sistema y la concentración final del fango.
- Caracterización de la Planta de Ósmosis Directa a escala de Laboratorio.
- Caracterización de la cara cativa de la membrana, frente a la disolución de alimento (FS) o a la disolución de arrastre (DS), para obtener el máximo flujo de agua.
- Ensuciamiento de la membrana
- Evaluación del efecto de la variación de parámetros: caudales de disolución alimento y de arrastre, temperatura ensayos.
- Diseño y modelización del proceso de ósmosis directa para el caso concreto de concentración de lodos, por salmuera procedente de industria aceitunera.

- Parámetros de diseño para el escalado de un prototipo de ósmosis directa.
- Presupuesto y estudio económico.

3.- FUNDAMENTOS DE LA ÓSMOSIS DIRECTA

3.1- ECUACIONES DE TRANSPORTE.

La ecuación matemática que caracteriza el proceso de ósmosis de una manera general, puede expresarse conforme a la ley de Fick, como:

$$J_w = A \cdot (\Delta\pi - \Delta P) \quad (\text{Ec. 1})$$

Siendo:

J_w = Flux de agua que atraviesa la membrana.

A = Coeficiente de permeabilidad al agua de la membrana.

$\Delta\pi$ = Diferencia de presión osmótica a través de la membrana

ΔP = Presión hidráulica aplicada al sistema

La fuerza impulsora efectiva viene expresada por la diferencia entre la presión hidráulica aplicada y la presión osmótica, es decir por $(\Delta\pi - \Delta P)$.

En la FO, no se aplica presión hidráulica al sistema, $\Delta P = 0$, con lo que la fuerza impulsora tan solo depende de la diferencia de presión osmótica entre la DS y la FS:

$$J_w = A \cdot (\pi_{DS} - \pi_{FS}) \quad (\text{Ec. 2})$$

3.2.- ECUACIONES DE PRESIÓN OSMÓTICA.

La tecnología de la FO emplea el gradiente osmótico a través de la membrana semipermeable como fuerza motriz en el transporte de masa.

La presión osmótica es la presión necesaria para detener el flujo de disolvente entre dos disoluciones de distinta concentración separadas por una membrana semipermeable.

Es una propiedad coligativa que representa el potencial químico de un disolvente en una disolución, no dependiendo de la naturaleza del soluto, sólo de su concentración:

$$\pi = n * M * R * T \quad (\text{Ec. 3})$$

Siendo:

$\Delta \pi$ = Presión osmótica en Atm.

n = Factor de Van't Hoff (número de partículas individuales de los compuesto disueltos en la disolución).

M = Concentración molar de la disolución en mol/L.

R = Constante de los gases ideales en atm l/°K mol.

T = Temperatura absoluta del disolvente en °K.

Es aplicable a disoluciones muy diluidas, pues a altas concentraciones aumentan las interacciones electrostáticas entre iones, desviándose de la idealidad.

3.3.- ECUACIONES POR EFECTO DE POLARIZACIÓN POR CONCENTRACIÓN.

Tal como se comentó en el apartado (1.4.5) del presente trabajo, como inconvenientes del proceso y para todos los casos se asumen las siguientes HIPÓTESIS SIMPLICATORIAS: **suponiendo que la membrana rechaza completamente al soluto y que la presión osmótica es proporcional a la concentración de sal en la DS** (Figura. 20):

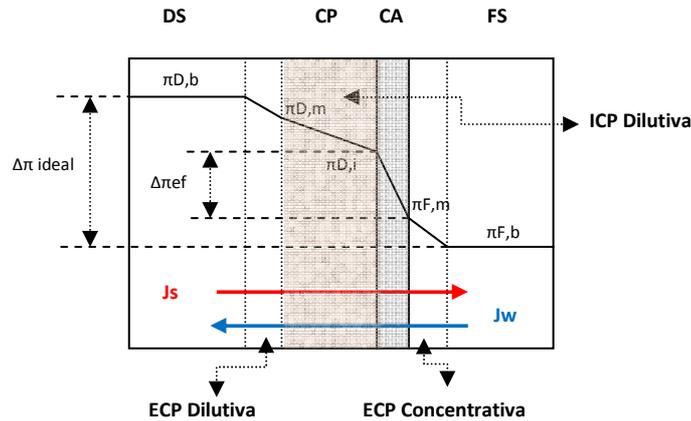


Figura. 20

EFFECTO POLARIZACIÓN POR CONCENTRACIÓN EN UNA MEMBRANA ASIMÉTRICA

- Cuando la FS fluye sobre la capa activa de la membrana y la capa soporte está enfrentada a la DS:

Se acumulan solutos de la FS en CA, debido al flujo de permeado convectivo, produciéndose un aumento de la concentración en la interfase alimentación-capas activa (FS-CA), por efecto de la Polarización por Concentración Externa (ECP) concentrativa:

$$\frac{\pi_{F,m}}{\pi_{F,b}} = \exp\left(\frac{Jw}{k}\right) \quad (\text{Ec. 4})$$

Simultáneamente al permear el agua a través de la capa activa, la DS en la subestructura porosa se va diluyendo por efecto de la Polarización por Concentración Interna (PCI) dilutiva:

$$\frac{\pi_{D,m}}{\pi_{D,b}} = \exp(-Jw K) \quad (\text{Ec. 5})$$

Por lo que: $Jw = \pi_{DS} - \pi_{FS} = \pi_{D,m} - \pi_{F,m}$

$$Jw = A \left[\pi_{D,b} \exp(-Jw K) - \pi_{F,b} \exp\left(\frac{Jw}{k}\right) \right] \quad (\text{Ec. 6})$$

- Si es la DS la que fluye sobre la capa activa de la membrana y la capa soporte está enfrentada a la FS:

Se diluye la DS en la interfase draw solution-capa activa (DS-CA), por el agua que permea desde la FS por efecto de la Polarización por Concentración Externa (ECP) dilutiva:

$$\frac{\pi_{D,m}}{\pi_{D,b}} = \exp\left(-\frac{Jw}{k}\right) \quad (\text{Ec. 7})$$

Simultáneamente se establece una capa polarizada en el interior de la capa porosa a medida que el agua y el soluto se propagan por efecto de la Polarización por Concentración interna (ICP) concentrativa:

$$\frac{\pi_{F,i}}{\pi_{F,b}} = \exp(Jw K) \quad (\text{Ec. 8})$$

Por lo que:

$$Jw = \pi_{DS} - \pi_{FS} = \pi_{D,m} - \pi_{F,i}$$

$$Jw = A \left[\pi_{D,b} \exp\left(-\frac{Jw}{k}\right) - \pi_{F,b} \exp(Jw K) \right] \quad (\text{Ec. 9})$$

Siendo:

$\pi_{F,m}$ = Presión osmótica de la FS en la interfase FS-CA.

$\pi_{F,s}$ = Presión osmótica de la FS en la interfase FS-CS.

$\pi_{F,b}$ = Presión osmótica en el seno de la FS.

$\pi_{D,m}$ = Presión osmótica de la DS en la interfase DS-CA.

$\pi_{D,s}$ = Presión osmótica de la DS en la interfase DS-CS.

$\pi_{D,b}$ = Presión osmótica en el seno de la DS.

k = Coeficiente de transferencia de masa, se correlaciona con el número de Sherwood, el coeficiente de difusión del soluto y el diámetro hidráulico del canal.

K = resistividad del soluto dentro de la capa porosa S, siendo $K = \tau/D \epsilon$, que expresan el espesor, la tortuosidad y la porosidad de la capa soporte.

3.4.-.- ECUACIONES BALANCE DE MATERIA.

La dinámica del flujo, la velocidad de las corrientes de arrastre y alimento, el flux de permeado que atraviesa la membrana y las concentraciones de la FS y DS, a lo largo del

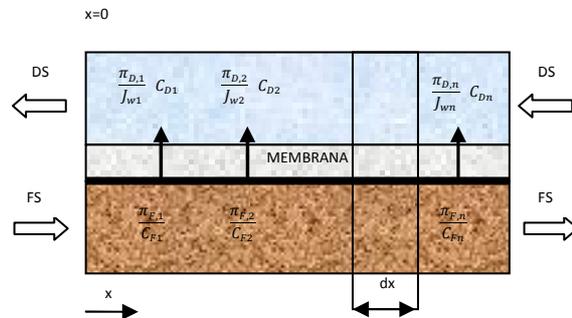


Figura. 21

CELDA ÓSMOSIS DIRECTA Y VOLUMEN DE CONTROL

canal del módulo de la membrana, se puede describir mediante las siguientes ecuaciones diferenciales EDOs, para el Balance de Materia en un volumen de control (Figura. 21) , en un proceso de FO, **suponiendo que no existe difusión de solutos**:

Balance de materia FS

$$\frac{dQ_F}{dx} = -JW S \quad (\text{Ec. 10})$$

$$\frac{d(Q_F C_F)}{dV} = JS \frac{S dx}{dV} \quad (\text{Ec. 11})$$

$$C_F = C_{F0} \frac{Q_{F0}}{Q_F} + C_{CA} \left(\frac{Q_{F0}}{Q_F} - 1 \right) \quad (\text{Ec. 12})$$

Balance de materia DS

$$\frac{dQ_D}{dx} = JW S \quad (\text{Ec. 13})$$

$$\frac{d(Q_D C_D)}{dV} = -JS \frac{S dx}{dV} \quad (\text{Ec. 14})$$

$$C_D = C_{D0} \frac{Q_{D0}}{Q_D} + C_{CA} \left(\frac{Q_{D0}}{Q_D} - 1 \right) \quad (\text{Ec.15})$$

Siendo respectivamente:

- Q_F, Q_D = Caudal volumétrico de la FS y DS en m^3/s .
- Q_{F0}, Q_{D0} = Caudal volumétrico FS y DS a la entrada del módulo en m^3/s .
- JW = Flux volumétrico de agua a través de la membrana ($\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ s}$)= (m/s).
- S = Área del canal de entrada FS = Área de canal entrada DS en m^2 .

- C_F, C_D = Concentración de la FS y DS en el seno de cada disolución en Kg/m^3 .
- C_{F0}, C_{D0} = Concentración de la FS y DS a la entrada del módulo en Kg/m^3 .
- C_{CA} = Concentración efectiva en la capa activa Kg/m^3 .

4.- FASE EXPERIMENTAL

4.1.- MATERIAL.

En el desarrollo del presente proyecto, se han empleado diferentes disoluciones y materiales: disolución alimento FS, disolución de arrastre DS, material de vidrio, acero inoxidable y material de plástico:

- Disolución alimento FS, en los ensayos de caracterización de la planta, determinación de la posición idónea de la cara activa de la membrana, caudal óptimo de DS, temperatura de trabajo, se han utilizado 1000 ml agua osmotizada (HYDROS PURAGUA, ósmosis inversa + filtro resinas lecho mixto). En los ensayos de deshidratación, 1000 ml de Lodos procedentes del EDAR de Alcoy “Els Algars”, con diferente concentración en sólidos.

- Disolución de arrastre DS) en los ensayos de caracterización de la planta, determinación de la posición idónea de la cara activa de la membrana, caudal óptimo de DS, temperatura de trabajo, se han utilizado agua 1000 ml de disolución de Na Cl 1 Molar (conductividad \approx conductividad salmuera) y para los de deshidratación 1000 ml salmuera residual procedente de la empresa Aceitunas el Serpis, S.L. ubicada en Alcoy.

- Membrana HTI OsMemTM CTA-ES, fabricada por Hydratin Technology Innovations, de triacetato de celulosa (CTA), con soporte de pantalla de poliéster incorporado, la máxima temperatura de trabajo es de 71°C y la máxima presión que puede soportar de 10 psi (70 kPa), el rango de pH de 3 a 8, las demás características de la misma, vienen detalladas en el apartado ANEXOS.

- Mallas espaciadoras de polipropileno, situadas en el interior del modulo de membrana, en el canal entre membrana y ambas disoluciones (FS y DS), para facilitar la turbulencia en el canal e intentar disminuir al máximo los efectos de polarización por concentración. (Figura. 22).



Figura. 22

MALLA ESPACIADORA

- Reactor de vidrio encamisado, se 1.5 L. de capacidad, empleado como depósito de la FS.

- Recipiente de plástico, de 1.5 L. de capacidad, utilizado como depósito para la DS. (Figura. 23).



Figura. 23

DEPÓSITOS FS (cristal) Y DS (plástico)

- Serpentín de acero inoxidable, conectado al termostato de refrigeración, introducido en la DS, para mantener constante la temperatura a lo largo de todo el ensayo.
- Tubo TYGON B-44-3 MEETS NFS –S1 6x10 mm., de Saint Gobain, tubo de plástico flexible, para conectar todos los circuitos de la instalación.
- Vasos de precipitados, matraces aforados, probetas, para medir volúmenes y preparar disoluciones.

4.2.- EQUIPOS.

Seguidamente se enumeran los equipos, que forman parte del montaje experimental:

- Módulo de membrana o celda, para FO directa fabricado por STERLITECH, es un módulo plano, con una superficie útil de contacto de 34 cm².La celda está constituida por dos placas de politetrafluoruro de etileno. (PTFE), montada una sobre la otra, con cuatro puertos, dos de entrada y dos de salida, por los que circula la FS y la DS, soportados por dos placas de acero inoxidable, colocadas en la zona superior e inferior

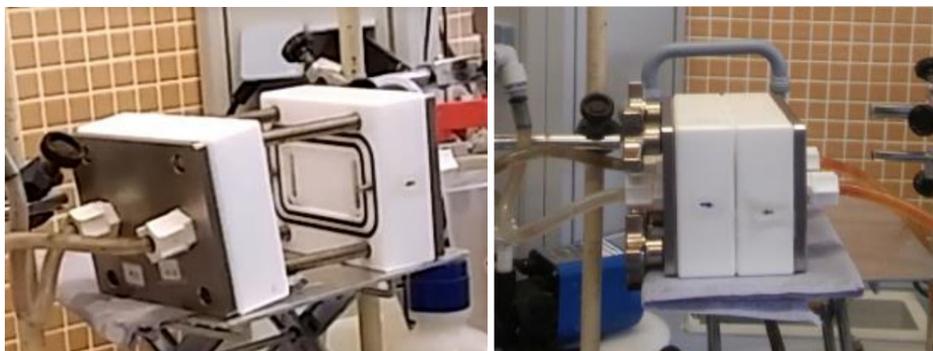


Figura. 24

MÓDULO DE MEMBRANA

del módulo, y soportando la presión de la misma, están ajustadas por cuatro tornillos y tuercas, de acero inoxidable igualmente. (Figura. 24).

▪Bombas circulación disoluciones, tanto para la recirculación de la FS, como de la DS, se han empleado sendas bombas, para la recirculación de la DS, se ha empleado una bomba peristáltica Masterflex Console Drive Modelo 7518-00, fabricado por Cole Parmer Instruments, con regulación del caudal; para la FS se ha utilizado una bomba centrífuga Flojet magnetically mod. 266-597 de RS, sin regulación de caudal. (Figura. 25).



Figura. 25

BOMBA PERSISTÁTICA (DS) Y BOMBA CENTRÍFUGA (FS)

▪Rotámetros, para regular el caudal proporcionado por las bombas de recirculación. Ambos rotámetros son para líquidos, el de la FS, de KEY Instruments 1-10 L/min, y el de la DS, de ES Amidata 0.2-2 L/min. (Figura. 26).



Figura. 26

ROTÁMETROS (FS) Y (DS)

▪Termostato de refrigeración, Lauda Ecoline Staredition RE 104, para mantener la temperatura de las disoluciones FS y DS, constantes, durante los ensayos y poder realizar ensayos a diferentes temperaturas. (Figura. 27).



Figura. 27

TERMOSTATO DE REFRIGERACIÓN

▪ Balanza analítica de precisión KERN PLS SENSIBILIDAD 0.00 g., para medir el incremento de volumen de la DS en masa, conectada al ordenador, para adquirir datos durante el ensayo, y poder calcular el Flux de agua. (Figura. 28).



Figura. 28

BALANZA ANALÍTICA

▪ Conductímetros CRISON modelo CLP 31, colocados en ambas disoluciones (FS y DS), para medir la variación de la conductividad con el tiempo. (Figura. 29).



Figura. 29

CONDUCTÍMETROS

▪pHmetro CRISON modelo BaisC-20, para medir la variación del pH de las disoluciones FS y DS. (Figura. 30).



Figura. 30

pH-METRO

4.3.- PROGRAMAS INFORMÁTICOS EMPLEADOS.

4.3.1.- Adquisición de datos

Se ha utilizado el programa LabVIEW para la adquisición de datos de la variación de masa de la DS, a intervalos fijados de tiempo, el software registró valores cada 50 segundos. (Figura. 31).

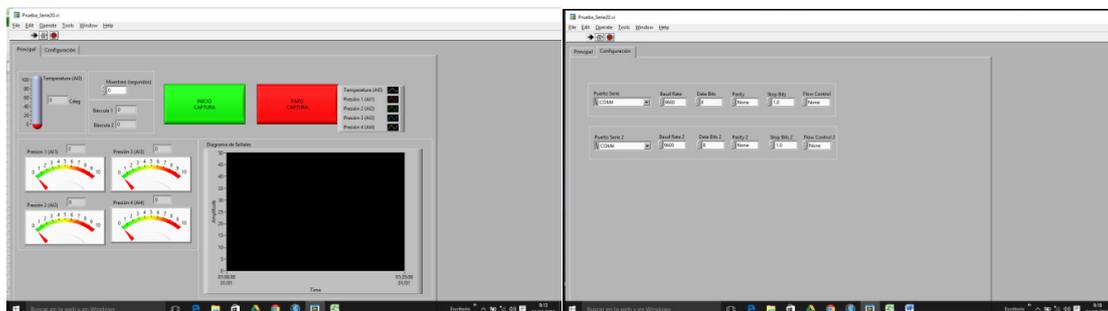


Figura. 31

PANTALLAS LabVIEW

4.3.2.- Tratamiento de datos

Se ha utilizado Matlab R2013b, como herramienta de cálculo en el tratamiento de datos y en el modelado y escalado del proceso a escala industrial.

Ficheros tratamiento de datos:

- Datos_OD_txt_a_xlsx.m
- Definida la función: Densidad_agua.m

Para obtener las gráficas, (Figura. 32):

- Flux (L/m² h) frente al tiempo (h)
- Incremento de masa DS (g) frente al tiempo (h)

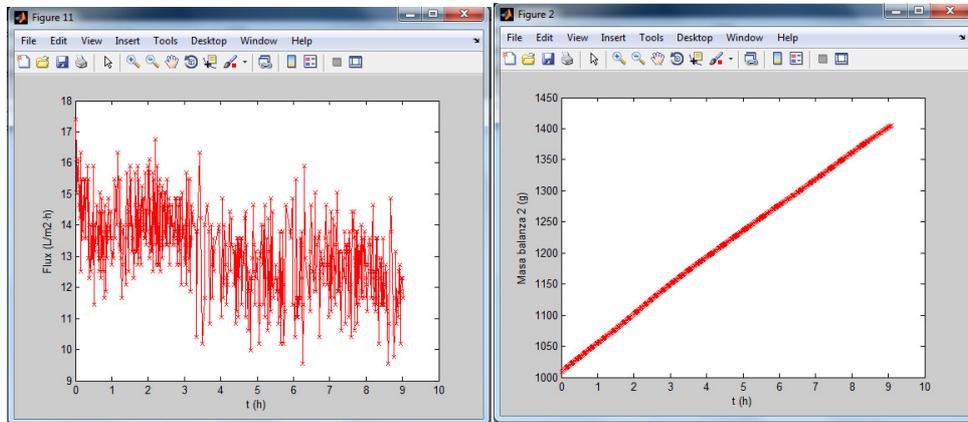


Figura. 32

FIGURAS OBTENIDAS A PARTIR DEL FICHERO Datos_OD_txt_a_xlsx.m

Y exportar los datos a una hoja de cálculo EXCEL. (Figura. 33).

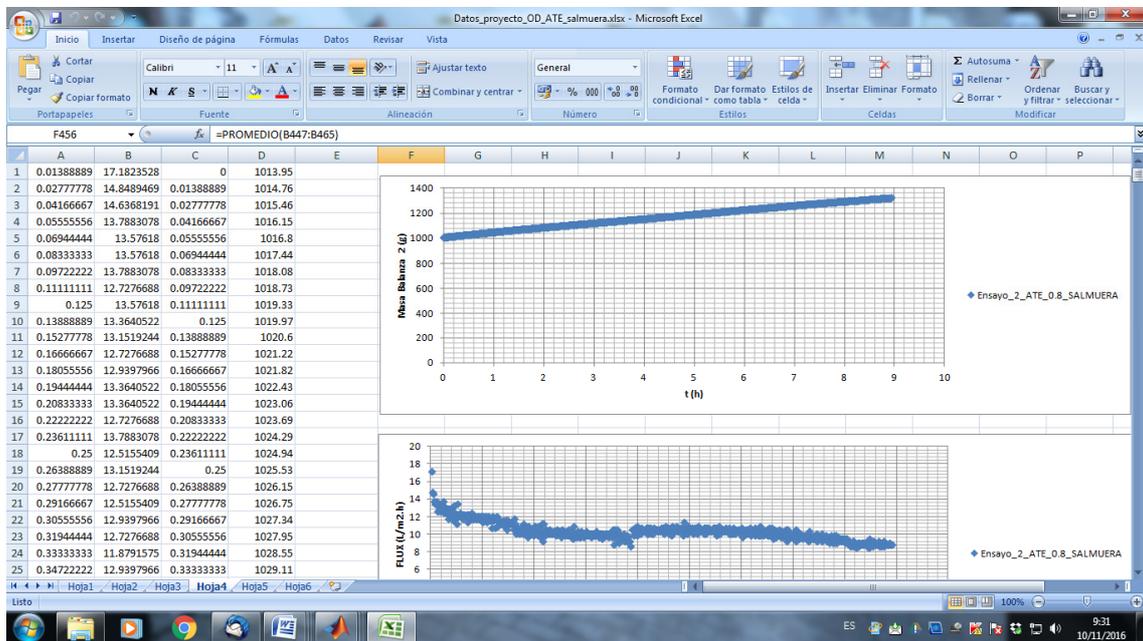


Figura. 33

HOJA EXCEL DONDE SE EXPORTAN LOS DATOS OBTENIDOS EN FICHERO Datos_OD_txt_a_xlsx.m

Ficheros modelado:

- **Datos_proyecto_OD_A_fango_5_salmuera_continuo.xlsx**, para obtener la relación entre:
 - Flux en ($L/m^2 h$) y el $\Delta\pi$ en (atm).
 - Volumen de la DS en función del tiempo y el al Área de la membrana por el tiempo ($A_{mem} \cdot t$) en m^2h .
 - Volumen de la FS en función del tiempo y al Área de la membrana por el tiempo ($A_{mem} \cdot t$) en m^2h
 - Flux experimental en ($L/m^2 h$) y la Concentración de la DS en (g/L)
 - Flux experimental en ($m^3/m^2 h = m/s$) y la Concentración de la DS en (g/L = Kg/m^3).

- **Script_calculos_tfg_PO_Conc_Antonia.m**, para obtener las gráficas de la variación de la Presión osmótica de la DS y la FS en (atm) con el tiempo en (h), y del Flux experimental ($L/m^2 h$) frente a la variación de presión osmótica (atm).

- Se define la función Flux experimental frente a la Concentración de la DS $J_w = f(C_{DS})$, según ecuación Balance de materia:
Script_calculos_tfg_BM_funicon_Jw_C_DS_Antonia.m.

- **Script_calculos_tfg_BM_Antonia_celdaexp.m**, para el cálculo de la concentración de la DS en (g/L = Kg/m^3) frente a la longitud de la celda de FO en la que se realizaron todos los ensayos en (m)

Ficheros escalado:

- **Script_calculos_tfg_BM_Antonia_celdaind1 .m**, para el cálculo de la concentración de la DS en (g/L = Kg/m^3) frente a la longitud de la ceda industrial en (m).

4.4.- SISTEMA EXPERIMENTAL Y METODOLOGÍA.

El sistema experimental empleado en este Trabajo Fin de Grado, está ubicado en el laboratorio C2L4, en la segunda planta del Edificio Carbonell, perteneciente al Departamento de Ingeniería Química y Nuclear en la EPS Alcoy (UPV).

En la (Figura. 34), se muestra un esquema del montaje de laboratorio empleado, para el desarrollo del presente trabajo, y en la (Figura. 35), una fotografía de la planta piloto experimental con todo su equipamiento.

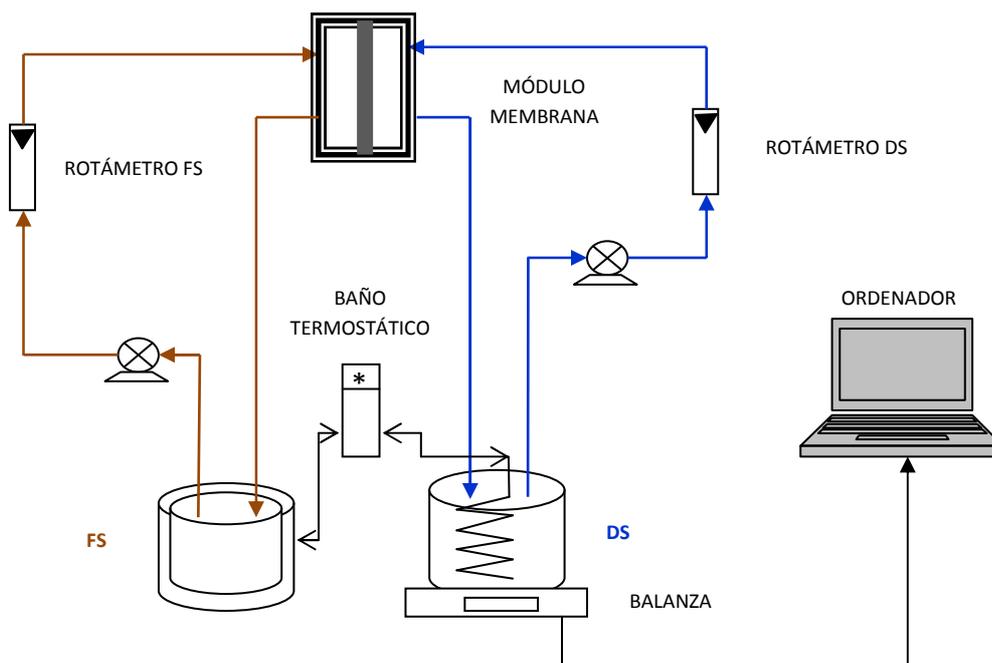


Figura. 34

ESQUEMA PLANTA PILOTO



Figura. 35

PLANTA PILOTO OD

Funcionamiento:

- Colocar la membrana en el módulo de membrana y las mallas espaciadoras, con la cara activa enfrentada a la Feed Solution FS (Alimento) ó a la Draw Solution DS (disolución de arrastre), según el ensayo a realizar. Sellar las juntas con pasta de silicona y ajustar perfectamente los tornillos, para que quede hermético el módulo.
- Añadir en los depósitos correspondientes a las disoluciones, un volumen de 1 L. de ambas disoluciones FS y DS, medido con un matraz aforado, con la mayor precisión.
- Medir la Conductividad y el pH inicial de ambas disoluciones.
- Introducir en el interior de ambas disoluciones, los canales de toma y recirculación de las mismas y un Conductímetro, para medir la variación de la Conductividad de ambas con el tiempo.
- Sellar con papel parafilm los depósitos en la medida de lo posible.
- Conectar el baño termostático, para que las disoluciones adquieran la temperatura fijada en el ensayo. Esperar a que las disoluciones adquieran la temperatura fijada para el ensayo.
- Conectar la bomba de recirculación de la FS, purgada previamente con la misma disolución, la bomba suministra un caudal fijo, medido en el rotámetro de 2 L/min, para todos los ensayos realizados.
- Seguidamente poner en funcionamiento la bomba peristáltica para la recirculación de la DS, ésta permite la variación de caudales de circulación de la DS, medibles en el rotámetro correspondiente. Fijar el caudal deseado para el ensayo en cuestión.
- Tarar la balanza inferior al depósito de la DS.
- Conectar el equipo informático, crear un archivo en el que se almacenarán los datos obtenidos en cada ensayo, abrir el programa de adquisición de datos LabVIEW,
 - en la pestaña **Configuración**, configurar el puerto de adquisición con la balanza,
 - en la pestaña **Principal**, en la ventana **Muestreo (segundos)** colocar cada 50 segundos (todos los ensayos se han realizado con muestreos de 50 segundos),
 - comprobado que todo fluye con normalidad, sin aire en el sistema, y sin fugas en el módulo de membrana,
 - poner en marcha la adquisición de datos, marcando la pestaña **INICIO CAPTURA**, se registrarán valores de masa de la DS cada 50 segundos.

- Parar el programa de adquisición de datos, cuando se estime oportuno, transcurrido el tiempo suficiente según tipo de ensayo, marcando la pestaña **PARO CAPTURA**.
- Interrumpir el funcionamiento de las bombas, vaciando ambos circuitos completamente los de FS y DS, en los depósitos correspondientes.
- Medir la Conductividad y el pH final de ambas disoluciones, así como lo más exactamente posible el volumen final de ambas.
- Llenar de nuevo ambos depósitos con 1 L. de agua osmotizada, conectar de nuevo las bombas y hacer circular agua, para la limpieza de la membrana y las conducciones, durante 15 minutos, vaciar depósitos y conducciones de bombeo y repetir la operación con agua osmotizada, por 15 minutos más.
- Vaciado por completo el sistema de conducciones y depósitos.

La disolución de alimentación y la draw, fluyen en equi-corriente, bien sobre la capa activa de la membrana, o sobre el soporte poroso, según ensayos, produciéndose un flujo de agua, desde la disolución de alimentación FS a la de arrastre DS.

Las disoluciones cuando atraviesan el módulo de membrana son recirculadas a sus respectivos depósitos.

El efecto producido por el flujo de permeado, es la disminución de volumen en la FS (concentrándose) y consecuentemente el aumento de volumen de la DS (diluyéndose). El registro de la variación de volumen, se realizó como se mencionó con anterioridad, cada 50 segundos, por el aumento de masa de la DS.

También se realiza una toma de datos manual en cada ensayo, midiendo la Conductividad inicial y final de ambas disoluciones, en ocasiones y dependiendo de la finalidad del ensayo, se registra la evolución de la misma con el tiempo. Manualmente se determina el volumen final de ambas disoluciones, lo más exhaustivamente posible.

4.5.- CONDICIONES EXPERIMENTALES.

Lo primero que se realizó, fue una curva de calibrado con disoluciones de NaCl con diferentes concentraciones y la conductividad de las mismas, para poder realizar un ensayo con FS (agua) y DS (NaCl = 68.81g/L), y comprobar el balance de materia en la draw solution.

Los siguientes ensayos se han realizado llevando a cabo las siguientes modificaciones:

- Disolución alimento Feed Solution (FS):
 - Agua osmotrizada
 - Lodos depuradora
- Disolución arrastre, Draw Solution (DS):
 - NaCl de concentración 68.81 g/L (conductividad similar a la salmuera objeto de estudio 100 ± 2 mS/cm)
 - Salmuera procedente empresa aceitunera.
- Caracterización de la orientación de la cara activa de la membrana:
 - FS/CA, alimentación (FS) enfrentada a la cara activa de la membrana.
 - CA/DS, Draw solution (DS) enfrentada a la cara activa de la membrana.

En cuanto a las variaciones de las condiciones de operación:

- Caudales de circulación de la DS, a los que se han realizado ensayos, 0.2, 0.4, 0.6, 0.8, 1 y 1.2 L/min.
- Temperaturas entre las que ha ensayado, 15, 20 y 25°C.
- Limpieza de la membrana tras los ensayos con lodo y salmuera:
 - circulación de agua osmotizada, durante 15 minutos
 - circulación de NaOH 1% durante 15 minutos, vaciar circuito y luego agua osmotizada durante 15 minutos.
- El tiempo de duración de los ensayos, ha sido normalmente de 10 horas, salvo para el ensayo de lodos y salmuera, cuya duración fue de 24 horas.

4.6.- ANÁLISIS DE RESULTADOS.

4.6.1.- Balance de materia en la DS.- Relación entre la Conductividad y la concentración de NaCl. Ensayo Balance Materia.

Preparadas disoluciones de NaCl, de diferente concentración expresadas en g/L, y registrados los valores de la Conductividad de todas ellas en mS/cm, previo calibrado del mismo con patrones de 1413 μ S/cm y 12.88 mS/cm. Se han realizado las medidas con la sonda en modo variable y en modo fijo, obteniéndose el valor medio tabla 4:

C NaCl (g/L)	CONDUCTIVIDAD (mS/cm) variable	CONDUCTIVIDAD (mS/cm) fija	CONDUCTIVIDAD (mS/cm) media
0	4.95E-02	2.15E-01	0.13225
5	8.86	8.72	8.79
10	16.42	16.74	16.58
20	32.6	33.1	32.85
25	40.1	40.4	40.25
40	59.7	60.5	60.1
50	75.9	77.5	76.7
70	101.4	101.4	101.4
85	118	116.3	117.15
100	136.2	134.4	135.3

TABLA 4.- MEDIDAS DE CONDUCTIVIDAD A DIFERENTES CONCENTRACIONES DE NaCl

Su representación gráfica y ajuste lineal en la (Figura. 36):

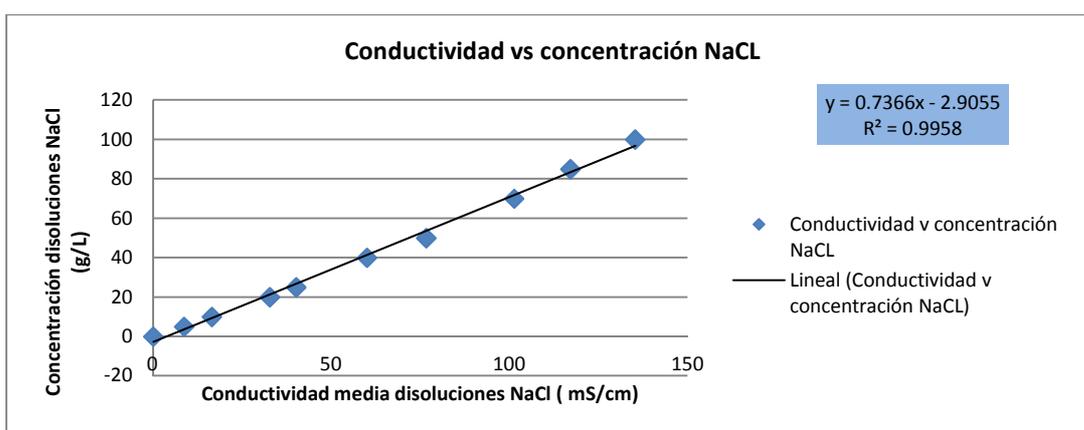


Figura. 36

CONDUCTIVIDAD vs CONCENTRACIÓN NaCl

Ensayo_Balance_materia	FS	DS
NATURALEZA	H ₂ O Osmotizada	NaCl 68.81 g/L
T ^a (°C)	20	20
Q (L/min)	2 L/min	1 L/min
V ₀ (L)	1	1
M ₀ (g)		1017.54
C _i (mS/cm)		102.9
V _f (ml)		1.2483
M _f (g)		1265.84
C _f (mS/cm)		83.4
[NaCl] ₀ real (g/L)		68.81
[NaCl] ₀ calculada (g/L)		72.89
[NaCl] _f calculada (g/L)		58.527

Tabla 5.- DATOS ENSAYO BALANCE DE MATERIA

A partir de la ecuación ajustada experimentalmente (Conductividad vs Concentración NaCl), se ha calculado la Concentración inicial y final de NaCl y con el aumento de volumen y esa concentración, los gramos iniciales y finales de NaCl ($m_0=m_f$):

m_0	1L · 72.89 g/L	72.89 g
m_f	1.2483 L · 58.527 g/L	73.05 g
Δm		0.16 g

Tabla 6.- VARIACIÓN DE MASA B.M.

4.6.2.- Caracterización de la orientación de la cara activa de la membrana a diferentes caudales de circulación de la DS.

La nomenclatura elegida para los ensayos es:

E_NÚMERO_CARA ACTIVA_DISOLUCIÓN_CAUDAL_FECHA

Siendo:

E → Ensayo

NÚMERO: →1.- Para ensayos con FS-1 L agua osmotizada y DS-1 L NaCl 68,81 g/L.

→2.- Para ensayos con FS-1 L agua osmotizada y DS-1 L Salmuera.

CARA ACTIVA → CA, orientación de la cara activa de la membrana.

DISOLUCIÓN → A la que está orientada la cara activa (FS ó DS).

CAUDAL → Caudal circulación de la DS (0.2, 0.4, 0.6, 0.8, 1, 1.2 L/min).

FECHA → Fecha en la que se realizó el ensayo.

Así por ejemplo E_1_CA_FS_0.2_100915, correspondería al ensayo realizado con FS agua osmotizada, DS NaCl 68,81 g/L, con la orientación de la cara activa de la membrana enfrentada a la FS, con un caudal de circulación de la DS de 0,2 L/min y realizada el 10/09/2015.

Valores obtenidos en los parámetros objeto de estudio:

Tª 20°C	ΔCond FS mS/cm	ΔpH FS	ΔCond DS mS/cm	ΔpH DS	ΔM DS (g)	ΔV DS (ml)
E_1_CA_FS_0.2_100915	0.4174		-24.90		448.04	465
E_1_CA_FS_0.4_140915	0.6659		-28.20		390.26	408
E_1_CA_FS_0.6_150915	0.4560		-31.20		480.01	542
E_1_CA_FS_0.8_160915	0.5231		-26.30		397.43	452
E_1_CA_FS_1.0_170915	0.3759		-25.90		457.63	446
E_1_CA_FS_1.2_210915	0.3804		-28.30		440.12	482
E_1_CA_DS_0.2_240915	0.5038		-30.00		493.11	510
E_1_CA_DS_0.4_280915	0.6911		-32.30		539.03	570
E_1_CA_DS_0.6_290915	0.8802		-31.70		546.38	520
E_1_CA_DS_0.8_300915	0.8762		-33.70		508.06	530
E_1_CA_DS_1.0_011015	0.7884		-29.60		429.79	460
E_1_CA_DS_1.2_051015	0.7340		-30.60		504.18	530
E_2_CA_FS_0.2_200515	0.5374	-2.96	-21.70	0.15	349.00	367
E_2_CA_FS_0.4_210515	0.4520	-3.93	-24.01	0.14	361.21	423
E_2_CA_FS_0.6_250515	0.5101	-1.53	-24.50	0.11	371.17	420
E_2_CA_FS_0.8_260515	0.4032	-4.16	-20.10	0.21	431.84	450
E_2_CA_FS_1.0_280515	0.4542	-2.06	-23.30	0.22	327.01	343
E_2_CA_FS_1.2_010615	0.3556	-1.39	-20.70	0.11	372.24	389
E_2_CA_DS_0.2_071015	0.5485	-4.47	-22.70	0.23	387.97	370
E_2_CA_DS_0.4_131015	0.4621	-3.39	-25.00	0.13	392.58	440
E_2_CA_DS_0.6_141015	0.5212	-2.72	-25.50	0.27	380.89	410
E_2_CA_DS_0.8_151015	0.4143	-2.04	-21.20	0.23	315.20	380
E_2_CA_DS_1.0_191015	0.4653	-2.72	-24.40	0.10	376.12	430
E_2_CA_DS_1.2_201015	0.3667	-1.68	-21.70	0.10	336.40	370

Tabla 7.- ENSAYOS 1 Y 2 DIFERENTES CAUDALES DS

Resultados para los ensayos realizados con la cara activa de la membrana enfrentada a la FS, están representados en las siguientes figuras (Figura. 37, 38, 39 y 40):

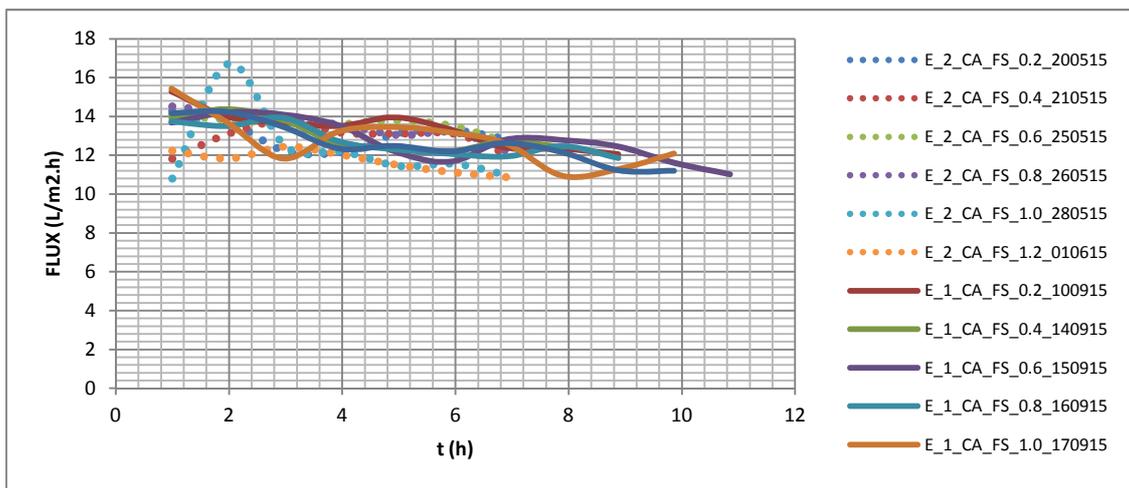


Figura. 37

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO A DIFERENTES CAUDALES DE LA DS

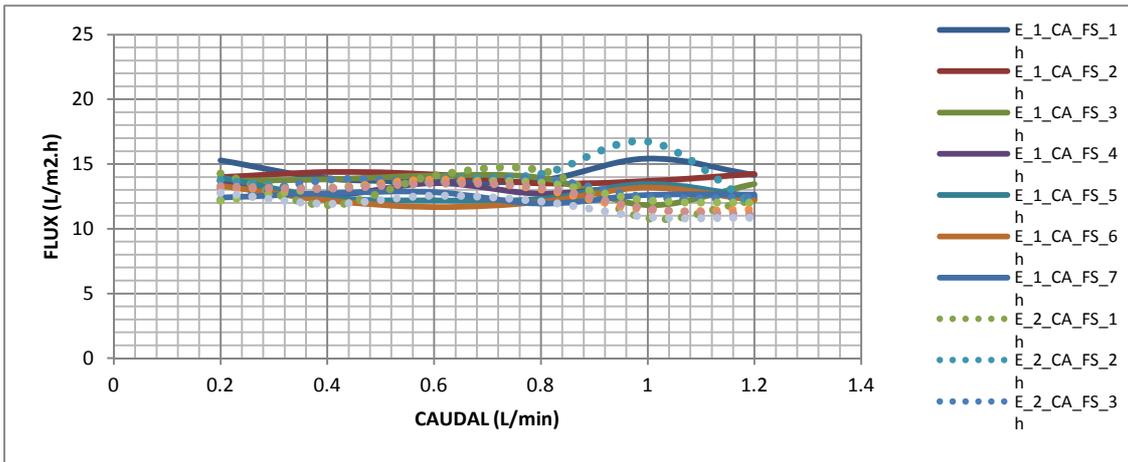


Figura. 38

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE AL CAUDAL DS POR HORAS

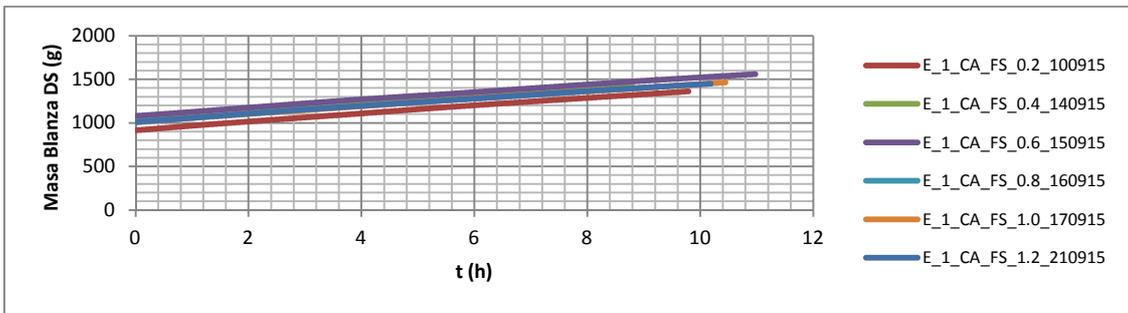


Figura. 39

RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS (NaCl) FRENTE AL TIEMPO

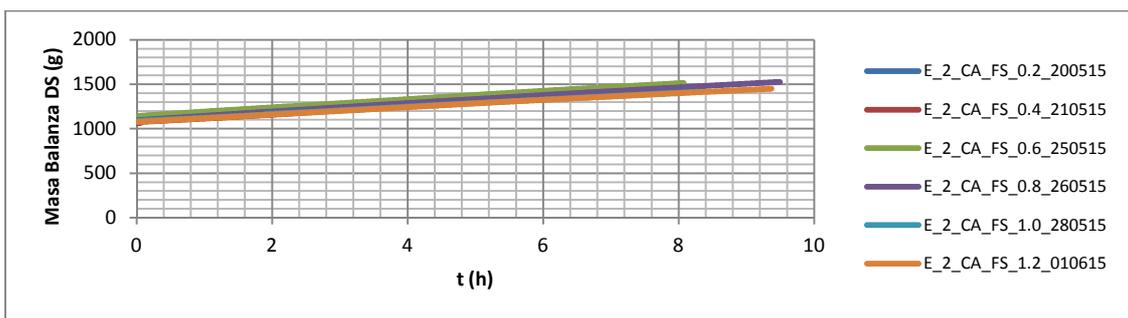


Figura. 40

RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS (SALMUERA) FRENTE AL TIEMPO

Al comparar flux y caudales a diferentes horas de ambas Draw solutions (NaCl y SALMUERA) con CA_FS, se observa:

- La variación de flux con el caudal y el tiempo, son mas similares que en el resto de ensayos realizados, entre ambas disoluciones.

▪Salvo alguna excepción, parece que el caudal de circulación de la DS, en que el comportamiento de ambas disoluciones se asemeja más, sea entre 0.4 y 0.7 L/min.

▪A partir de la tercera hora de ensayo, se asemejan mucho las curvas entre ambas disoluciones de arrastre (DS).

Resultados de los ensayos realizados con la cara activa de la membrana enfrentada a la DS (Figura. 41, 42, 43, 44 y 45):

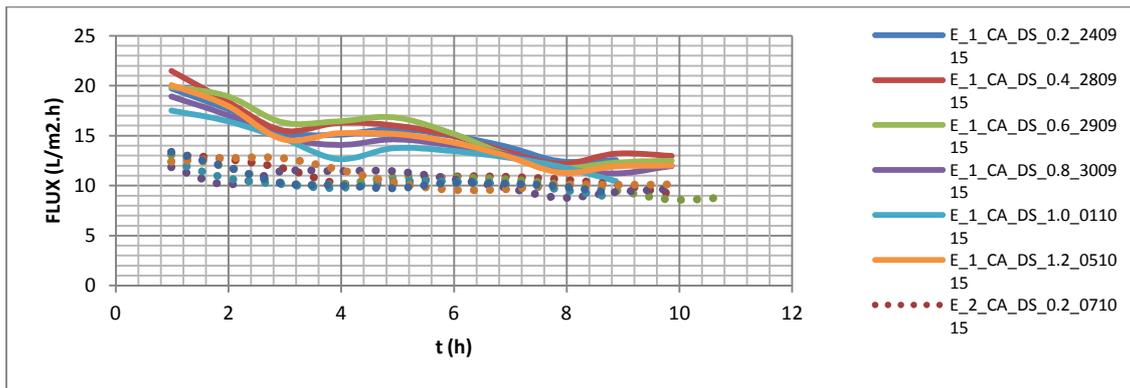


Figura. 41

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO A DIFERENTES CAUDALES DE LA DS

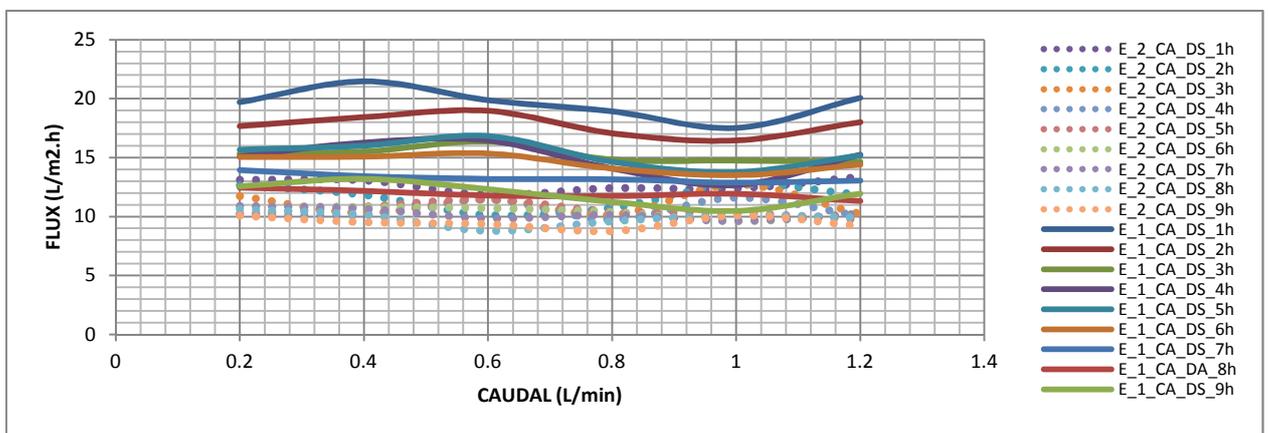


Figura. 42

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE AL CAUDAL DS POR HORAS

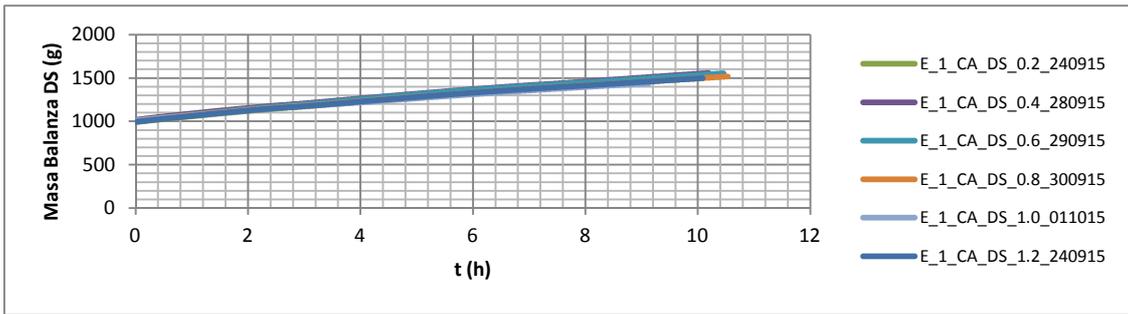


Figura. 43

RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS (NaCl) FRENTE AL TIEMPO

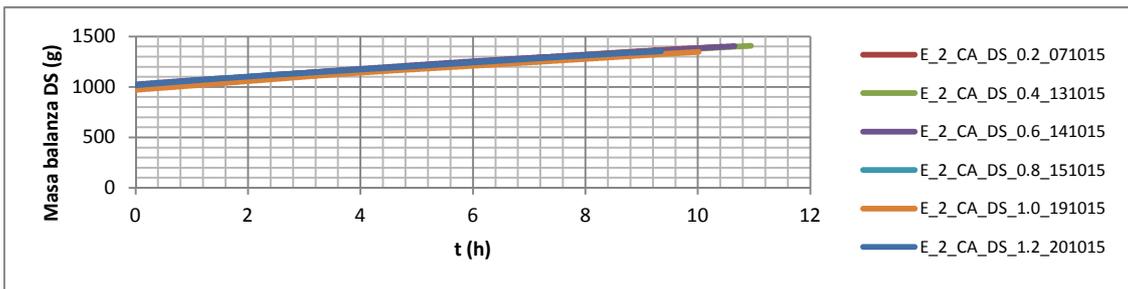


Figura. 44

RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS (SALMUERA) FRENTE AL TIEMPO

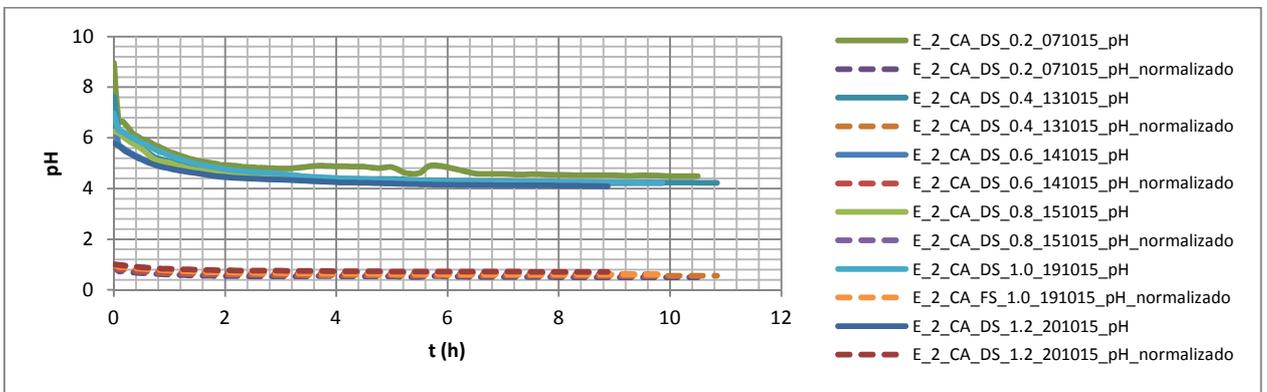


Figura. 45

RESULTADOS VARIACIÓN DEL pH DE FS Y DS CON EL TIEMPO Y A DIFERENTES CAUDALES DE LA DS

Al comparar flux y caudales a diferentes horas de ambas Draw solutions (NaCl y SALMUERA) con CA_DS, se observa:

- La variación de flux con el caudal y el tiempo, es notablemente superior con la DS NaCl.

▪La menor diferencia entre el flux para ambas disoluciones, es para el caudal de circulación de la DS de 1.0 L/min y a las 4 h de ensayo.

▪Si se observa, en la alimentación FS, hay un aumento de la conductividad, por lo que hay una mayor difusión inversa del soluto.

Comparando, situación de la cara activa de la membrana CA_FS ó CA_DS y los diferentes caudales (Figura. 46 y 47):

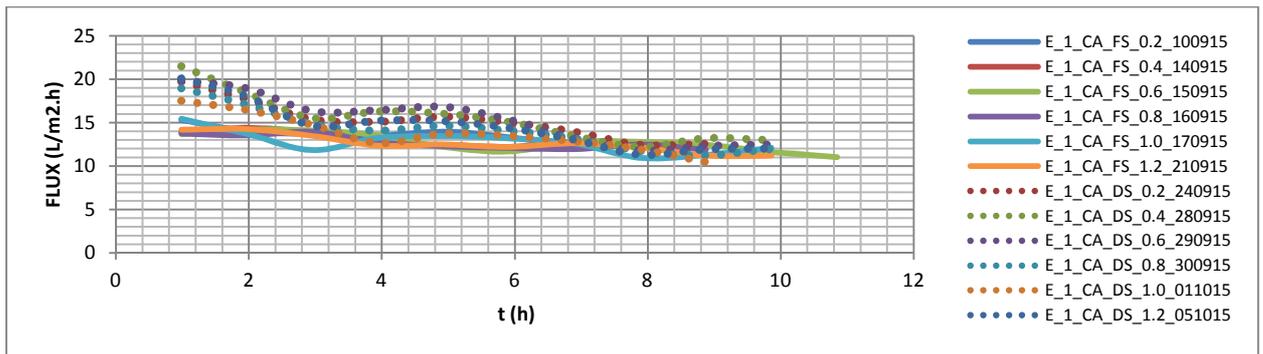


Figura. 46

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO A DIFERENTES CAUDALES DE LA DS (NaCl)

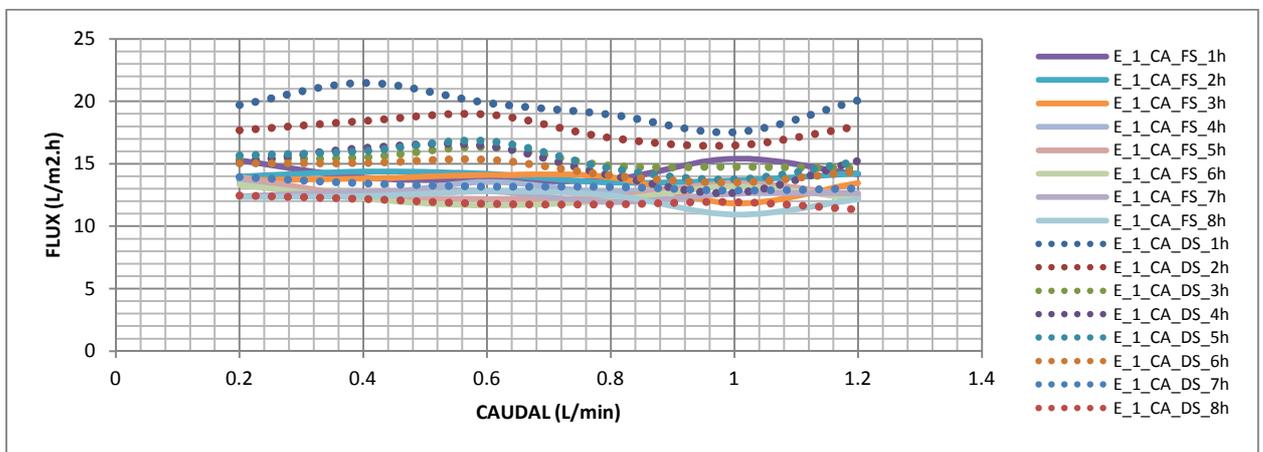


Figura. 47

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE AL CAUDAL DS (NaCl) POR HORAS

Al comparar, flux y caudales empleando como DS NaCl y con la membrana CA_FS y CA_DS, se observa:

▪El flux es superior hasta las 6 horas aproximadamente en todos los caudales, con CA_DS.

▪Transcurridas 7 horas de ensayo, se iguala prácticamente el flux, para caudales de 1.0 y 1.2 L/min, sea cual sea la situación de la cara activa. (Figura. 48 y 49).

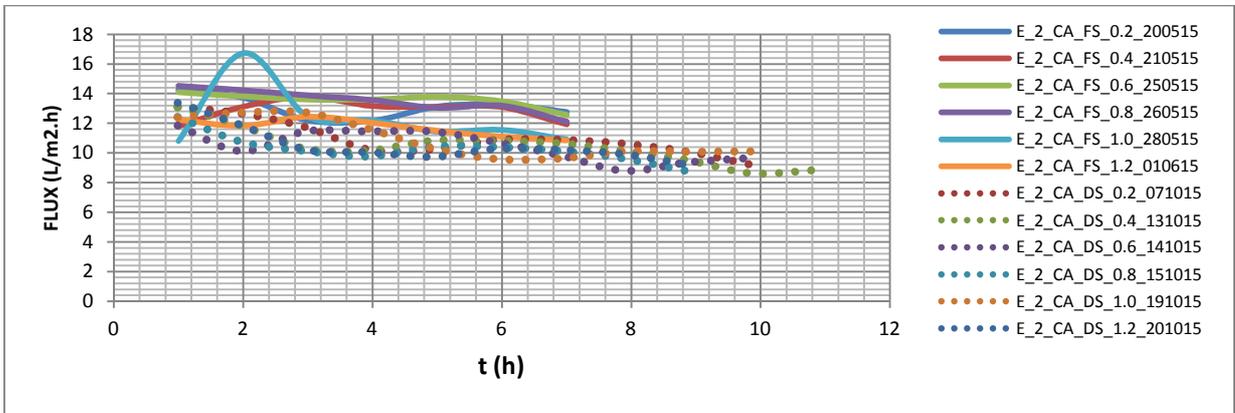


Figura. 48

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO A DIFERENTES CAUDALES DE LA DS (SALMUERA)

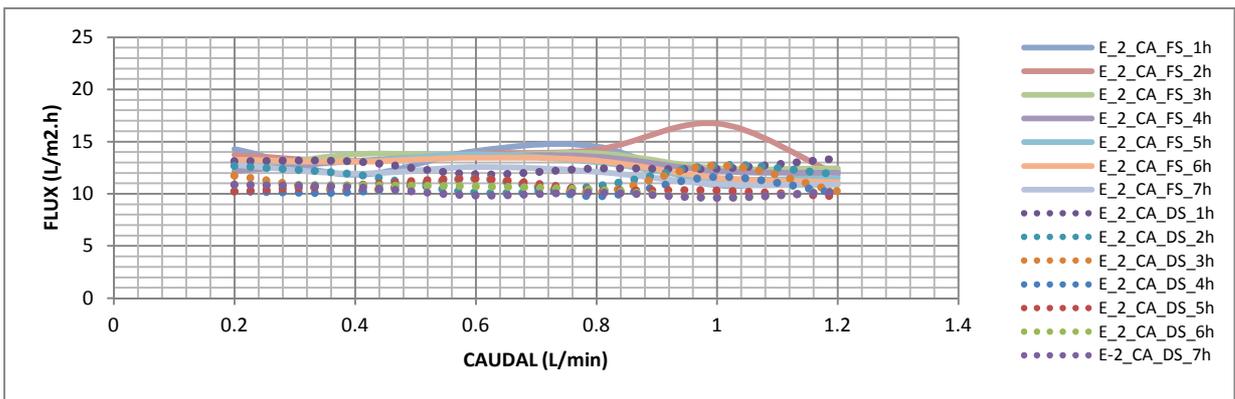


Figura. 49

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE AL CAUDAL DS (SALMUERA) POR HORAS

Al comparar, flux y caudales a diferentes horas, empleando como DS SALMUERA y con la membrana CA_FS y CA_DS, se observa:

- Es difícil establecer las mismas conclusiones que con la DS NaCl y ambas caras activas.
- En principio el Flux es superior con la CA_FS, por contra de lo observado, en los ensayos con NaCl.
- A partir de las tres horas, el caudal que hace coincidir los flux es el de 1.0 L/min, y desde la quinta hora el de 1.2 L/min.

Por lo que **se decide trabajar fijando** para los posteriores ensayos:

- La cara activa de la membrana enfrentada a la FS
- El caudal de circulación de la DS en 0.5 L/min.

4.6.3.- Ensayos variando la temperatura del proceso ensayado.

Fijados:

- Cara activa de la membrana enfrentada a la FS → CA_FS
- FS-1 L de agua osmotizada
- DS-1 L Salmuera
- caudales de las disoluciones:
FS = 2 L/min
DS = 0.5 L/min

Variables:

- temperatura de realización del ensayo (15, 20 y 25°C).

La nomenclatura elegida para los ensayos es:

E_NÚMERO_CARA ACTIVA_DISOLUCIÓN_CAUDAL_TEMPERATURA_FECHA

Siendo:

E → Ensayo

NÚMERO: 3.- Para los ensayos con diferente temperatura.

CARA ACTIVA → CA, orientación de la cara activa de la membrana

DISOLUCIÓN → A la que está orientada la cara activa.

CAUDAL → Caudal circulación de la DS (0.5 L/min).

FECHA → Fecha en la que se realizó el ensayo.

Así por ejemplo E_3_CA_FS_0.5_15°C_230216, correspondería al ensayo realizado con FS agua osmotizada, DS Salmuera, con la orientación de la cara activa de la membrana enfrentada a la FS, con un caudal de la DS de 0,5 L/min. A una temperatura de 15°C y realizada el 23/02/2016.

	Δ Cond FS mS/cm	Δ pH FS	Δ Cond DS mS/cm	Δ pH DS	Δ M DS (g)	Δ V DS (ml)
E_3_CA_FS_0.5_15°C_230216	0.590	-2.99	-7.40	0.12	362.19	345
E_3_CA_FS_0.5_20°C_170216	0.543	-3.36	-9.40	0.13	341.88	380
E_3_CA_FS_0.5_25°C_180216	0.666	-2.48	-15.50	0.26	461.87	503

Tabla 8.- ENSAYOS 3 A DIFERENTES TEMPERATURAS

Los resultados obtenidos se presentan en las siguientes figuras, (Figura. 50, 51, 52, 53, 54 y 55):

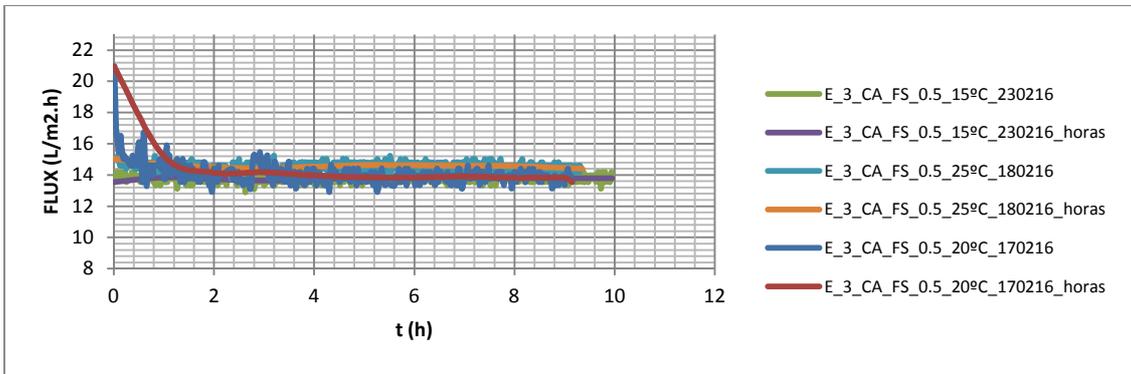


Figura. 50

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO A 15°C, 20°C Y 25°C

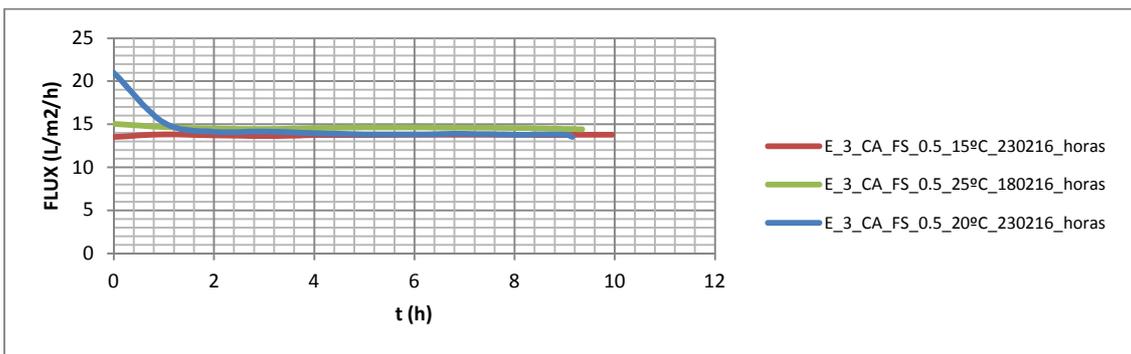


Figura. 51

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX MEDIO POR HORAS RESPECTO AL TIEMPO A 15°C, 20°C Y 25°C

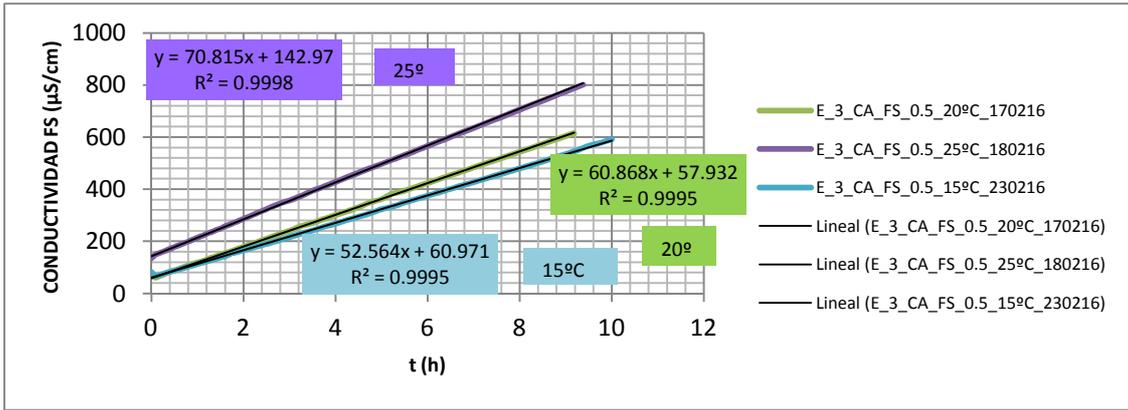


Figura. 52

RESULTADOS VARIACIÓN DE LA CONDUCTIVIDAD FS RESPECTO AL TIEMPO A 15°C, 20°C Y 25°C

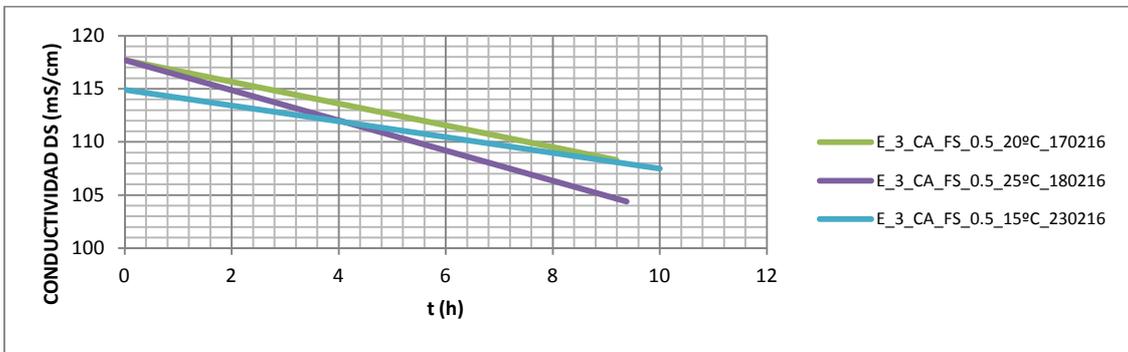


Figura. 53

RESULTADOS VARIACIÓN DE LA CONDUCTIVIDAD DS RESPECTO AL TIEMPO A 15°C, 20°C Y 25°C

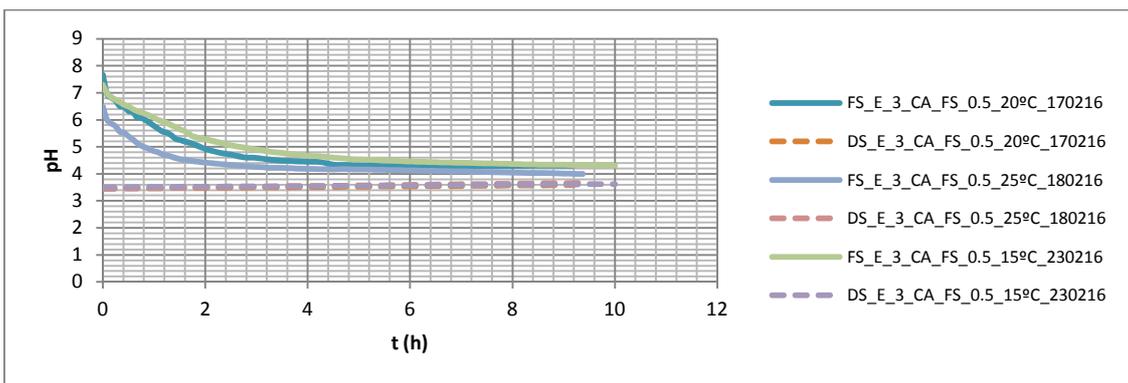


Figura. 54

RESULTADOS VARIACIÓN DEL pH FS Y DS RESPECTO AL TIEMPO A 15°C, 20°C Y 25°C

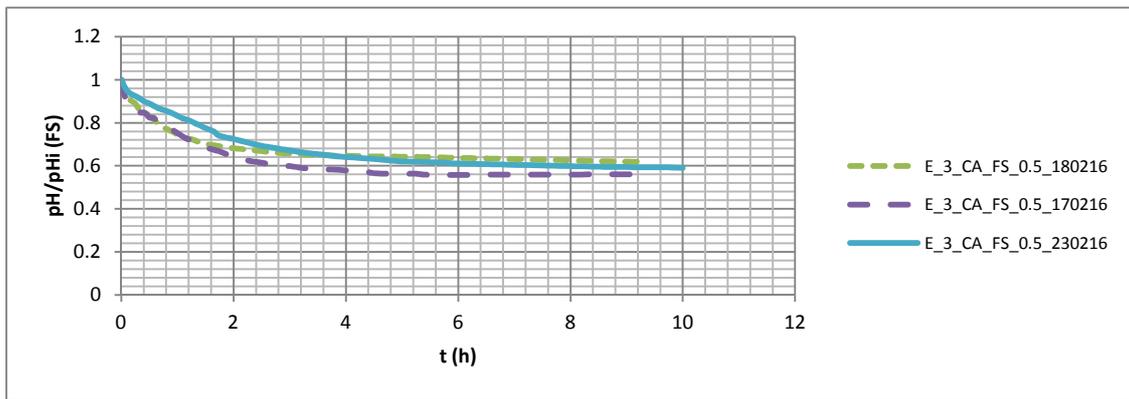


Figura. 55

RESULTADOS VARIACIÓN DEL $pH/pH_{inicial}$ FS RESPECTO AL TIEMPO A 15°C, 20°C Y 25°C

Al comparar, la variación del flux, conductividad y pH en los ensayos a diferentes temperaturas, no se observan diferencias significativas, por lo que **se decide fijar la temperatura de trabajo en 20°C**, par los ensayos con lodos como FS.

4.6.4.- Ensayos realizados con lodos depuradora como FS.

Fijados:

- Cara activa de la membrana enfrentada a la FS → CA_FS
- Temperatura del ensayo 20°C
- caudales de las disoluciones:
FS = 2 L/min
DS = 0.5 L/min

Variables:

E_L1_CA_FS_0.5_20°C_FECHA

- FS-1 L Lodo de la depuradora decantado, ensayo intermitente durante tres días:
 - TSS_inicial = 546 mg/L
 - TSS_final = 1031.5 mg/L
- DS-1L NaCl 68,81 g/L

	Vi FS ml	Δ TSS FS %	ΔCond. FS mS/cm	ΔpH FS	ΔCond. DS mS/cm	ΔpH DS	ΔM DS (g)	ΔV DS (ml)
E_L1_CA_FS_0.5_20°C_230715	1000	20.48			-11.90		136.80	115.0
E_L1_CA_FS_0.5_20°C_240715	830	22.06			-10.20		123.34	124.0
E_L1_CA_FS_0.5_20°C_270515	680	23.64			-8.50		117.98	130.0
E_L1_CA_FS_0.5_20°C_290715	550	30.95			-18.20		167.85	156.0

Tabla 9.- ENSAYOS L1

Los resultados se presentan en las siguientes figuras, (Figura. 56 y 57):

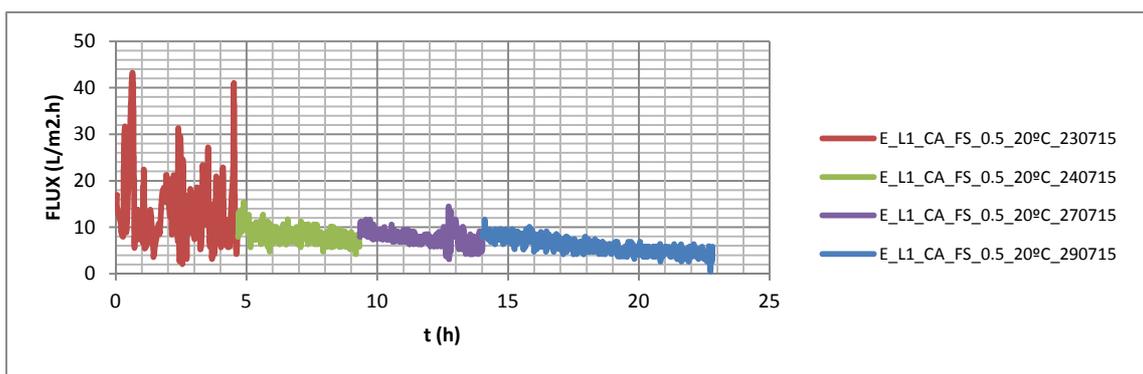


Figura. 56

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO L1

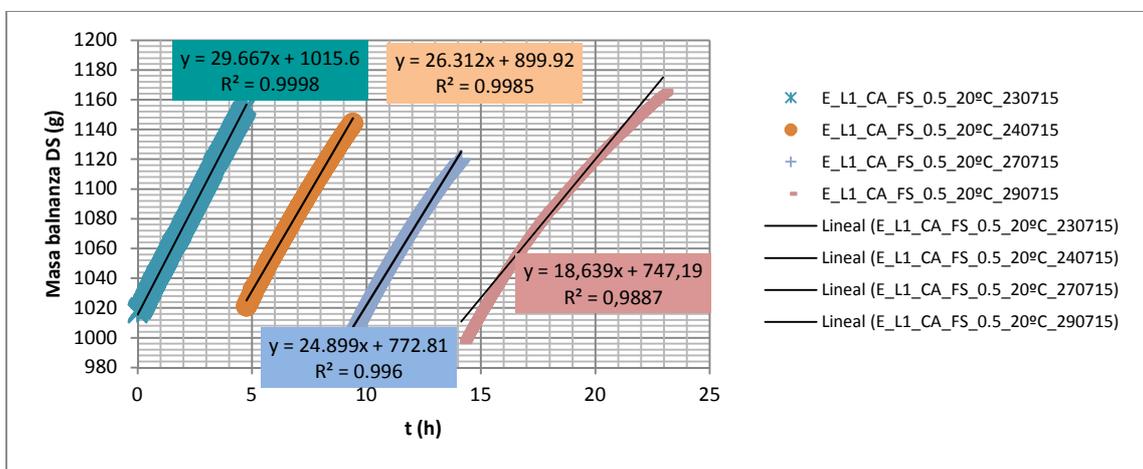


Figura. 57

RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS FRENTE AL TIEMPO L1

E_L2_CA_FS_0.5_20°C_FECHA

- FS-1 L Lodo de la depuradora original.
- DS-1L Salmuera empresa aceitunera.

- E_L2_CA_FS_0.5_20°C_290216, tras limpieza de la membrana y circuito con agua osmotizada durante 15 minutos.
 - TSS_inicial = 5929.66 mg/L.
 - TSS_final = 7505.90 mg/L.

- E_L2_CA_FS_0.5_20°C_040316, tras limpieza de la membrana y circuitos con NaOH al 1%, 15 minutos y luego con agua osmotizada durante 15 minutos.
 - TSS_inicial = 6375 mg/L.
 - TSS_final = 6855 mg/L.

	Vi FS ml	Δ TSS FS %	ΔCond. FS mS/cm	ΔpH FS	ΔCond. DS mS/cm	ΔpH DS	ΔM DS (g)	ΔV DS (ml)
E_L2_CA_FS_0.5_20°C_290216	1000	26.58	0.97	-0.75	-12.00	0.12	200.67	185.0
E_L2_CA_FS_0.5_20°C_040316	1000	7.53	24.74	-1.97	-22.90	0.16	39.37	39.0

Tabla 10.- ENSAYOS L2

Resultados para comparar el efecto limpieza, con agua osmotizada ó NaOH al 1% dos ensayos, (Figura. 58 y 59):

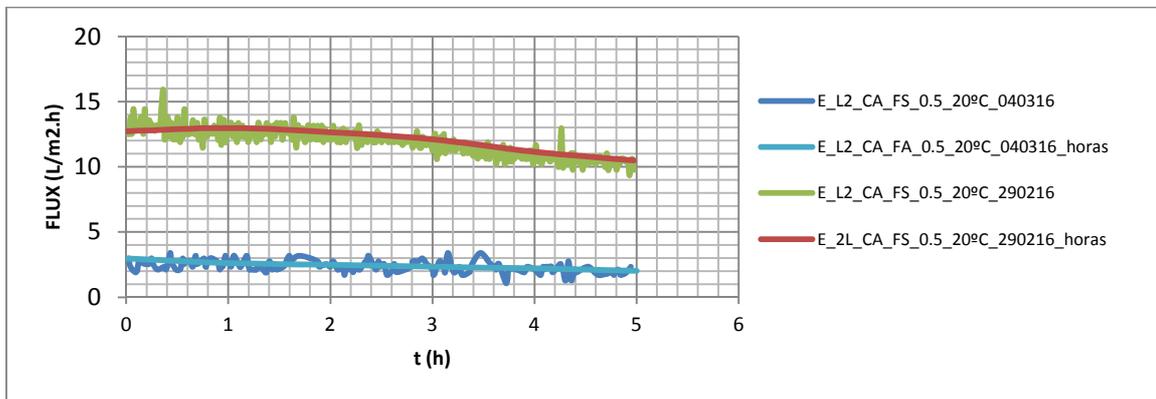


Figura. 58

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO L2

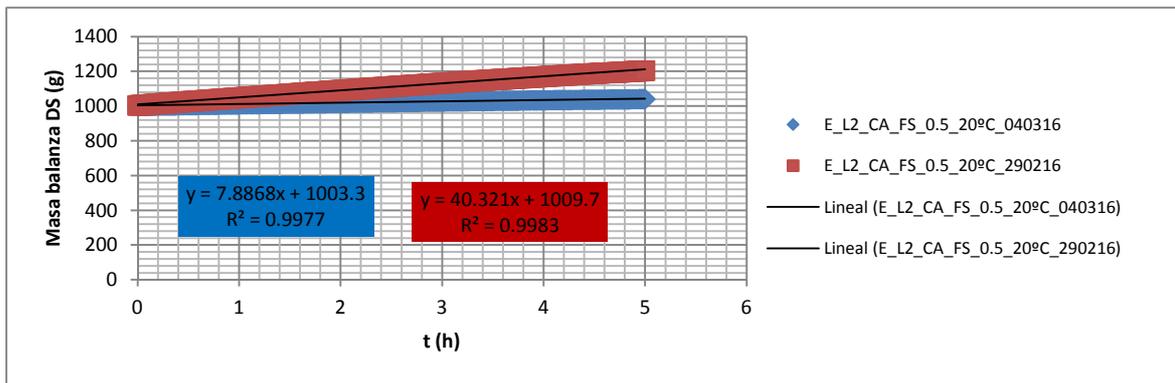


Figura. 59

RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS FRENTE AL TIEMPO L2

Al comparar el flux de los dos ensayos realizados con diferente disolución de limpieza de circuitos y membrana, se observa la elevada disminución del flux en el ensayo tras la limpieza con NaOH al 1%, por lo que **se decide fijar la limpieza para los ensayos con lodo y salmuera original haciendo circular agua osmotizada**, para la limpieza de la membrana y las conducciones, **durante 15 minutos, vaciar depósitos y conducciones de bombeo y repetir la operación con agua osmotizada, por 15 minutos más.**

E_L3_CA_FS_0.5_20°C_FECHA

- FS-1 L Lodo de la depuradora original, ensayo intermitente durante tres días.
 - TSS_inicial_290216 = 5929.66 mg/L.
 - TSS_inicial_010316 = 7505.90 mg/L.
 - TSS_inicial_020316 = 10223.55 mg/L.
 - TSS_final_020316 = 15604.36 mg/L.
- DS-1L Salmuera empresa aceitunera original.

E_L4_CA_FS_0.5_20°C_FECHA

- FS-1 L Lodo de la depuradora original, ensayo intermitente durante cuatro días.
 - TSS_inicial_070316 = 7764 mg/L.
 - TSS_inicial_080316 = 10935.21 mg/L.
 - TSS_inicial_090316 = 18268.23 mg/L.
 - TSS_inicial_140316 = 26772.41 mg/L.
 - TSS_final_140316 = 38819.99 mg/L.

- DS- 1L Salmuera empresa aceitunera original

	Vi FS ml	Δ TSS FS %	Δ Cond. FS mS/cm	Δ pH FS	Δ Cond. DS mS/cm	Δ pH DS	Δ M DS (g)	Δ V DS (ml)
E_L3_CA_FS_0.5_20°C_290216	1000	26.58	0.97	-0.75	-12.00	0.12	200.67	185.0
E_L3_CA_FS_0.5_20°C_010316	790	36.20	1.11	-0.73	-18.30	0.12	197.07	190.0
E_L3_CA_FS_0.5_20°C_020316	580	52.63	1.95	-0.35	-35.40	0.14	193.58	182.0
E_L4_CA_FS_0.5_20°C_070316	1000	40.84	4.18	-0.39	-23.50	0.26	287.89	265.0
E_L4_CA_FS_0.5_20°C_080316	710	67.05	4.60	-0.34	-20.60	0.17	234.86	239.0
E_L4_CA_FS_0.5_20°C_090316	425	46.55	3.80	-0.20	-13.70	0.15	143.17	147.0
E_L4_CA_FS_0.5_20°C_140316	290	45.00	11.30	-0.07	-9.60	0.24	75.32	67.0

Tabla 11.- ENSAYOS L3 L4

Resultados ensayos con lodo intermitentes, (Figura. 60, 61, 62 y 63):

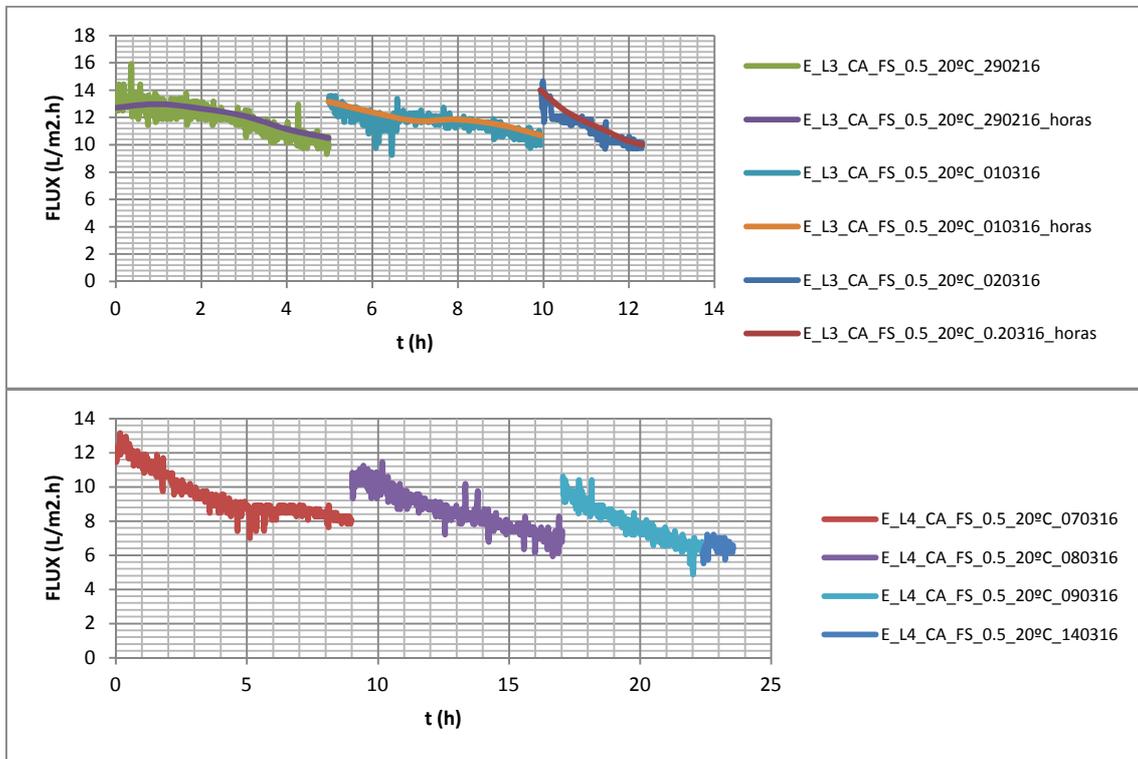


Figura. 60

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO L3 Y L4

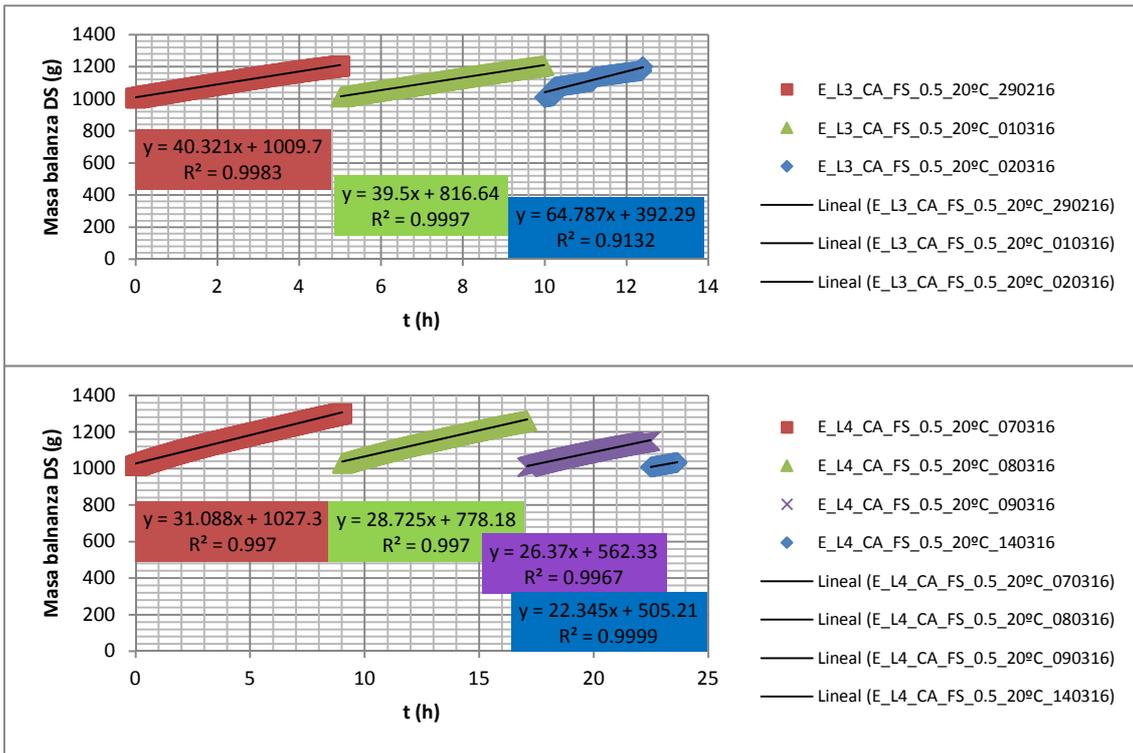


Figura. 61

RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS FRENTE AL TIEMPO L3 Y L4

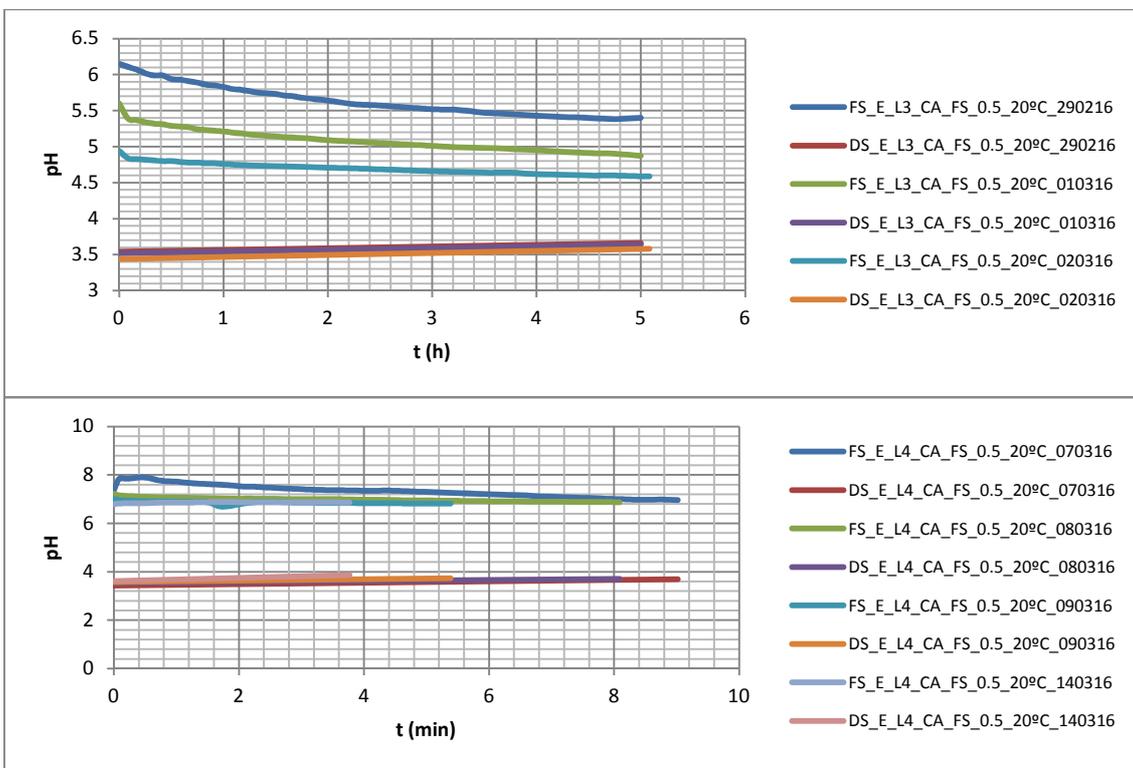


Figura. 62

RESULTADOS VARIACIÓN DEL pH RESPECTO AL TIEMPO L3 Y L4

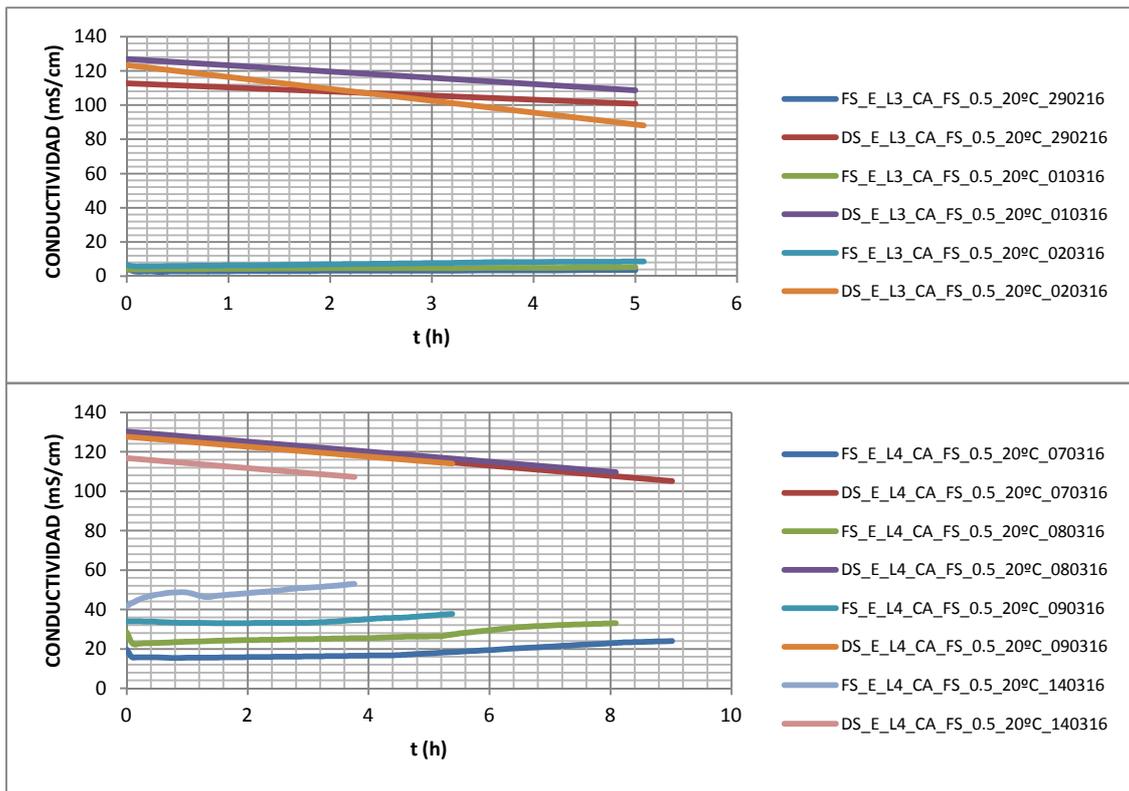


Figura. 63

RESULTADOS VARIACIÓN DE LA CONDUCTIVIDAD RESPECTO AL TIEMPO L3 Y L4

E_L5_CA_FS_0.5_20°C_24h_FECHA

- FS-1 L Lodo de la depuradora original, ensayo en continuo durante 24 horas.
 - TSS_inicial = 6198.66 mg/L.
 - TSS_final = 16850.66 mg/L.
- DS-1L Salmuera empresa aceitunera original.

	Vi FS ml	Δ TSS FS %	ΔCond. FS mS/cm	ΔpH FS	ΔCond. DS mS/cm	ΔpH DS	ΔM DS (g)	ΔV DS (ml)
E_L5_CA_FS_0.5_20°C_24h_120416	1000	171.84	4.85	-1.04	-50.40	0.13	647.21	610.0

Tabla 12.- ENSAYO L5

Resultado ensayo con lodo 24 horas, (Figura. 64, 65, 66 y 67):

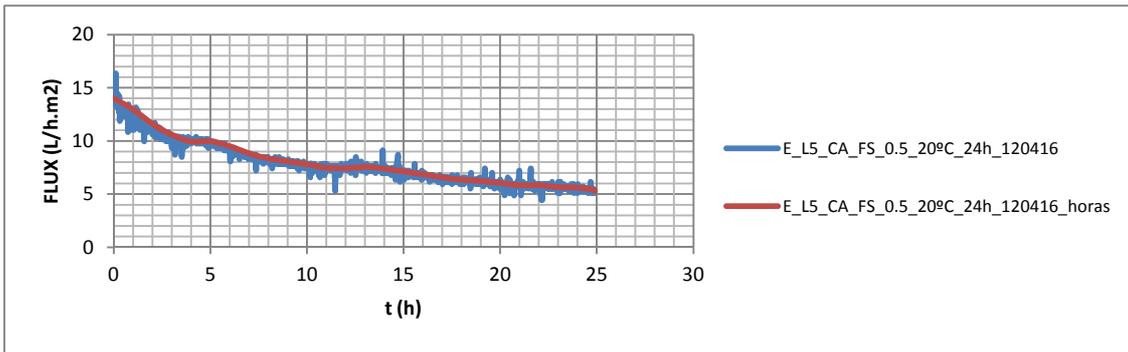


Figura. 64

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO AL TIEMPO L5

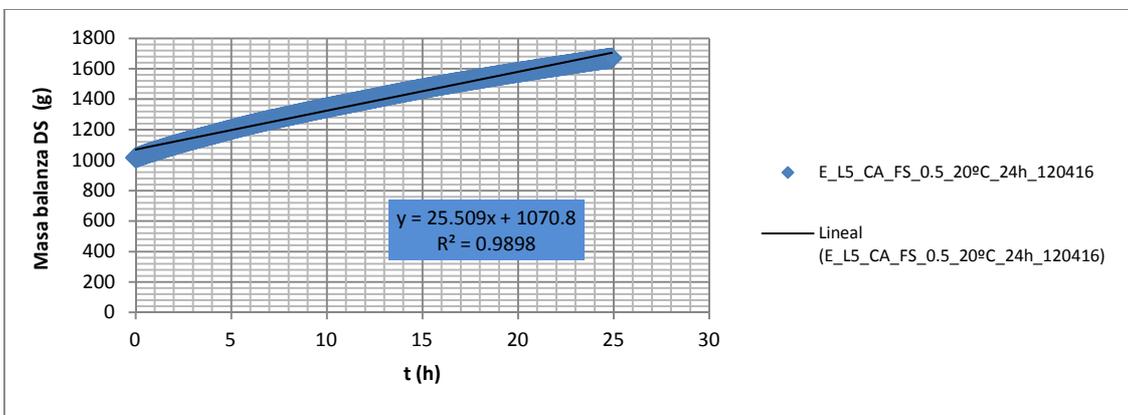


Figura. 65

RESULTADOS INCREMENTO DE MASA DS FRENTE AL TIEMPO L5

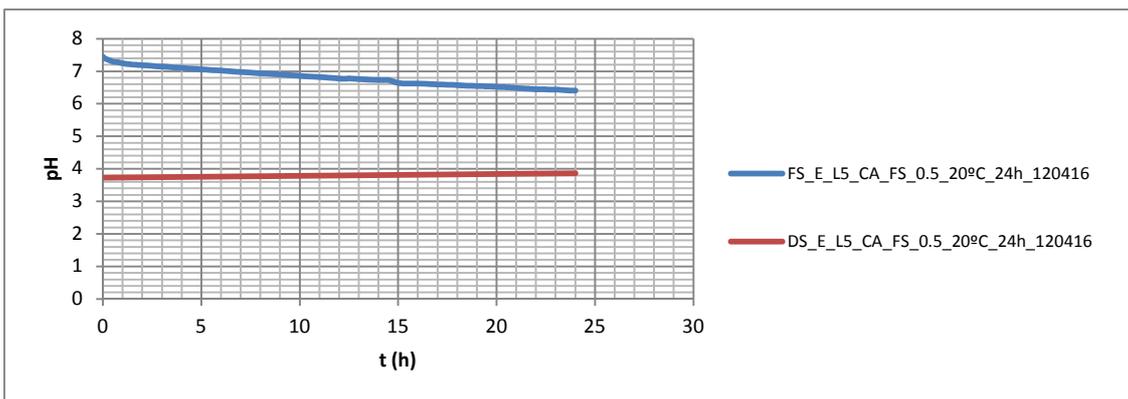


Figura. 66

RESULTADOS VARIACIÓN DEL pH RESPECTO AL TIEMPO L5

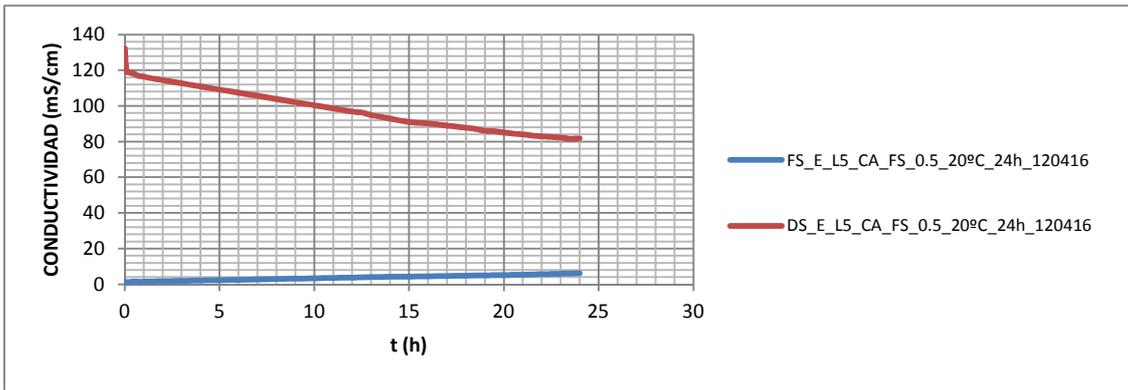


Figura. 67

RESULTADOS VARIACIÓN DE LA CONDUCTIVIDAD RESPECTO AL TIEMPO L5

5.- CÁLCULOS Y MODELADO DEL PROCESO

Con los valores obtenidos para el ensayo E_L5_CA_FS_0.5_20°C_24h_120416:

- FS-1 L Lodo de la depuradora original, ensayo en continuo durante 24 horas.
 - TSS_inicial = 6198.66 mg/L.
 - TSS_final = 16850.66 mg/L.
- DS-1L Salmuera empresa aceitunera original.

Y los resultados obtenidos para el mismo de Flux y conductividad de ambas disoluciones se han ido relacionando las diferentes ecuaciones que rigen el proceso.

5.1.- **Con Excel** en el archivo Datos_proyecto_OD_A_fango_5_salmuera_continuo.xlsx, se ha conseguido relacionar:

5.1.1.- Relación entre el Flux en (L/m² h) y el Δπ en (atm), (Figura. 68):

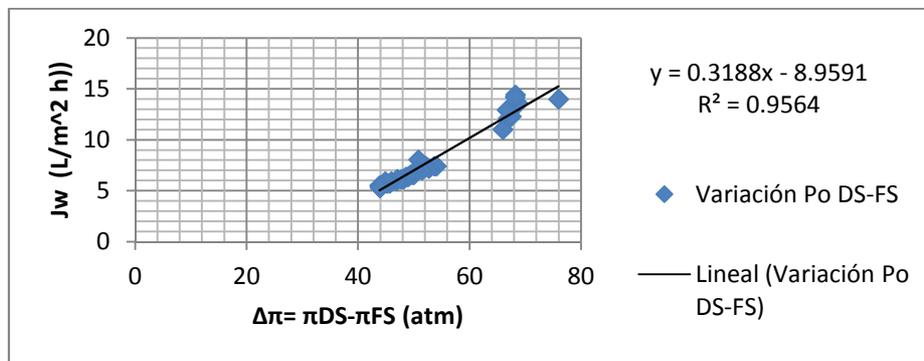


Figura. 68

VARIACIÓN DEL FLUX RESPECTO A LA VARIACIÓN DE LA PRESIÓN OSMÓTICA

5.1.2.- Relación entre el volumen de la DS en función del tiempo frente al Área de la membrana por el tiempo (Amem*t) en m²h, (Figura. 69):

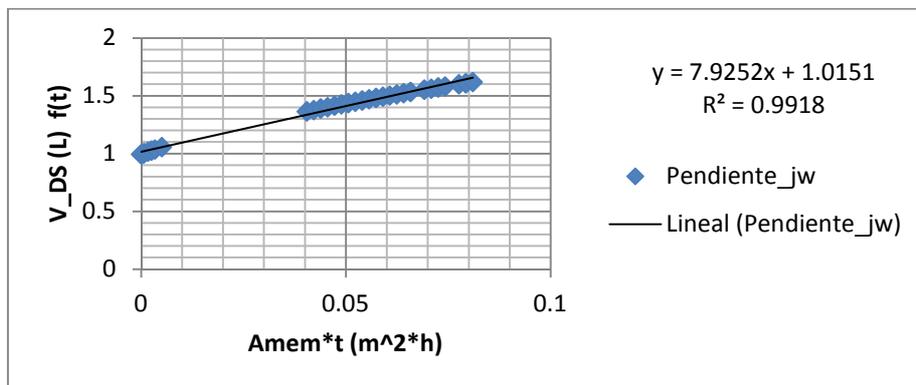


Figura. 69

VARIACIÓN DEL VOLUMEN DE LA DS RESPECTO AL ÁREA DE LA MEMBRANA

5.1.3.- Relación entre el volumen de la FS en función del tiempo frente al Área de la membrana por el tiempo ($A_{mem} \cdot t$) en m^2h , (Figura. 70):

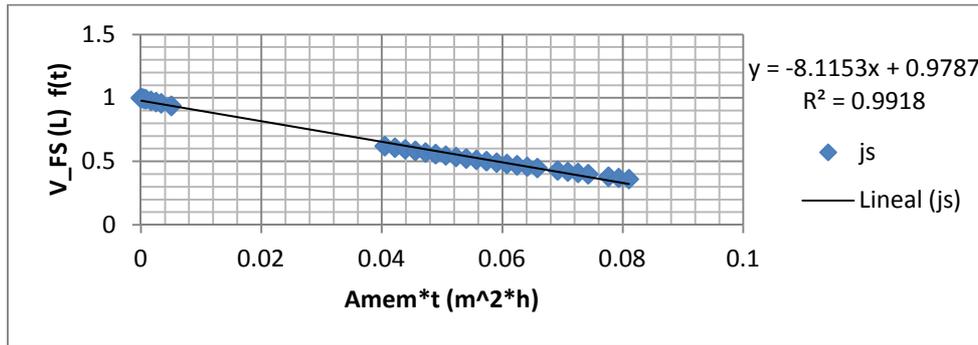


Figura. 70

RESULTADOS VARIACIÓN DEL VOLUMEN FS RESPECTO AL ÁREA DEL CANAL DE LA MEMBRANA

5.1.4.- Relación entre el Flux experimental en ($m^3/m^2 h = m/s$) y la Concentración de la DS en ($g/L = Kg/m^3$), (Figura. 71):

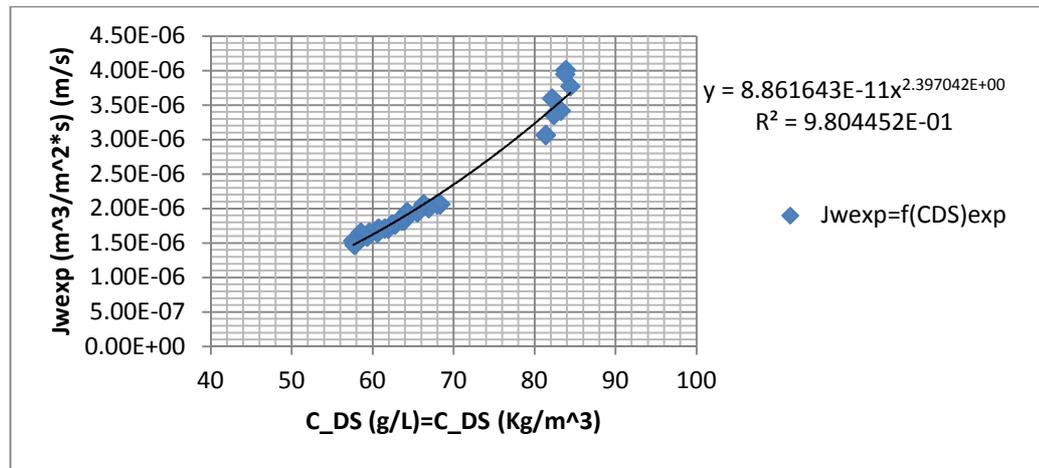


Figura. 71

RESULTADOS VARIACIÓN DEL FLUX EXPERIMENTAL RESPECTO AL TIEMPO

5.2.- **Con Matlab** se ha conseguido relacionar:

5.2.1.- Se realiza en Matlab un Script, para obtener las gráficas de la variación de la Presión osmótica de la DS y la FS en (atm) con el tiempo en (h), y del Flux

experimental ($L/m_2 h$) frente a la variación de presión osmótica (atm): (Script_calculos_tfg_PO_Conc_Antonia.m), (Figura. 72):

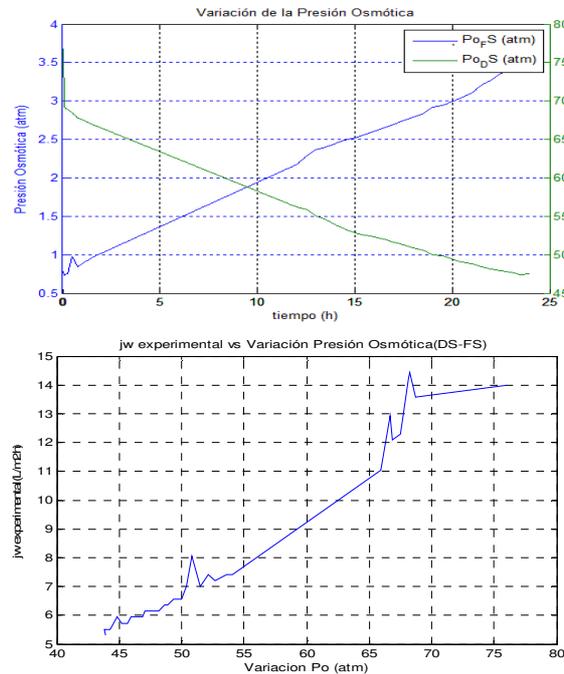


Figura. 72

VARIACIÓN DE LA PRESIÓN OSMÓTICA DE AMBAS DISOLUCIONES CON EL TIEMPO.

VARIACIÓN DEL FLUX CON LA VARIACIÓN DE LA PRESIÓN OSMÓTICA

5.2.2.- Se definen en Matlab los Script para el modelado del proceso con los valores obtenidos experimentalmente y las ecuaciones de balance de materia, para validar la ecuación obtenida:

- Script_datos_celdaexperimental_1.m
- Script_principal_celdaexperimental_1.m
- EDOs_1.m

Obteniendo los siguientes resultados de variación de la Concentración de la DS (Kg/m^3), Caudal de la DS (m^3/s) y Flux (m/s) frente a la longitud de la membrana (m), (Figura. 73):

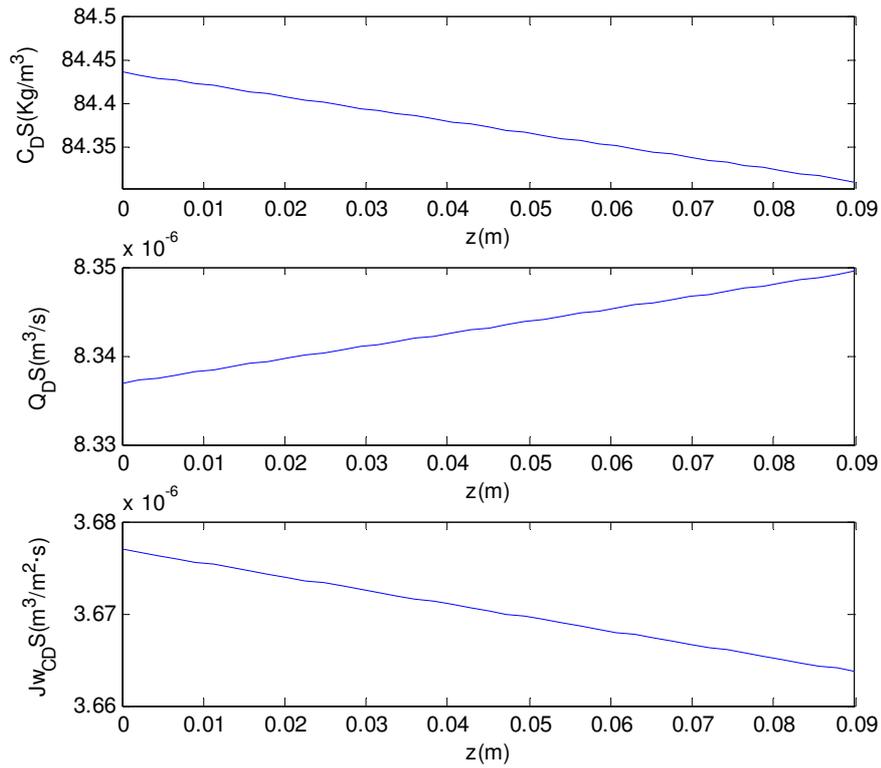


Figura. 73

**VARIACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN, CAUDAL Y FLUX FRENTE A LA LONGITUD DEL
CANAL DE MEMBRANA EXPERIMENTAL**

También se ha obtenido la relación entre el Flux ($m^3/m^2 \cdot s$) y la Concentración de la DS (Kg/m^3), (Figura. 74):

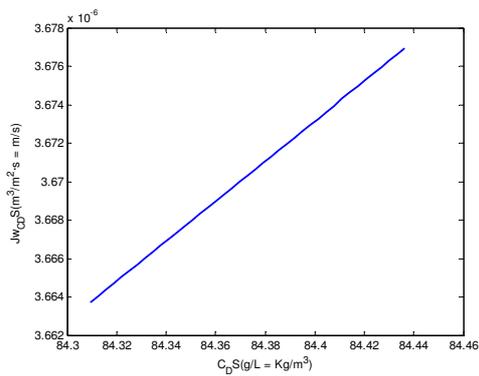


Figura. 74

VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE A LA CONCENTRACIÓN DS EXPERIMENTAL

6.- DIMENSIONADO Y DISEÑO DE PLANTA

Se ha optado, para el Prototipo, con equipos realizados por la empresa PORIFERA INC. con dirección, 3502 Breakwater Court, Hayward, CA 94545 en U.S.A.

La empresa fue fundada en 2009 por un equipo de Científicos e Ingenieros para responder a un desafío del Departamento de Defensa de su país, DARPA, para un sistema de desalinización avanzada, se requería un sistema transportable, para purificar agua salina con un bajo consumo de energía.

Entre sus productos:

PFO-100 ELEMENT, (Figura. 75), con una superficie útil de membrana de 7.0 m², formado por cuarenta membranas de triacetato de celulosa (CTA), con soporte de pantalla de poliéster incorporado, de las mismas características en las que se realizaron los ensayos experimentales en nuestras instalaciones, la longitud total de la membrana es de 15.43 m. y 7m² de área de membrana por elemento:



Figura. 75

PFO-100 ELEMENT. PORIFERA INC.

PFO-100 CONFIGURATIONS, (Figura. 76), con una capacidad de configuración apilable de PFO-100 en serie de hasta 42 m² de superficie de membrana.

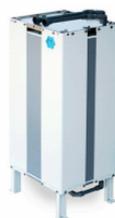


Figura. 76

PFO-100 CONFIGURATIONS. PORIFERA INC.

PFO-9S MODULE, (Figura. 77), formado por 9 módulos o elementos PFO-100 en serie, de 63m² de superficie de membrana por módulo.



Figura. 77

PFO-9S MODULE. PORIFERA INC.

Para el PFO-100, de las dimensiones del mismo se ha calculado el ancho del canal de la celda, estimando el espesor del elemento (141 mm), las cuarenta membranas que lo integran y el paso de los espaciadores entre membrana (0.76 mm *2), para poder escalar el modelo obtenido con la celda experimental, (Figura. 78):

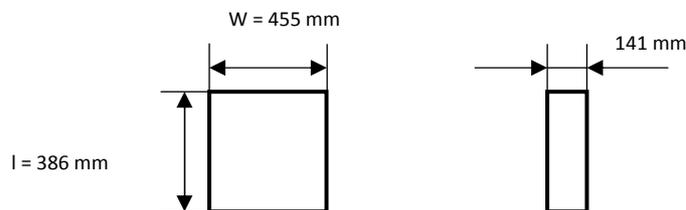


Figura. 78

DIMENSIONES PFO-100 ELEMENT. PORIFERA INC.

h canal = 0.5025 mm, por lo que las dimensiones del canal serán:

	w (m)	h (m)	l(m)	Superficie Canal (m ²)
EXPERIMENTAL	0.038	0.256*10 ⁻³	0.085	9.728*10 ⁻⁶
PFO-100	0.4536	0.5025*10 ⁻³	0.3858	2.2793*10 ⁻⁴

Tabla 13.- DIMENSIONES CELDA EXPERIMENTAL Y PFO-100 ELEMENT

Conocidos los caudales iniciales de la FS y DS:

$$Q_{FS_0} \text{ experimental} = 2 \text{ (L/min)} \cdot 10^{-3} / 60 = 3.33 \cdot 10^{-5} \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$Q_{DS_0} \text{ experimental} = 0.5 \text{ (L/min)} \cdot 10^{-3} / 60 = 8.33 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^3/\text{s)}$$

Se calcula la velocidad de circulación de ambas disoluciones en el canal de la celda experimental:

$$v_{FS} = 3.33 \cdot 10^{-5} \text{ (m}^3/\text{s}) / 9.728 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^2) = 3.42 \text{ (m/s)}$$

$$v_{DS} = 8.33 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^3/\text{s}) / 9.728 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^2) = 0.857 \text{ (m/s)}$$

Se fija la misma velocidad para escalar y obtener los caudales iniciales necesarios a tratar en el Prototipo:

$$Q_{FS_0} = 3.42 \text{ (m/s)} \cdot 2.2793 \cdot 10^{-4} \text{ (m}^2) = 7.7952 \cdot 10^{-4} \text{ (m}^3/\text{s}) \cdot 10^{-3} \cdot 60 \cdot 60 = 2806.27 \text{ (L/h)}$$

$$Q_{DS_0} = 0.857 \text{ (m/s)} \cdot 2.2793 \cdot 10^{-4} \text{ (m}^2) = 1.9536 \cdot 10^{-4} \text{ (m}^3/\text{s}) \cdot 10^{-3} \cdot 60 \cdot 60 = 703.21 \text{ (L/h)}$$

Y conocida la longitud que ocupan las cuarenta membranas que integran el elemento PFO-100 de 15.43 m, se ajusta el modelo a un módulo o elemento PFO-100, con los siguientes ficheros de matlab:

- Script_datos_escalado_un_modulo_celdaindustrial.m
- Script_principal_escalado_un_modulo_celdaindustrial.m
- EDOs_1.m

Para definir las EDOs, se aplica a un diferencial de volumen el balance de materia de la DS, con la nomenclatura empleada en los Script, (Figura. 79):

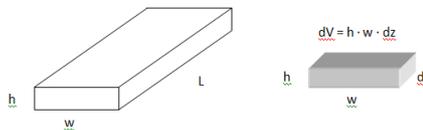


Figura. 79

SEMICELDA DS PARA CALCULO BALNACES MATERIA DS SCRIPT

$$\frac{dQ_{DS}}{dV} = \frac{dQ_{DS}}{h \cdot w \cdot dz} = J_w \cdot a_i, \quad \text{siendo} \quad a_i = \frac{w \cdot dz}{h \cdot w \cdot dz} = \frac{1}{h}$$

$$\frac{dQ_{DS}}{dV} = \frac{dQ_{DS}}{h \cdot w \cdot dz} = J_w \cdot \frac{1}{h}; \quad \frac{dQ_{DS}}{w \cdot dz} = J_w$$

$$\frac{dQ_{DS}}{dz} = J_w \cdot w$$

(Ec. 16)

Y aplicando el balance de materia:

$$\frac{dm_{NaCl}}{dV} = \frac{d(Q_{DS} \cdot C_{DS})}{dV} = C_{DS} \cdot \frac{dQ_{DS}}{dV} + Q_{DS} \cdot \frac{dC_{DS}}{dV} = 0$$

$$Q_{DS} \cdot \frac{dC_{DS}}{dV} = -C_{DS} \cdot \frac{dQ_{DS}}{dV}$$

$$\frac{dC_{DS}}{dV} = -\frac{C_{DS}}{Q_{DS}} \cdot \frac{dQ_{DS}}{dV}; \quad \text{sustituyendo } dV$$

$$\frac{dC_{DS}}{h \cdot w \cdot dz} = -\frac{C_{DS}}{Q_{DS}} \cdot \frac{dQ_{DS}}{h \cdot w \cdot dz}$$

$$\frac{dC_{DS}}{h \cdot w \cdot dz} = -\frac{C_{DS}}{Q_{DS}} \cdot \frac{J_w}{h}$$

$$\frac{dC_{DS}}{dz} = -\frac{C_{DS}}{Q_{DS}} \cdot J_w \cdot w$$

(Ec. 17)

Obteniendo los siguientes resultados de variación de la Concentración de la DS (Kg/m^3), Caudal de la DS (m^3/s) y Flux (m/s) frente a la longitud de la membrana (m). (Figura. 80):

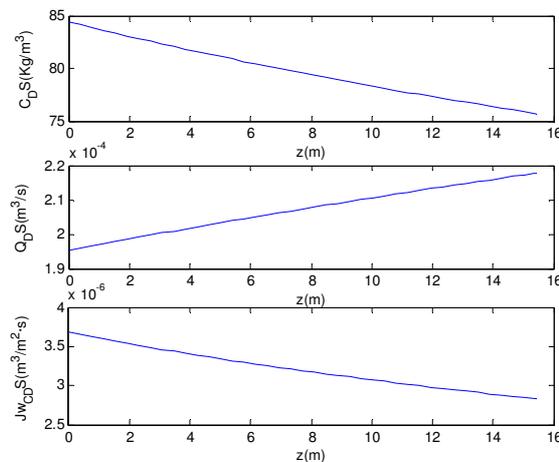


Figura. 80

VARIACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN, CAUDAL Y FLUX FRENTE A LA LONGITUD DE MEMBRANA EN UN PFO-100

En la (Figura. 81), se ha obtenido la relación entre el Flux (m/s) y la Concentración de la DS (Kg/m³):

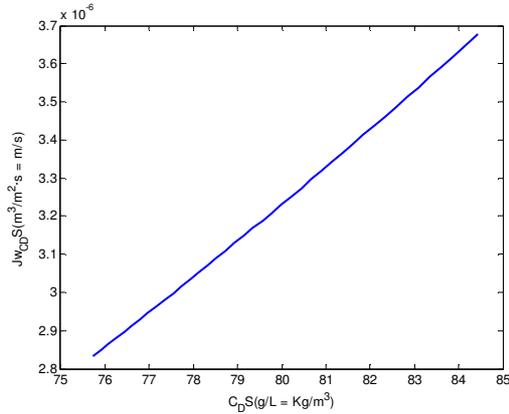


Figura. 81

VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE A LA CONCENTRACIÓN DS EN UN PFO-100

Se ajusta el modelo a módulos PFO-9S, suponiendo 500 m de longitud de membrana, con los siguientes ficheros de matlab:

- Script_datos_escalado_celdaindustrial_1.m
- Script_principal_escalado_celdaindustrial_1.m
- EDOs_1.m

Obteniendo los siguientes resultados de variación de la Concentración de la DS (Kg/m³), Caudal de la DS (m³/s) y Flux (m/s) frente a la longitud de la membrana (m):

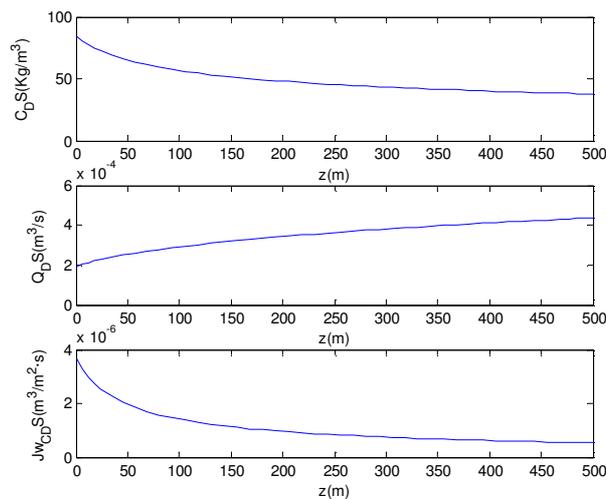


Figura. 82

VARIACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN, CAUDAL Y FLUX FRENTE A LA LONGITUD DE MEMBRANA SUPONIENDO 500 M.

Y siendo la relación entre el Flux (m/s) y la Concentración de la DS (Kg/m³), (Figura. 83):

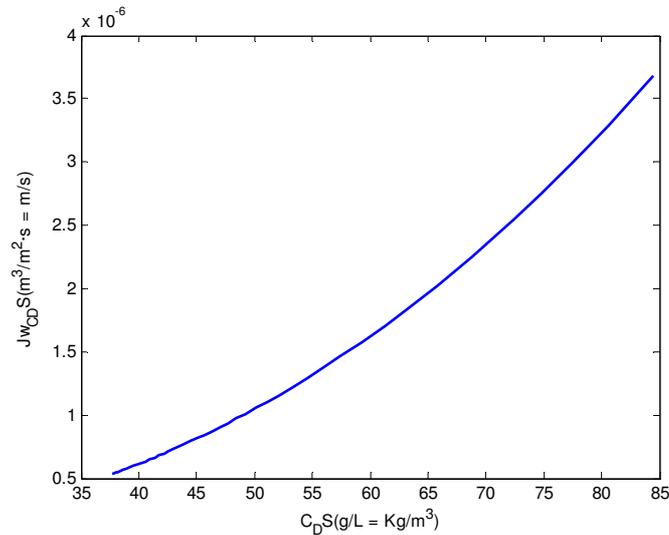


Figura. 83

VARIACIÓN DEL FLUX FRENTE A LA CONCENTRACIÓN DS SUPONIENDO 500 M.

Se plantea diluir la DS un 50% y conseguir una concentración de FS de 25 Kg/m³:

$$C_{DS0} = 84.43638 \text{ Kg/m}^3 \rightarrow C_{DSf} = 42.21 \text{ Kg/m}^3 \rightarrow \text{Dilución } 49.99\%$$

$$C_{FS0} = 6.199 \text{ Kg/m}^3 \rightarrow C_{FSf} = 25.01 \text{ Kg/m}^3 \rightarrow \text{Factor de concentración} = 4.034$$

Primero se ha interpolando en el modelo matemático, para conocer la longitud exacta necesaria de membrana hasta conseguir diluir la DS al 50%, obteniendo un valor de **335 m**, (Figura. 84).

De los módulos disponibles en Porifera INC. se dispone de su área de membrana por módulo y se ha calculado la longitud de la misma por módulo:

$$\text{Longitud de membrana por módulo PFO-9S} = 139 \text{ m} * 2 \text{ módulos} = 278 \text{ m}$$

$$\text{Área de membrana por módulo PFO-9S} = 63 \text{ m}^2 * 2 \text{ módulos} = 126 \text{ m}^2$$

$$\text{Longitud de membrana por módulo PFO-100} = 15.43 \text{ m} * 4 = 61.72 \text{ m}$$

$$\text{Área de membrana por módulo PFO-100} = 7 \text{ m}^2 * 4 \text{ elementos} = 28 \text{ m}^2$$

Obteniéndose un total de longitud de membrana de **339, 72 m** y área de membrana de **154 m²**, por lo que para conseguir la concentración estipulada, el **bastidor** quedará formado por:

- 2 Módulos PO-9S
- 1 Módulo PFO-100 CONFIGURATIONS con 4 elementos PFO-100
- los tres módulos montados en serie.

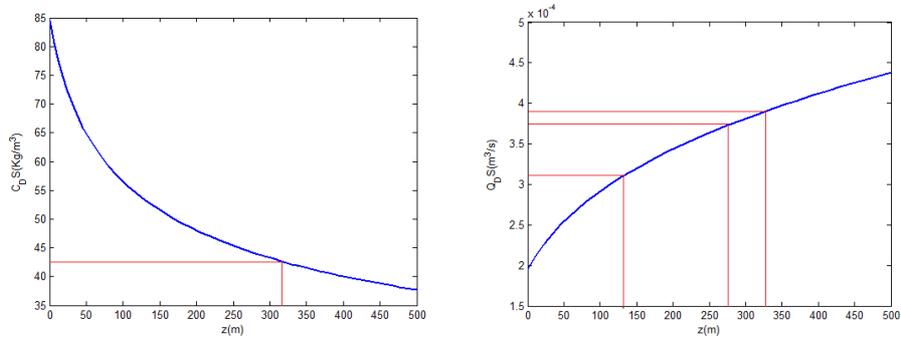


Figura. 84

INTERPOLACIÓN MODELO PARA CONSEGUIR UNA DILUCIÓN DE LA DS DEL 50%

Se calculan los caudales y las concentraciones de la DS y FS a la salida de cada módulo que componen el bastidor (Figura. 85) y Tabla 14:

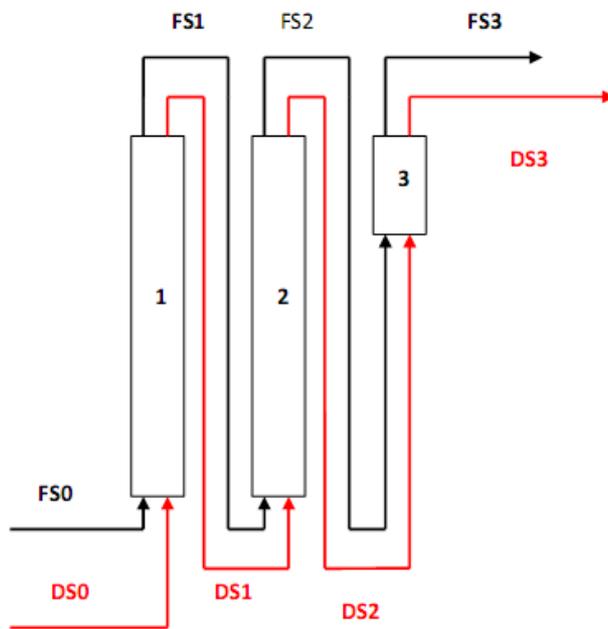


Figura. 85

**RESULTADO MODELO.- ESQUEMA FLUJO BASTIDOR PARA
UNA DILUCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DS AL 50%**

MODULO 1			
QDS0	1.954E-04	QDS1	3.108E-04
CDS0	8.444E+01	CDS1	5.308E+01
QFS0	7.795E-04	QFS1	6.641E-04
CFS0	6.199E+00	CFS1	7.276E+00
Q TRANSF	1.154E-04		

MODULO 2			
QDS1	3.108E-04	QDS2	3.732E-04
CDS1	5.308E+01	CDS2	4.420E+01
QFS1	6.641E-04	QFS2	6.017E-04
CFS1	7.276E+00	CFS2	8.031E+00
Q TRANSF	6.243E-05		

MODULO 3			
QDS2	3.732E-04	QDS3	3.908E-04
CDS2	4.420E+01	CDS3	4.221E+01
QFS2	6.017E-04	QFS3	5.841E-04
CFS2	8.031E+00	CFS3	8.273E+00
Q TRANSF	1.759E-05		

Tabla 14.- COCENTRACIONES (Kg/m^3) Y CAUDALES (m^3/s) DE LA DS Y FS,
Y TOTAL DE CAUDAL TRANSFERIDO A LA SALIDA DE CADA MÓDULO

Consiguiendo alcanzar la dilución del 50% en la salmuera (DS), pero con una concentración de FS muy baja de $8.273 \text{ Kg}/m^3$, por lo que se interpola de nuevo el modelo, para conseguir la concentración adecuada de los Lodos, resultando la solución colocar en paralelo tres bastidores iguales, por los que circula la FS en continuo y entra DS inicial a cada bastidor, con una longitud total de membrana de 1019.16 m correspondiente a un área de 462 m^2 (Figura. 86):

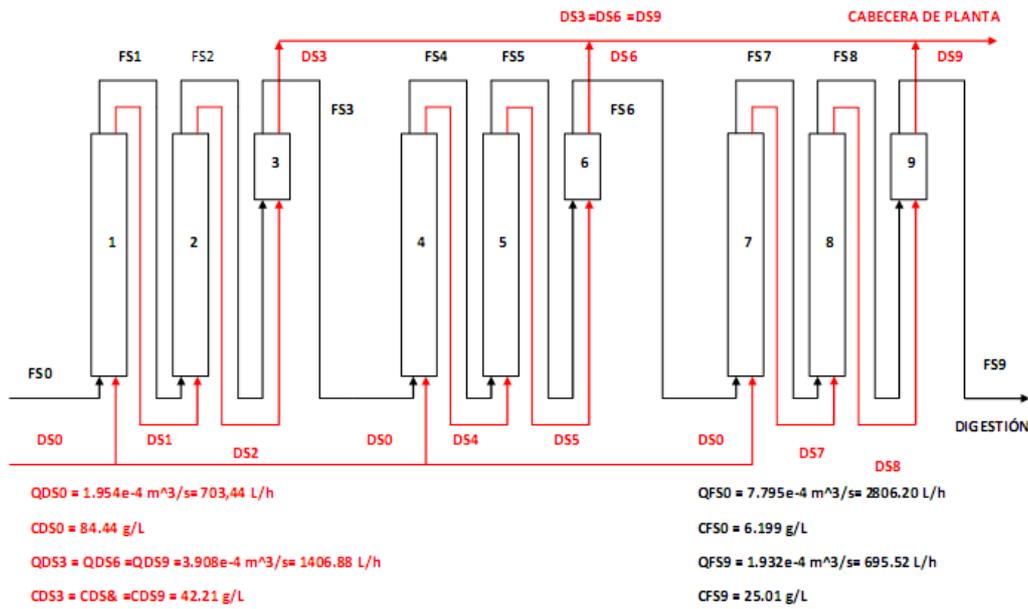


Figura. 86

RESULTADO MODELO.- ESQUEMA FLUJO

UNIDAD DILUCIÓN CONCENTRACIÓN DS AL 50% Y CONDNCENTRACIÓN FS 25 KG/M³

Resultando las corrientes de las diferentes unidades como se presentan en la Tabla 15, en la que los caudales expresados en m³/s, las concentraciones en kg/m³ y Q. TRANSF. representa el caudal de agua transferido de la FS a la DS en cada módulo:

BASTIDOR 1				BASTIDOR 2				BASTIDOR 3			
MODULO 1				MODULO 4				MODULO 7			
QDS0	1.954E-04	QDS1	3.108E-04	QDS0	1.954E-04	QDS4	3.108E-04	QDS0	1.954E-04	QDS7	3.108E-04
CDS0	8.444E+01	CDS1	5.308E+01	CDS0	8.444E+01	CDS4	5.308E+01	CDS0	8.444E+01	CDS7	5.308E+01
QFS0	7.795E-04	QFS1	6.641E-04	QFS3	5.841E-04	QFS4	4.687E-04	QFS6	3.886E-04	QFS7	2.732E-04
CFS0	6.199E+00	CFS1	7.276E+00	CFS3	8.273E+00	CFS4	1.031E+01	CFS6	1.243E+01	CFS7	1.768E+01
Q TRANSF	1.154E-04			Q TRANSF	1.154E-04			Q TRANSF	1.154E-04		
MODULO 2				MODULO 5				MODULO 8			
QDS1	3.108E-04	QDS2	3.732E-04	QDS4	3.108E-04	QDS5	3.732E-04	QDS7	3.108E-04	QDS8	3.732E-04
CDS1	5.308E+01	CDS2	4.420E+01	CDS4	5.308E+01	CDS5	4.420E+01	CDS7	5.308E+01	CDS8	4.420E+01
QFS1	6.641E-04	QFS2	6.017E-04	QFS4	4.687E-04	QFS5	4.062E-04	QFS7	2.732E-04	QFS8	2.108E-04
CFS1	7.276E+00	CFS2	8.031E+00	CFS4	1.031E+01	CFS5	1.189E+01	CFS7	1.768E+01	CFS8	2.292E+01
Q TRANSF	6.243E-05			Q TRANSF	6.243E-05			Q TRANSF	6.243E-05		
MODULO 3				MODULO 6				MODULO 9			
QDS2	3.732E-04	QDS3	3.908E-04	QDS5	3.732E-04	QDS6	3.908E-04	QDS8	3.732E-04	QDS9	3.908E-04
CDS2	4.420E+01	CDS3	4.221E+01	CDS5	4.420E+01	CDS6	4.221E+01	CDS8	4.420E+01	CDS9	4.221E+01
QFS2	6.017E-04	QFS3	5.841E-04	QFS5	4.062E-04	QFS6	3.886E-04	QFS8	2.108E-04	QFS9	1.932E-04
CFS2	8.031E+00	CFS3	8.273E+00	CFS5	1.189E+01	CFS6	1.243E+01	CFS8	2.292E+01	CFS9	2.501E+01
Q TRANSF	1.759E-05			Q TRANSF	1.759E-05			Q TRANSF	1.759E-05		

Tabla 15.- COCENTRACIONES Y CAUDALES DE LA DS Y FS, Y TOTAL DE CAUDAL TRANSFERIDO A LA SALIDA DE CADA MÓDULO

En la siguiente (Figura. 87), se representan las variaciones de los caudales y las concentraciones de ambas disoluciones en los diferentes bastidores hasta conseguir las concentraciones requeridas en el planteamiento del presente trabajo.

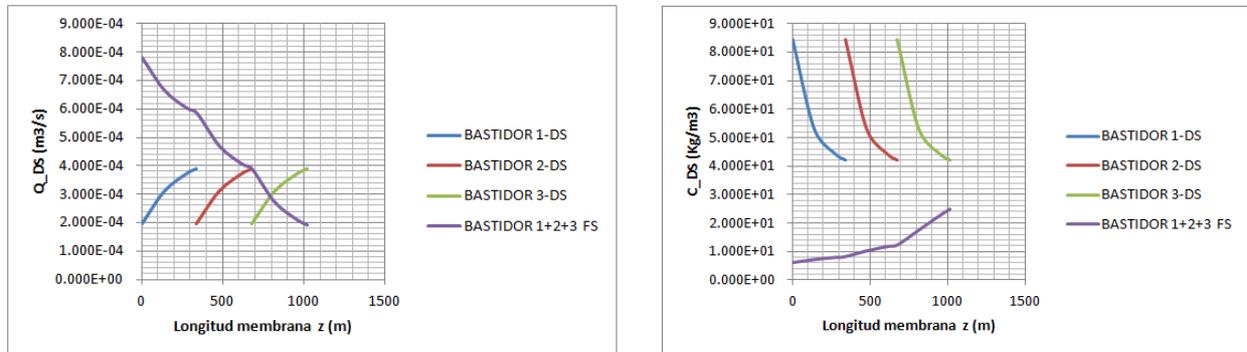


Figura. 87

VARIACIÓN DEL CAUDAL Y LA CONCENTRACIÓN DE LA FS Y DS CON LA LONGITUD DE LOS TRE BASTIDORES

Si se compara con el comportamiento que tendría si todos los bastidores estuvieran conectados en serie, (Figura. 88), se observa que el flux va disminuyendo con la longitud de la membrana, con lo cual disminuye la transferencia de agua desde la FS a la DS y no se alcanzarían los resultados requeridos:

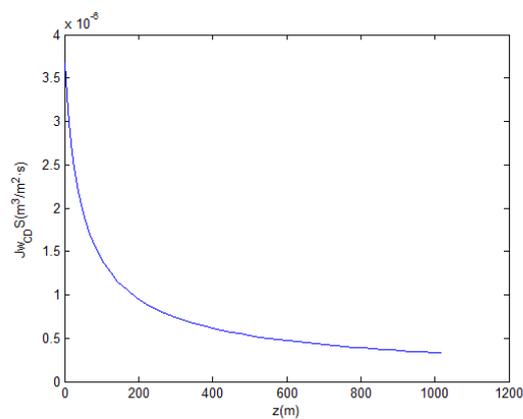


Figura. 88

VARIACIÓN DEL FLUX DS CON LA MISMA LONGITUD DE MEMBRANA EN SERIE

El Prototipo de FO para la concentración de Lodos quedará fijado según los siguientes parámetros de diseño obtenido del modelo matemático (Tablas. 16, 17 y 18):

DS - SALMUERA		
	ENTRADA	SALIDA
Caudal m ³ /s	1.954·10 ⁻⁴	3.908·10 ⁻⁴
Caudal m ³ /h	0.70	1.41
Concentración Kg/m ³	84.44	42.21
FA - LODOS		
	ENTRADA	SALIDA
Caudal m ³ /s	7.795·10 ⁻⁴	1.932·10 ⁻⁴
Caudal m ³ /h	2.80	0.695
Concentración Kg/m ³	6.199	25.01

Tabla.16.- PARÁMETROS PROTOTIPO.1

Se propone **un trabajo en continuo de 12h al día más 1 hora** de circulación de agua para la limpieza de las membranas.

La DS está conectada en paralelo en cada bastidor, es decir cada bastidor se alimenta con salmuera original a la entrada $0.70 \text{ m}^3/\text{h} * 12 \text{ h} = 8.44 \text{ m}^3 * 3 \text{ bastidores} = 25.32 \text{ m}^3$ al día, y a la salida $1.41 \text{ m}^3/\text{h} * 12 \text{ h} = 16.92 \text{ m}^3 * 3 \text{ bastidores} = 50.76 \text{ m}^3$ que irán a cabecera de planta.

DS - SALMUERA		
	ENTRADA	SALIDA
Volumen m³ al día	25.32	50.76
Concentración Kg/m³	88.44	42.21

Tabla. 17.- PARÁMETROS PROTOTIPO.2

La FS está conectada en serie en los tres bastidores, luego entrará $2.80 \text{ m}^3/\text{h} * 12 \text{ h} = 33.67 \text{ m}^3$ al día y saldrán $0.695 \text{ m}^3/\text{h} * 12 \text{ h} = 8.34 \text{ m}^3$, que pasarán a digestión, según EDAR.

FS - LODOS		
	ENTRADA	SALIDA
Volumen m³ al día	33.67	8.34
Concentración Kg/m³	6.199	25.01

Tabla.18.- PARÁMETROS PROTOTIPO.3

Si el caudal de lodos tratados en el Prototipo es de 33.67 m³ al día con una concentración de 6.199 Kg/m³, se calcula el lodo seco a tratar al día:

$$33.67 \text{ m}^3 / \text{día} \cdot 6.199 \text{ Kg/m}^3 = \mathbf{208.72 \text{ kg lodo seco/día}}$$

Una EDAR produce 0.083 Kg de Lodo seco por cada m³ de agua tratada/día [26], por lo que el Prototipo podría tratar lodos procedentes de una planta con un caudal diario de agua tratada de $208.72/0.083 = \mathbf{2515 \text{ m}^3/\text{día}}$.

No obstante se podría emplear en plantas:

- con un caudal superior, como ensayo piloto del tratamiento de sus lodos por FO y comparar con sus tratamientos habituales, y

- en plantas con inferior caudal, recalculando el modelo matemático y ajustando los parámetros del Prototipo a sus necesidades de caudal y concentración.

Por ello se adjunta un listado de EDARs (Tabla. 19) cercanas a nuestra ubicación geográfica, donde sería fácil su transporte e instalación, viene detallado por comarcas [27]:

COMARCA	EDAR	CAUDAL DE AGUA TRATADO (m3/día)	POBLACIÓN SERVIDA EN HABITANTES EQUIVALENTES (he)
LÁLCOIÀ	Bañeres	1.096	7.445
	Foia de Castalla	2.197	14.691
	Ibi	3.179	19.607
EL COMTAT	Alcoi	14.216	83.615
	Font de la Pedra	12.788	45.905
LA VALL D'ALBAIDA	Alfarrasí	2.577	12.486
	Albaida	2.067	8.065
	Ontinyent-Agullent	10.444	34.589
	Alacant (Rincón del León)	50.335	435.248

L'ALACANTÍ	Alacant (Monte Orgegia)	20.696	146.322
	Alacantí Norte	5.347	57.168
	Xixona	1.195	16.898
VINALOPÓ MITJA	Aspe	1.945	18.156
	Novelda - Monforte del Cid	3.654	27.049
	Valle del Vinalopó (Elda – Petrer – Sax)	11.541	107.612
ALT VINALOPÓ	Villena	7.252	37.222
LA MARINA ALTA	Calp	6.737	32.601
	Denia – El Verger	940	2.532
	Denia - Ondara	15.166	79.821
	Pego	1.176	4.000
	Teulada	1.227	7.460
	Xàbia	4.657	24.044
LA MARINA BAIXA	Altea	8.698	40.893
	Benidorm	37.995	274.376
	La Vila Joiosa	9.548	76.421
LA SAFOR	Gandía – La Safor	31.979	120.207
	Oliva	3.472	12.363
	Simat de la Valldigna	1.296	3.378
	Tavernes de la Valldigna	1.936	8.448
	Xeraco	3.472	12.363
LA RIBERA ALTA	Alberic	2.320	8.471
	Alcudia - Benimodo	4.100	24.102
	Algemesí	8.126	40.315
	Alzira	32.291	126.791
	Carlet	2.485	12.558
	Guardassuar	1.777	4.391
	Mancomunitat del Marquesat	1.053	8.092
	Vall dels Alcalans	1.585	7.538
LA RIBERA BAIXA	Albufera Sur	18.528	51.097
	Cullera	7.101	27.962
	Riola	1.856	2.619
	Sueca	9.354	21.073
	Sueca – El Perelló	1.942	4.758

Tabla. 19.- EDARs POR COMARCAS CERCANAS A ALCOI

El Diseño del Prototipo de FO para concentración de Lodo, quedará integrado en un Container de 20' HCDD condición CW/ apto para carga, CSC – homologado para

cualquier tipo de transporte por 5 años, suministrado por BALTICON CONTENEDORES S.L. y en él se integraran los siguientes equipos:

- 3 bastidores FO, formado cada uno por los siguientes módulos (Figura. 89):
 - 2 PFO-9S MÓDULO, de 63 m² de área de membrana por módulo y dimensiones 1650 mm x 530 mm, integrado por 9 elementos PFO-100.
 - 1 PFO-100 CONFIGURATIONS, de 28 m² de área de membrana por módulo y dimensiones 1000 mm x 530 mm, integrado por 4 elementos PFO-100.
 - Conectados en serie

Suministrados por la empresa PORIFERA



Figura. 89

BASTIDOR FO PORIFERA

- 5 Bombas centrífugas Xylem Flojet acoplamiento magnético, 160 L/min, 400w pueden trabajar en continuo e ideales para aplicaciones de transferencia de agua o químicas, incluso con sólidos, bombeo sin problemas de ácidos y álcalis, pueden manejar fluidos de -20°C hasta +80°C. suministradas por RS-AMIDATA, S.A. (Figura. 90).

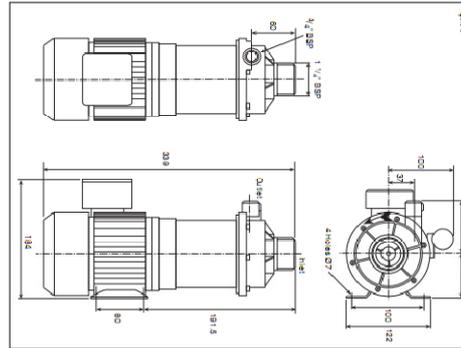


Figura. 90

BOMBA CENTRÍFUGA XYLEM 160 L/MIN

- 5 Variadores de frecuencia 0.4Kw, 0.2→400 Hz, 2.5 A, 200→240 V ac, IP 20, suministrados por la empresa RS-AMIDATA, S.A. (Figura.91).



Figura. 91

VARIADOR DE FRECUENCIA

- 5 Filtros Cintropur NW 32 conexión 1 1/4", caudal máximo 6.5 m³/h sistema de prefiltración ciclónica y tela filtrante NW 32/100 μm, suministrados por la empresa FILTEC DEPURADORAS, S.L. (Figura. 92).

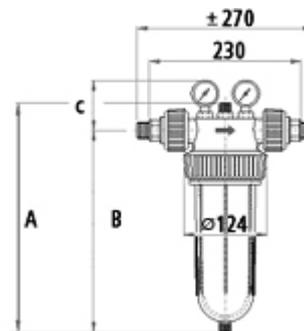


Figura. 92

FILTRO CINTROPUR NW 32 1 1/4" Y TELA FILTRANTE 32/100μm

- 4 Válvulas de control de caudal hidráulica de montaje en línea, RS Pro, 85 L/min, G 1 3/4", suministradas por la empresa RS-AMIDATA, S.A. (Figura. 93).

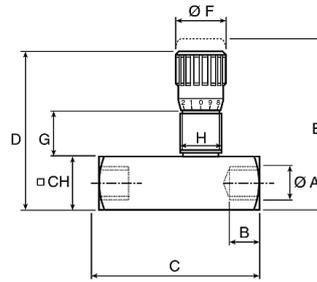


Figura. 93

VÁLVULA DE CONTROL HIDRÁULICA

- 4 Medidores de caudal hidráulico Parker UCC FM.26 322 119, BSP 3/4", 5L/min, 55L/min, suministrados por la empresa RS-AMIDATA, S.A. (Figura. 94).

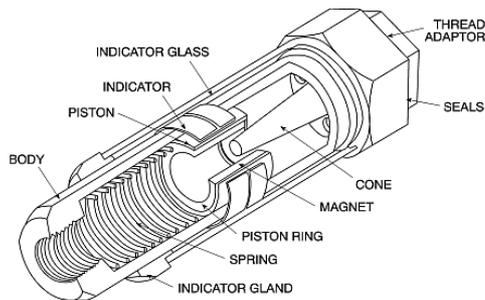


Figura. 94

MEDIDOR DE CAUDAL HIDRÁULICO

- 4 Depósitos Salmuera PVC de 1000 L, con jaula metal y palet, apilables dos a dos en vertical, medidas: 1153 x1200 x 1000 (alto, largo, ancho, en mm). Suministrado por MANUPLAS. (Figura. 95).



Figura. 95

DEPÓSITO SALMUERA

- Depósito de agua vertical fondo plano oval de 3000 litros Depósito PRPV (Poliéster reforzado con fibra de vidrio) oval de agua de 3000L medidas: r1=1; r2=0.5256; h=1.85 (m) fabricado a medida por HIDROASEVER. (Figura.96).



Figura. 96

DEPÓSITO AGUA

- Válvulas Genebre inox-ge esfera paso total 2 piezas $\frac{3}{4}$ " inoxidable, calidad industrial, y de $1\frac{1}{4}$ " y conectores cola de manguera $\frac{3}{4}$ " x 20 mm. Y conexión macho $\frac{3}{4}$ " de tubo roscado x 20 mm de acero inoxidable, suministrados por GENEBRE INOX-GE. (Figura. 97).



Figura. 97

VÁLVULAS ESFERA INOX Y CONEXIÓN MACHO DE TUBO ROSCADO DE $\frac{3}{4}$ " Y $1\frac{1}{4}$ "

- Tubería MDPE, ABS y PVC - Georg. Fischer, longitud 2m. PVC; \varnothing externo $1\frac{1}{4}$ ", grosor 3,2 mm. Cód RS 212-3931. Tubería MDPE, ABS y PVC - Georg. Fischer, longitud 2m. PVC; \varnothing externo $\frac{3}{4}$ ", grosor 2.5 mm. Cód RS 437-4894. Suministrada por RS-AMIDATA. (Figura. 98).



Figura. 98

TUBERIAS MDPE, ABS y PVC 1 ¼" y ¾"

- Codos para tubería rígida 90° PVC encolado - ¾". Modelo 12144 FIP; codos para tubería rígida 90° PVC encolado - 1 ¼". Modelo 12144 FIP; manguitos para tubería rígida PVC encolado - ¾". Modelo 12104 FIP, manguitos para tubería rígida PVC encolado - 1 ¼" Modelo 12104 FIP y abrazaderas Cobra PVC para tubería rígida PVC - 3/4" y 1 ¼". Modelos 12470 FIP. Suministrados por la empresa UNIÓN HIDRÁULICA. (Figura. 99).



Figura. 99

CODOS, MANGUITOS Y ABRAZADERAS PVC 1 ¼" y ¾"

En la (Figura. 100), se representa de forma esquemática el contenido de los equipos del Prototipo diseñado:



Figura. 100

ESQUEMA POTOTIPO FO CONCENTRACIÓN LODOS

La distribución en planta de los equipos más significativos en la (Figura. 101):

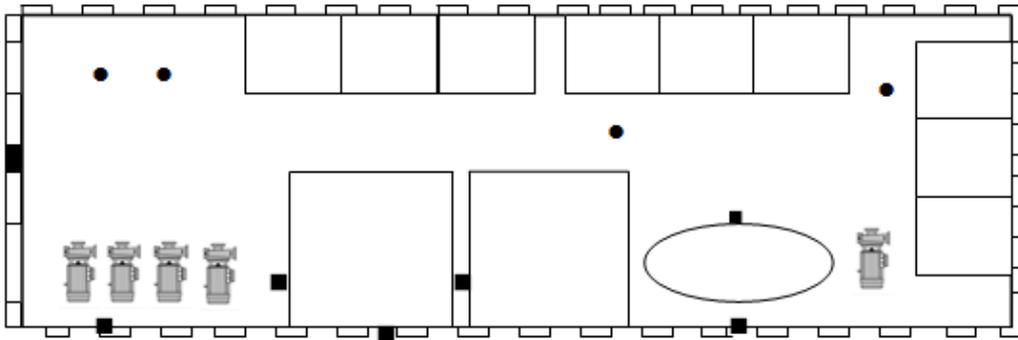


Figura. 101

DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

Y el diagrama de Flujo de todos los elementos que integran el Prototipo FO de concentración de Lodos. (Figura. 102):

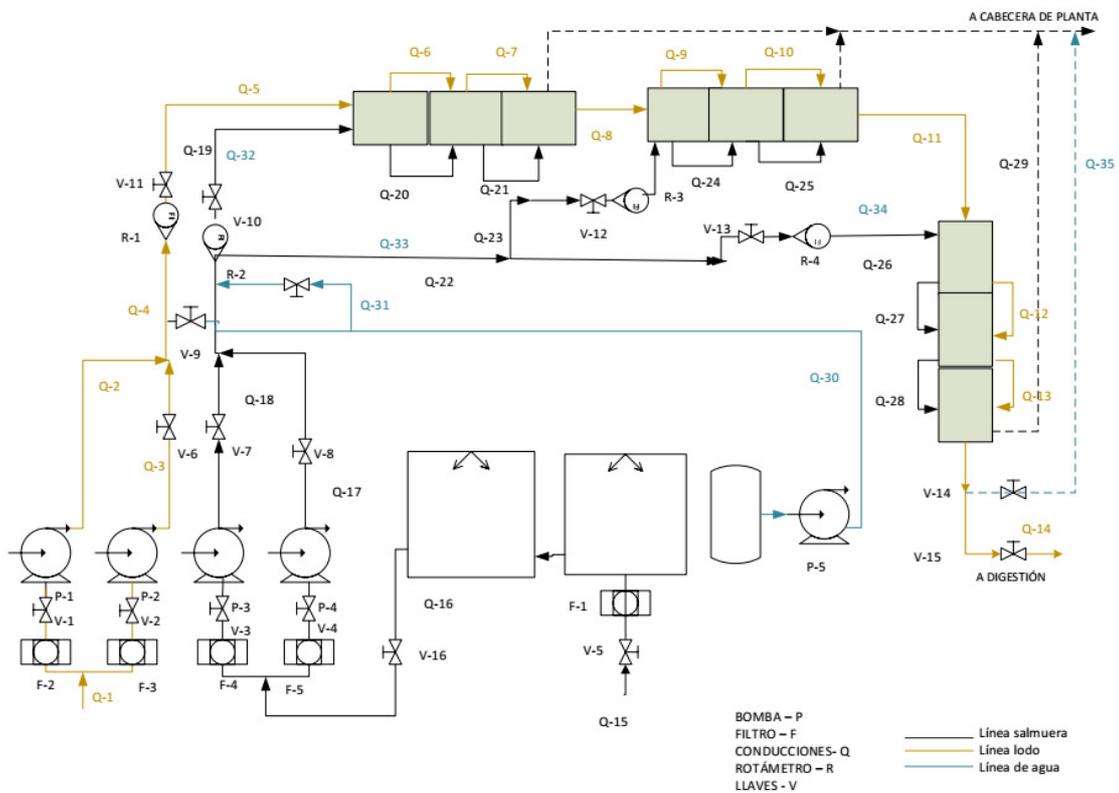


Figura. 102 DIAGRAMA DE FLUJO PROTOTIPO FO CONCENTRACIÓN LODOS

7.- PRESUPUESTO Y ESTUDIO ECONÓMICO

El presente presupuesto hace referencia al diseño de un Prototipo de FO para la concentración de Lodos. Debido a la índole del trabajo fin de grado, es decir, al no tratarse de un proyecto de desarrollo de una planta industrial, se ha adaptado la estructura del presupuesto y el estudio económico, de la forma que se ha considerado más óptima.

En todos los precios está incluido el 21% de I.V.A.

7.1.- DATOS PROYECTO:

7.1.1.- Identificación del proyecto.

Nombre	PROTOTIPO CONCENTRACIÓN LODOS CAMPUS ALCOI
--------	--

7.1.2.- Parámetros generales de diseño.

Caudal Lodo tratado (L/h)	2806.20
Caudal Lodo tratado (m ³ /h)	2.806
Funcionamiento de la planta (h/día) = (12 h producción + 1 h limpieza)	13
Volumen Lodo tratado/día (L)	33674.40
Volumen Lodo tratado/día (m ³)	33.67
Volumen Salmuera procesado/día (m ³)	25.32
Potencia necesaria en la planta (Kw) = (0.840 Kw producción + 0.440 Kw limpieza)	1.28
Consumo energía (Kw·h)	10.52
Consumo específico de energía en PROTOTIPO FO (Kw.h/L)	3.124·10 ⁻⁴
Consumo específico de energía en PROTOTIPO FO (Kw.h/m ³)	0.3124

7.1.3.- Variables económicas del proyecto.

Vida del proyecto (años)	10
(%) Interés 2.95	0.0295
Coste de la Energía (€/Kw.h)	0.10.-

7.1.4.- Costes de construcción.

Coste total relativo a toda la unidad de FO	187 958.99.-
---	--------------

7.1.5.- Costes de Energía.

Volumen Lodo tratado/año (m ³) (5 días/semana * 48 semanas)	8080.8
Energía anual necesaria (Kw.h)	2524.44
Total coste anual de Energía (€)	252.45.-

7.1.6.-Reemplazo de membranas y filtros.

Coste reemplazo membranas y filtros en los 10 años (Cada 5 años reponer membranas)	98 141.40.-
Tasa de reemplazo anual	9 814.14.-

7.1.7.-Amortización.

Financiación solicitada (€)	170000.00.-
Vida del proyecto (años)	10
% Interés 2.95	0.0295
Cuota mensual fija préstamo (€)	1 637.61.-
Total intereses	26 513.44.-
(1+i) ⁿ	1.337
CRF Capital Recover Factor: $[(1+i)^n - 1] / [i \cdot (1+i)^n]$	8.55
Cantidad anual amortizada 170 000/8.55	19 883.04.-

Alquiler Planta Trimestral	11 362.11.-
Viaje camión transporte planta EDAR 2 viajes IVA inc. + grúa	726.00.-
Transporte Salmuera 125 €/ 10m ³ Trimestral	23 400.00.-

7.2.- PRESUPUESTO.

COSTES DE CAPITAL O INVERSIÓN TOTAL			
Costes de capital directos (Construcción)			
UNIDAD	CONCEPTO	P.U. (€) IVA INCL.	
	Planta semi-industrial		
1	Container 20', medidas externas (2438x6060x2590 mm), capacidad 33.2 m ³ , peso total 24000 Ton. BALTICON CONTENEDORES S.L. Incluido transporte	3 273.05.-	3 273.05.-
	Total Planta semi-industrial		3 273.05.-
	Equipos sistema FO		

6	Módulos PFO-9S PORIFERA. Incluido transporte	25 644.98.-	153 869.89.-
3	Módulos PFO-100 CONFIGURATIONS PORIFERA. Incluido transporte	4 790.82.-	14 372.46.-
	Total Equipos sistema FO		168 242.35.-
	Instalaciones y equipos auxiliares		
5	Bomba centrífuga Xilem Flojet acoplamiento magnético, 160L/min, 230V. RS-AMIDATA	801.88.-	4 009.40.-
5	Variador de frecuencia, 0.4 kW, 0.2→400Hz, 2,5 A, 200→240V ac, IP20. RS-AMIDATA	176.20.-	881.00.-
4	Medidor de caudal hidráulico Parker UCC FM.26 322 119, BSP ¾, 5L/min, 55L/min	405.41.-	1 621.64.-
4	Válvula de control de caudal hidráulica de montaje en línea, RS Pro, G ¾", 85 L/min	134.63.-	538.52.-
15	Válvula esfera paso total 2 piezas ¾" de acero inoxidable. GENE BRE INOX-GE	18.40.-	276.00.-
50	Conexión macho ¾" de tubo roscado x 20 mm de acero inoxidable. GENE BRE INOX-GE	3.50.-	175.00.-
4	Depósito de 1000 L con jaula y palet (hierro + PVC) 318-SM13-UN. MANUPLAS, S.A.	315.00.-	1 260.00.-
5	Filtro Cintropur NW-32 1 ¼", 6,5 m3/h con todos los accesorios: 1 cartucho, 2 manómetros de glicerina, 1 llave de purga, 1 junta tórica, 1 tapa fijación, 1 hélice centrífuga, 1 llave abre vaso, 1 fijación mural. FILTEC DEPURADORAS, S.L.	255.13.-	1 275.65.-
5	Pack tela filtrante NW32/100 micras 5 (uds). FILTEC DEPURADORAS, S.L.	109.00.-	545.00.-
1	Depósito PRPV oval de agua de 3000L r1=1; r2=0.5256; h=1.85 (m). HIDROSERVER	727.21.-	727.21.-
10	Tubería MDPE, ABS y PVC - Georg. Fischer, longitud 2m. PVC; Ø externo 1 ¼", grosor 3,2 mm. Cód RS 212-3931. RS-AMIDATA	13.083.-	130.83.-
20	Tubería MDPE, ABS y PVC - Georg. Fischer, longitud 2m. PVC; Ø externo ¾", grosor 2.5 mm. Cód RS 437-4894. RS-AMIDATA	6.16.-	123.20.-
80	Codo para tubería rígida 90º PVC encolado - ¾". Modelo 12144 FIP.UNIÓN HIDRÁULICA	1.41.-	112.80.-
40	Manguito para tubería rígida PVC encolado - ¾". Modelo 12104 FIP.UNIÓN HIDRÁULICA	1.11.-	44.40.-
20	Codo para tubería rígida 90º PVC encolado - 1 ¼". Modelo 12144 FIP.UNIÓN HIDRÁULICA	1.41.-	28.20.-
10	Manguito para tubería rígida PVC encolado - 1 ¼". Modelo 12104 FIP.UNIÓN HIDRÁULICA	1.11.-	11.10.-
100	Abrazadera Cobra PVC para tubería rígida PVC - 3/4". Modelo 12470 FIP.UNIÓN HIDRÁULICA	1.10.-	110.00.-
50	Abrazadera Cobra PVC para tubería rígida PVC - 1 ¼". Modelo 12470 FIP.UNIÓN HIDRÁULICA	1.10.-	55.00.-
	Total Instalaciones y equipos auxiliares		11 924.95.-
	Sistemas eléctricos		
	Cuadro eléctrico de superficie formado por un	125.00.-	125.00.-

1	diferencial 2x25 A 30 mA, un interruptor Mag. 2x15 A (D) y cinco interruptores Mag. 2x10 A (C). RS-AMIDATA		
50	Metros de línea de Cu 3x1,5 mm ² bajo tubo rígido de 20 mm. Instalación tipo superficie, ya instalado RS-AMIDATA	5.50.-	275.00.-
10	Bases de Toma de corriente tipo suckko de 16 A del tipo superficie, ya instalado. RS-AMIDATA	13.00.-	130.00.-
4	Luminaria de LEDs lineal de superficie 300 mm, 10 W, 900 Lm, 30.000 H. Cód. SL-LIL-CDP50A10-W. GREENICE	15.55.-	62.20.-
4	Interruptor de superficie blanco 10A, 250V GSC Evolution , modelo 51350000. BRICOLEMAR	1.51.-	6.04.-
	Total Sistemas eléctricos		598.24.-
	Puesta a punto		
40	Horas mano de obra Oficial 1ª fontanería	42.35.-	1 694.00.-
40	Horas mano de obra Oficial 2ª fontanería	30.25.-	1 210.00.-
24	Horas mano de obra Oficial 1ª fontanería	42.35.-	1 016.40.-
	Total Puesta a punto		3 920.40.-
SUBTOTAL Costes de capital directos (Construcción)			187 958.99.-
Costes de capital indirectos			
	CONCEPTO		P.TOTAL(€)
	Costes de Ingeniería del proyecto		
	Ingeniería Preliminar y diseño de detalle		3 315.28.-
	Ensayos piloto, gestión y supervisión de la instalación Prototipo		2 211,28.-
	Total Costes Ingeniería del proyecto		5 526.56.-
	Desarrollo del Proyecto		
	Administración, contratación, gestión, de permisos ambientales y servicios legales.		1 317.42.-
	Total Desarrollo del proyecto		1 317.42.-
	Contingencias y seguros		2 301.00.-
SUBTOTAL Costes indirectos de capital			9 194.98.-
TOTAL COSTES DE CAPITAL			197 103.97.-
Financiación por Subvenciones			
	CONCEPTO		P.TOTAL(€)
	Subvenciones		
	A través de <ul style="list-style-type: none"> • THEC- TRANSFER UPV ó • Ayuda para proyectos de innovación de pyme. 		-30 000.00.-

	Actuación de innovación en TEICs (INNOVATEiC-CV) Referencia 57088		
	Total subvenciones		-30 000.00.-
SUBTOTAL Financiación por Subvenciones			
			-30 000.00.-
COSTE FINAL			
			167 103.97.-

7.3.- ESTUDIO ECONÓMICO

ESTUDIO ECONÓMICO PARA EL ALQUILER DE LA PLANTA			
Costes anuales de Operación y Mantenimiento			
CONCEPTO	€/mes	€/trimestre	€/año
Amortización préstamo	1 637.61.-	4 912.83.-	19 651.32.-
Mantenimiento	140.00.-	420.00.-	1 680.00.-
Repuesto filtros y módulos membranas	817.85.-	2 453.54.-	9 814.14.-
Seguro	268.87.-	806.61.-	3 226.44.-
Asistencia Técnica y asesoramiento, 20 h x 70€/h		1 400.00.-	5 600.00.-
Transporte Equipo camión 2 viajes y grúa		726.00.-	2 904.00.-
	TOTAL	10 718.98.-	42 875.90.-
	Beneficio industrial (6%)	643.14.-	2 572.55.-
		11 362.11.-	45 448.45.-

Se ha realizado un estudio de las EDAR cercanas a la ubicación geográfica del prototipo en Alcoi, cuyos caudales de tratamiento se ajusten a los parámetros de diseño del mismo, encontrando 44 plantas a las que podría dar servicio, ampliables a más zonas de la Comunidad Valenciana.

La viabilidad del presente Proyecto, radica en la realización de convenios UPV con las diferentes EDAR, para el alquiler trimestral o anual del Prototipo **11 362.11 € / trimestre y 45 448.45 €/anual**, que además de generar beneficios, en diez años llegaría a cubrir los gastos de financiación.

Suponiendo que el Prototipo funcione todo un año, produciría 8.8080.80 m³ de lodo seco y podría tratar lodos procedentes de una EDAR con un caudal de agua de 2.515 m³/día [26], en un año laborable (240 días), se tratarían 603600 m³, por lo que el **coste económico por m³ de agua tratada en la EDAR, sería de 45448.45€/603600 m³= 0.075 €/m³ de agua tratada.**

Resultando un coste energético de **0.3124 Kw.h/m³** de lodo tratado.

8.- CONCLUSIONES

- Se han adquirido las competencias específicas de la titulación Grado en Ingeniería Química, condensadas en este Trabajo Final de Grado.
- Se han cubierto los objetivos fijados en el presente TFG, tanto generales como específicos:
 - Determinando de forma experimental de las variables de diseño más importantes, flux, presión de trabajo, conversión del sistema y la concentración final del lodo, de **6.199** hasta **25.01 Kg/m³**, y diluyendo la salmuera desde **84.44** a **42.21 Kg/m³**.
 - Se ha caracterizado:
 - La Planta de Ósmosis Directa a escala de Laboratorio. A partir de la ecuación ajustada experimentalmente (Conductividad vs Concentración NaCl), **comprobando el balance de materia**.
 - La efectividad de la cara cativa de la membrana, frente a la disolución de alimento (FS) o a la disolución de arrastre (DS), para obtener el máximo flujo de agua. Determinando realizar los ensayos con la **cara activa enfrentada a la FS**.
 - El ensuciamiento de la membrana. Al comparar el flux de los dos ensayos realizados con diferente disolución de limpieza de circuitos y membrana, se observa la elevada disminución del flux en el ensayo tras la limpieza con NaOH al 1%, por lo que **se decide fijar la limpieza para los ensayos con lodo y salmuera original haciendo circular agua osmotizada**, para la limpieza de la membrana y las conducciones, **durante 15 minutos, vaciar depósitos y conducciones de bombeo y repetir la operación** con agua osmotizada, **por 15 minutos** más.
 - Evaluando el efecto de la variación de parámetros:
 - caudales de entrada de la FS y DS, para fijar los ensayos en la planta piloto, resultando óptimos: **2 L/min para el Lodo y 0.5 L/min para la salmuera**.
 - Al comparar la variación del flux, conductividad y pH en los ensayos a diferentes temperaturas, no se observan diferencias significativas, por lo que **se decide fijar la temperatura de trabajo en 20°C**, para los ensayos con lodos como FS.

La experimentación realizada en el laboratorio se puede considerar una herramienta eficiente, para el diseño industrial en procesos de FO.

- **Los modelos matemáticos implementados** a través de los resultados experimentales, han facilitado el diseño del Prototipo.
- Obteniendo los parámetros de diseño para el escalado de un Prototipo de FO. Con **caudales de lodo** tratados de **2.80 m³/h** y **8.44 m³/h/bastidor de salmuera**, para las condiciones fijadas de concentración /dilución.
- Realizando un presupuesto y estudio económico.

- El Prototipo diseñado permitirá la evaluación industrial del uso de la FO, para el espesamiento de lodos, en las etapas correspondientes de una EDAR, aunque en principio el Prototipo se ajusta a un Container estándar de 20", podría emplearse como etapa de espesamiento de lodos en pequeñas EDAR, urbanas e industriales, con un tamaño de hasta **2.514 m³/día**.

- La gran ventaja de la FO estudiada para este tipo de instalaciones radica en el bajo consumo energético **0.3 Kw.h/m³**, frente a más del **0.6 Kw.h/m³** [26], para depuradoras del mismo tamaño equivalente, con los procesos convencionales de tratamiento.

- A nivel personal cabe decir que tras haber cursado las asignaturas necesarias para obtener el Título de Grado en Ingeniería Química y el presente TFG, consiguiendo cubrir todas las competencias inherentes al mismo, tengo una gran satisfacción personal, de haber logrado la actualización de mis conocimientos en Ingeniería Química y sobre todo cubrir la necesidad de reincorporarme a una de las Líneas de Investigación en las que nuestro Departamento Ingeniería Química y Nuclear, tiene abiertas en el Campus de Alcoy, que revertirán en el desarrollo de mi vida profesional en el mismo.

Agradecer a mi familia, su apoyo, pedirles perdón por todas las horas que les he robado y a mis compañeros del departamento de Ingeniería Química y Nuclear, pues sin su ayuda y dedicación no creo que lo hubiese conseguido.

9.- BIBLIOGRAFÍA Y REFERENCIAS

10.- BIBLIOGRAFIA, REFERENCIAS.

- [1] M.Q.Niu, W.J.Zhang, D.S. Wang, Y.Chen, R.L. Chen. "Correlation of physicochemical properties and sludge dewaterability under chemical conditioning using inorganic coagulants Bioresour". *Technol.*, n_o 144 (2003), págs. 337-343.
- [2] Z. Wang, Z.Wu, J.Hua, X.Wang, H.Hua. "Application of flat – sheet membrane to thickening and digestion of waste activated sludge (WAS)". *J. Hazard. Mater.* n_o154 (2008), págs. 535-542.
- [3] J. García. *Artículo revista Ingeniería Química. Net, Oct. 2012.*
- [4] (Mityc) "El sector del biogás agroindustrial en España", *Sep. 2010.*
- [5] M. Mulder. "Basic Principles of membrane Technology". *Kluwer Academy Publishers. Dordrecht. 2001.*
- [6] T. Cath, a childress and M. Elimelech. "Forward osmosis: Principles applications and recent developments". *Journal of Membrane Science*, vol. 281, n_o 1-2, págs.70-87. *Sep 2006.*
- [7] A. Achilli, T.Y. Cath, and A.E. Childress. "Selection of inorganic - based draw solutions for forward osmosis applications". *Journal of Membrane Science*, vol. 364, n_o 1-2, págs. 233-241. *Nov 2010.*
- [8] J.R. Mc Cutcheon, R.L. Mc Ginnis, M. Elimelech (2005). "A novel ammonia - carbon dioxide forward osmosis desalination process". *Desalination*, n_o 174, págs. 1-11.
- [9] T.Y. Cath, N.T. Hancock, C.D. Lundin, C. Hprre-Jones, J.E. Drewes (2010). "A multi - barrier osmotic dilution process for simultaneous desalination and purification of impaired water". *Journal of Membrane Science*, n_o 362, págs. 417-426.
- [10] V. Sart'Anna, L.D.F. Marczak, I.C. Tessaro (2012). "Membrane concentration of liquid foods by forward osmosis: Process and quality view". *J.Food Eng.*, n_o 111, págs. 483-489.
- [11] X. Jin; J. Shan, C. Wang, J. Wei, C.Y. Tang (2012). "Rejection of pharmaceuticals by forward osmosis membranes". *J. Hazard Mater.*, n_o 227-228, págs. 55-61.
- [12] M. Xie, W.E. Price, L.D. Nghiem (2012). "Rejection of pharmaceutically active compounds by forward osmosis: Role of solution pH and membrane orientation". *Sep. Purif. Thecnol.*, n_o 93, págs. 107-117.
- [13] C. Klaysom, T.Y. Cath, T. Dpuydt, I.F.J Vankelecom (2013). "Forward and pressure retarded osmosis: potential solution for global challenges in energy and water supply". *Chem. Soc, Rev.* no 42, págs. 6959-6989.

- [14] A. Achilli, T.Y. Cath, A.E. Childress (2009 a). "Power generation with pressure retarded osmosis: An experimental and theoretical investigation". *Journal of Membrane Science*, n^o 343, págs. 42-52.
- [15] K. Gerstandt, K.V. Peinemann, S.E. Shilhagen, T.Thorsen, T. Holt (2008). "Membrane process in energy supply for an osmotic power plant". *Desalination*, n^o 224, págs. 64-70.
- [16] T. Thorsen, T. Holt (2009). "The potential for power production from salinity gradients by pressure retarded osmosis". *Journal of Membrane Science*, n^o 335, págs. 103-110.
- [17] S. Phuntsho, H.K. Shon, S. Hong, S.Lee, S. Vigneswaran (2011). "A novel low energy fertilizer driven forward osmosis desalinating for direct fertigation: Evaluating the performance of fertilizer draw solutions". *Journal of Membrane Science*, n^o 375, págs. 172-182.
- [18] HYDRATION TECHNOLOGY INNOVATIONS (2013). "HTI Forward Osmosis Solutions". [http: www.htiwater.com/technology/forward_osmosis/index.html](http://www.htiwater.com/technology/forward_osmosis/index.html).
- [19] S. Zhao, L.Zou; C.Y. Tang and D. Mulcahy (2012). "Recent developments in forward osmosis: Opportunities and challenges". *Journal of Membrane Science*, n^o 3396, págs. 1-21.
- [20] S. Zhao, L.Zou. "Relating solution physicochemical properties to internal concentration polarization in forward osmosis". *Journal of Membrane Science*, n^o 379, págs. 459-467.
- [21] L. Chekli, S. Phuntsho, H.K. Shon, S. Vigneswaran, J. Kandasamy, and A. Chanan. "A review of draw solutes in forward osmosis process and their use in modern applications". *Desalination and Water Treatment*, vol 46, no 1-3, págs 167-184 .2012.
- [22] S.Phuntsho,H.K. Shon, S. Hong, S.Lee, S. Vigneswaran, and J. Kandasamy. "Fertiliser draw forward osmosis desalination: the concept, performance and limitations for fertigation". *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, vol 2050, págs. 147-168, 2011.
- [23] <http://aguasresiduales.info/revista>
- [24] J. Lora, M.F. López, A. Abad, A.Valor. Sludge concentration by forward osmosis using brine. Instituto de Seguridad Industrial, Radiofísica y medioambiental. (ISIRYM). 2015.
- [25]<http://multimedia.dipusevilla.es/fundacionaceituna/documentos/libroaceitunamaqueta080411.pdf>

[26] Wastwater engineering: Collection, treatment, disposal. Metcalf & Eddy.
Editorial: New York : McGraw-Hill, 1972.

[27] <http://www.epsar.gva.es/sanejament/instalaciones/list-edar.aspx>

10.- ANEXOS

ÍNDICE ANEXOS	131
10.1.- CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS MEMBRANA PLANTA PILOTO Y PROTOTIPO	133
10.2.- ARCHIVOS INFORMÁTICOS	133
10.2.1.- ARCHIVOS EXCEL	133
10.2.2.- ARCHIVOS MATLAB	134
10.2.2.1- Archivos adquisición de datos	134
10.2.2.2.- Densidad_agua.m	136
10.2.2.3.- Script_calculos_tfg_PO_Conc_Antonia.m	136
10.2.2.4.- Scripts Celda experimental:	138
10.2.2.4.1.- Script_datos_celdaexperimental_1.m	138
10.2.2.4.2- Script_principal_celdaexperimental_1.m	139
10.2.2.4.3- EDOs_1.m	141
10.2.2.5.- Scripts para un módulo PFO-100 celda industrial:	141
10.2.2.5.1.- Script_datos_escalado_un_modulo_celdaindustrial.m	141
10.2.2.5.2.- Script_principal_escalado_un_modulo_celdaindustrial.m	142
10.2.2.5.3.- EDOs_1.m	144
10.2.2.6.- Scripts para escalado celda industrial:	145
10.2.2.6.1.-Script_datos_escalado_celdaindustrial_1.m	145
10.2.2.6.2.- Script_principal_escalado_celdaindustrial_1.m	145
10.2.2.6.3.- EDOs_1.m	147
10.3.- EQUIPOS E INSTALACIONES	148
10.3.1.- CONTAINER. BALTICON CONTENEDORES, S.L.	148
10.3.2.- EQUIPOS FO. PORIFERA. (http://www.poriferanano.com/).	150
10.3.2.1.- PFO-100 ELEMENT. PFO-100 CONFIGURATIONS	150

10.3.2.2.- PFO-9S MODULE	152
10.3.3.- BOMBA CEBTRÍFUGA XYLEM FLOJET ACOPLAMIENTO MAGNÉTICO, 160 L/MIN. RS-AMIDATA S.A	154
10.3 4. -VARIADOR DE FRECUENCIA 0.4 Kw, 0.2→400 Hz. RS –AMIDATA.	156
10.3.5. – FILTRO CINTROPUR NW32 1 ¼". FILTEC DEPURADORAS, S.L.	158
10.3.6. – VÁLVULA DE CONTROL DE CAUDAL HIDRÁULICA DE MONTAJE EN LINEA, RS Pro, G ¾, 85 L/min. RS – AMIDATA S.A	160
10.3.7. – MEDIDOR DE CAUDAL HIDRÁULICO PARKER UCC FM.26 322 119, ¾, 5 L/min, 55 L/min. RS – AMIDATA S.A.	161
10.3.8. – DEPÓSITO SALMUERA DE 1000 L CON JAULA METÁLICA Y PALET. MANUPLAS.	163
10.3.9. – DEPÓSITO DE AGUA 3000 L VERTICAL FONDO PLANO. HIDROSERVER.	164
10.3.10.- VÁLVULA ESFERA PASO TOTAL 2 PEZAS ¾"Y1 ¼" INOX. MACHO CONEXIÓN DE TUBO ROSCADO DE ACERO INOX ¾" Y 1 ¼" x20 mm.	164
10.3.11.- Tubería MDPE, ABS y PVC - Georg. Fischer, longitud 2m. PVC; Ø externo 1 ¼", grosor 3,2 mm. Cód RS 212-3931. Tubería MDPE, ABS y PVC - Georg. Fischer, longitud 2m. PVC; Ø externo ¾", grosor 2.5 mm.	165
10.3.12.- Codos para tubería rígida 90º PVC encolado - ¾". Modelo 12144 FIP; codos para tubería rígida 90º PVC encolado - 1 ¼". Modelo 12144 FIP; manguitos para tubería rígida PVC encolado - ¾". Modelo 12104 FIP, manguitos para tubería rígida PVC encolado - 1 ¼" Modelo 12104 FIP y abrazaderas Cobra PVC para tubería rígida PVC - 3/4" y 1 ¼". Modelos 12470 FIP. Suministrados por la empresa UNIÓN HIDRÁULICA.	166
10.4.- VARIOS	167
10.4.1.- SEGURO DAÑOS EXTERNOS PROTOTIPO.- ALLIANZ	167
10.4.2.- PRESUPUESTO GRUAS CATALÁ	169
10.4.3.- TRANSPORTE SALMUERA	170
10.4.4.- CUADRO AMORTIZACIÓN PRÉSTAMO 220 000.- € AL 2.95% INTERÉS, CUATO FIJA. PERÍODO 10 AÑOS	170
10.4.5.- SOLICITUD SUBVENCIÓN	174
10.4.5.1.- Thec-Transfer UPV.	174
10.4.5.2.- Convocatoria ayudas en materia de eficiencia energética industria y edificios 2017. IVACE Energía. Generalitat Valenciana.	175

10.1.- CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS MEMBRANA PLANTA PILOTO Y PROTOTIPO



H2i OsMem™ CTA-ES Membrane

Features:

- The OsMem™ CTA-ES Membrane is H2i's fouling resistant and most chlorine resistant FO membrane with an embedded support.
- The OsMem™ CTA-ES Membrane is used in all spiral-wound FO elements that use CTA (Expedition, HydroWell, and 2521FO-CTA, 4040FO-CTA, and 8040FO-CTA).
- The OsMem™ CTA-ES Membrane is cast on 40" (1-m) wide rolls.
- The OsMem™ CTA-ES Membrane coupons are shipped "dry," where vegetable-based glycerin replaces the water.

Typical FO Performance (Rejection Layer Contacting Feed):

- Water Permeation: 5.3 GFD (gallons per square foot each day) (9.0 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99%

Test Conditions: Feed: 1 gpm (4 lpm) tap water at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.40 gal (1.5 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa). Draw: 7 gpm (26 lpm) 1 M NaCl (58.5 g/L) at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-in (0.76 mm) diameter-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm) with an initial volume of 0.26 gal (1.0 L)). Membrane Area: 0.22 ft² (0.020 m²). Rejection: $(1 - [\text{mol NaCl transferred to feed}] / (\text{L water removed})) (1 M)$

Typical uPRO™ Performance (Rejection Layer Contacting Draw Solution):

- Water Permeation: 7 GFD (gallons per square foot each day) (12 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99%

Test Conditions: Feed: 7 gpm (26 lpm) tap water at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-in (0.76 mm) diameter-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm) with an initial volume of 0.26 gal (1.0 L)). Draw: 1 gpm (4 lpm) 1 M NaCl (58.5 g/L) at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.2 gal (0.8 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa). Membrane Area: 0.22 ft² (0.020 m²). Rejection: $(1 - [\text{mol NaCl transferred to feed}] / (\text{L water removed})) (1 M)$

*uPRO: unpressurized Pressure Retarded Osmosis membrane orientation



H2i OsMem™ CTA-ES Membrane (page 2)

Operating Limits and Guidelines:

- Membrane Requirements:** Membrane coupons are shipped in glycerin. Should be soaked in water for 30 minutes prior to use. After glycerin extraction, membranes must be kept moist at all times. Do not allow to freeze. Exercise care in handling.
- Membrane Type:** Cellulose Triacetate (CTA) with embedded polyester screen support
- Maximum Operating Temperature:** 160°F (71°C)
- Maximum Transmembrane Pressure:** 10 psi (70 kPa), if supported
- pH Range:** 3 to 8
- Maximum Chlorine:** 2 ppm
- Cleaning Guidelines:** Use only cleaning chemicals approved for CA/CTA RO membranes
- Storage Guidelines:** Store out of direct sunlight with a couple mL of water

FO Membrane Notes:

The membrane is initially cast on rolls. On a roll, the rejection layer is to the inside of the roll and is the shiny side; on drying, the membrane will curl towards the rejection layer.

FO membranes behave similarly to RO membranes in that dissolved gases are not rejected well. Their ions are rejected, but the (often small) fraction that exists as a dissolved gas is not rejected. Small polar, water-soluble organics, such as urea, methanol, and ethanol, are also not rejected well.

Brief Startup Description:

If the process is being run with the draw solution contacting the rejection layer (uPRO), make sure that there is water in the cell on the supported side to draw from. Start the pump on the unsupported side. Adjust the flowrate with the inlet valve and the exit pressure to 5 psi (35 kPa) with the exit valve. Start the side with the membrane support and adjust to the desired inlet pressure of 2 psi (15 kPa). Monitor volume or weight changes, temperature, and concentrations with time.

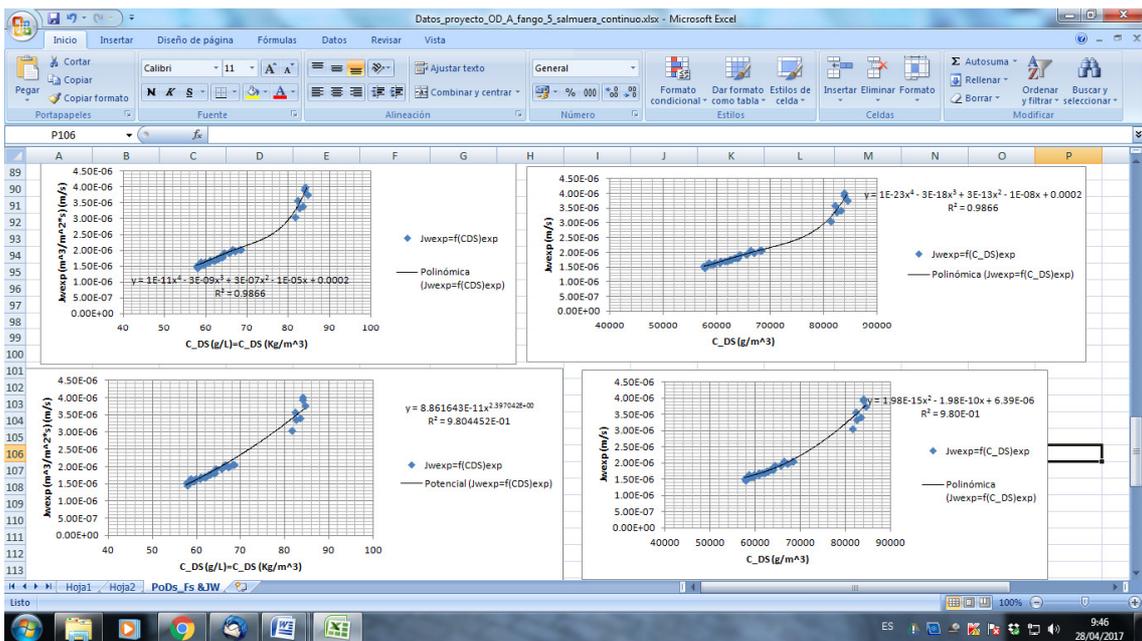
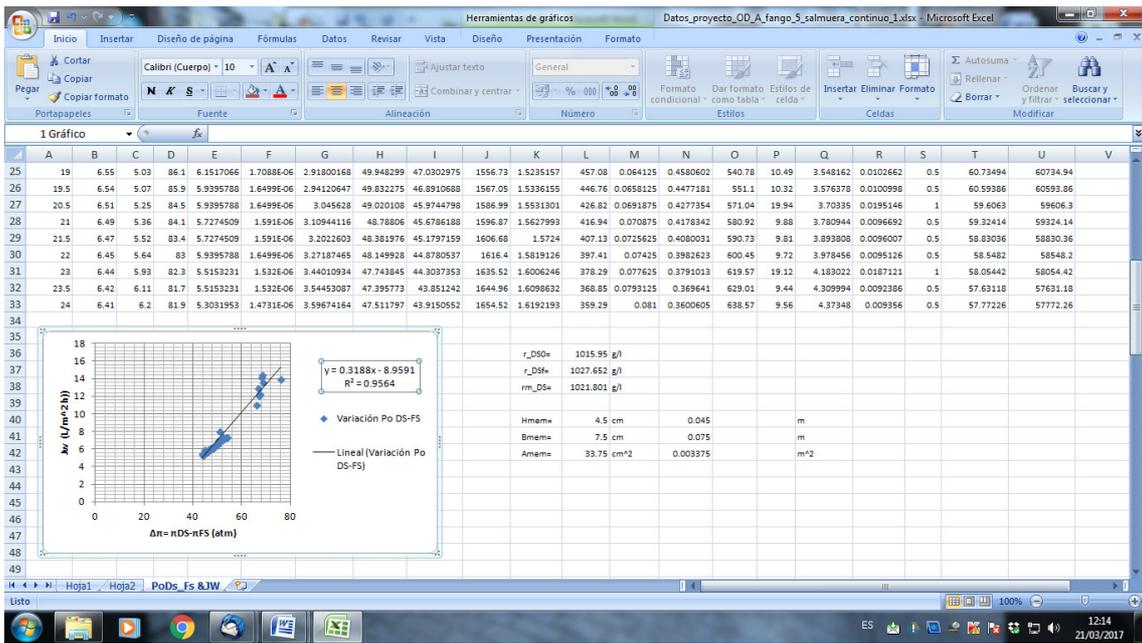
Brief Shutdown Descriptions:

Turn off the pumps and drain the high osmotic pressure solution first. Then drain the low osmotic pressure solution. Rinsing is recommended. The membrane can be stored in the cell – preferably drained.

10.2.-ARCHIVOS INFORMÁTICOS

10.2.1.- ARCHIVOS EXCEL

- Datos_proyecto_OD_A_fango_5_salmuera_continuo.xlsx



10.2.2- ARCHIVOS MATLAB

10.2.2.1.- Archivos adquisición de datos.-

Datos_OD_txt_a_xlsx.m

```
%Lectura de datos de un archivo texto
% Se almacenan los datos experimentales
```

```
clear
```

```

clc

%preguntar nombre de archivo
disp('La primera parte del programa es la toma de datos.')
disp('Nos pide el nombre del archivo .txt de donde vamos a tomarlos
datos')
nombarchivo=input('Dame el nombre del archivo txt transformado,
entrecorillado ''= ''')...
% captura de datos -----
data=load(nombarchivo);
[f,c]=size(data); % leemos el numero de datos (filas)
Temp=20;% temperatura (°C)
disp ('delta_t es el incrento de tiempo en horas')
delta_t=(data(5,11)-data(4,11))/3600
% Incremento de tiempo (s)
tiempo=data(:,11);
tiemp_horas=tiempo/3600;
%área=input('Dame el área de la membrana (m2) =')
area=0.0034;%área de la membrana del modulo de dos membranas m2)
% -----
disp('El programa solo toma los datos de la balanza de la disolución')
disp('que está conectada a la bomba peristáltica, porque son más
estables.')
disp('Si queremos los datos de la otra balanza, hay que cambiar el
programa')

%chequeamos los valores de la balanza para descartar los errores
m1=data(:,5); % Balanza 1 (gr)

disp('La figura 1 nos ayuda a comprobar que todos los datos son
correctos')
disp('y el experimento es OK')

figure(1)
plot(135álcu_horas,m1,'rx-')
xlabel('t (h)');
ylabel('Masa balanza 2 (g)');

%-----Cálculo de diferencias entre datos -----
for i=1:f
    if isnan(m1(i))
        m1(i)=0.;
    else
        m1(i)= m1(i);
    end
end

%cálculo de los incrementos de masa y eliminación de errores

    for i=2:f
        if(m1(i)==0 | m1(i-1)==0 | m1(i)< m1(i-1) | m1(i)<0 | m1(i-1)<0
| m1(i)-m1(i-1)>1)
            delta_m1(i)=0;
        else
            delta_m1(i)=m1(i)-m1(i-1);
        end
    end

%cálculo de los fluxes (L/m2·hr)

```

```

for i=2:f
    j1(i)=delta_m1(i)/(area*(densidad_agua(Temp))*delta_t);

    end
%ordenar los datos filtrados fase I
nt1=0;
for i=1:f
    if(j1(i) ~=0)
        nt1=nt1+1;
        j1mod1(nt1)=j1(i);
        tmod11(nt1)=tiempo(i);
    else
        continue
    end
end

% -----
%ordenar los datos filtrados fase II. Margen de desviación +-25%
mt1=0;
j1mod2(1)=j1mod1(1);% j1ref=j1mod1(1);
for i=2:nt1-1
    rj1=j1mod1(i)/j1mod1(i-1);
    if(rj1>= 0.75 & rj1<=1.25)
        mt1=mt1+1;
        j1mod2(mt1)=j1mod1(i-1);
        tmod12(mt1)=tmod11(i-1);
    else
        continue
    end
end

%Tiempo en horas
tmod12_h=tmod12/3600;
% -----GRAFICOS SIN FILTRAR-----
disp('La figura 2, nos muestra los datos del flux vs tiempo,')
disp('con los datos ya filtrados, se ha eliminado con un margen de
desviación del 25%')
figure(2)
plot(tmod12_h, j1mod2, 'rx-')
    %axis([136álcu_horas(1,1) 136álcu_horas(length(136álcu_horas))
0 j1filt(1,1)+5])
    xlabel('t (h)');
    ylabel('Flux (L/m2·h)');

% -----Exportar datos-----
disp('El siguiente paso es exportar los datos a un archivo de 136álcu,
')
disp('en el archivo que queramos y la hoja que elijamos. ')
disp('Si no lo tenemos creado, Matlab lo crea.')
disp('Si tenemos el archivo de Excel creado, este no debe estar
abierto, dara un error')
disp('debe estar entrecomillado('') y con la extensión (xlsx o
xls)=')
filename= input('Dame el nombre del archivo de 136álcu donde quieres
exportar los datos =')
Hoja=input('Dame la hoja donde debes exportar los datos =')

```

```

%filename = 'Prueba_OD.xlsx';
A = tmod12_h';
xlRange = 'A1';
xlswrite(filename,A,Hoja,xlRange)

%filename = 'Prueba_OD.xlsx';
B = jlmod2';
x2Range = 'B1';
xlswrite(filename,B,Hoja,x2Range)

C = 137álcul_horas;
x3Range = 'C1';
xlswrite(filename,C,Hoja,x3Range)

D = m1;
x4Range = 'D1';
xlswrite(filename,D,Hoja,x4Range)

```

10.2.2.2.- Densidad_agua.m

```

function dens=densidad_agua(T)
dens=0.000033813*T^3 - 0.0074926*T^2 + 0.05274*T + 999.96;
end

```

10.2.2.3.- Script_calculos_tfg_PO_Conc_Antonia.m

```

% SCRIPT CÁLCULOS TFG ANTONIA
clear all
close all
clc
% 1.-IMPORTAR DATOS
datos_cdt=xlswread('Ensayo_cdt_E_L5.xlsx');%C1=t(h);C2=t(min);C3=cdt_FS
(mS/cm);C4=cdt_DS(mS/cm);jw_experimental(L/m2*h);
datos_jw=load('Ensayo_5_A_f_0.5_SALMU_24h_120416_1.txt');

% 2.-CONCENTRACIONES

%2.1.-Datos
t_h=datos_cdt(:,1);
t_min=t_h/60;
pendiente_cdt=0.7054;%Pendinte recta calibración en (g/L) frente a
(mS/cm)
cdt_FS=datos_cdt(:,3);
cdt_DS=datos_cdt(:,4);
Pmol_NaCl=58.5;%Peso molecular NaCl
ro_FS=998.29;%Densidad inicial de la FS a 20°C= densidad del agua a
esa temperatura, que es la que se transfiere en (g/L)
%2.2.-Cálculos
C_FS_g_L=cdt_FS*pendiente_cdt;%Concentración FS en (g/L)=(Kg/m^3)
C_FS_mol_L=C_FS_g_L/Pmol_NaCl;%Concentración FS en (mol/L)

```

```
C_DS_g_L=cdt_DS*pendiente_cdt;%Concentración DS en (g/L)=(Kg/m^3)
C_DS_mol_L=C_DS_g_L/Pmol_NaCl;%Concentración DS en (mol/L)
```

```
%%3.-PRESIONES OSMÓTICAS
```

```
%%3.1.-Datos
```

```
n=2;%Factor de Van't Hoff (soluto NaCl)
R=0.08205746;%Constante de los gases en (atm*L/mol°K)
T_FS=20+273.15;%Temperatura FS experimento (°K)
T_DS=20+273.15;%Temperatura DS experimento (°K)
```

```
%%3.2.-Cálculos
```

```
Po_FS_atm=n*C_FS_mol_L*R.*T_FS;%Presión osmótica FS en (atm)
Po_FS_Pa=Po_FS_atm*101325;%Presión osmótica FS en (Pa)
Po_DS_atm=n*C_DS_mol_L*R.*T_DS;%Presión osmótica DS en (atm)
Po_DS_Pa=Po_DS_atm*101325;%Presión osmótica DS en (Pa)
```

```
%%3.3.-Gráfica 1
```

```
figure(1)
plotyy(t_h,Po_FS_atm,t_h,Po_DS_atm)
title('Variación de la Presión Osmótica'),
legend('Po_FS (atm)', 'Po_DS (atm)'),
xlabel('tiempo (h)'),
ylabel('Presión Osmótica (atm)'),
grid,
```

```
%%.-jw frente a la variación de la presión osmótica de DS y FS
```

```
Variacion_Po=Po_DS_atm-Po_FS_atm;
```

```
jw_experimental=datos_cdt(:,5);
```

```
%%3.4- Gráfica 2
```

```
figure(2)
plot(Variacion_Po, jw_experimental)
title('jw experimental vs Variación Presión Osmótica(DS-FS) '),
xlabel('Variacion Po (atm)'),
ylabel('jw experimental(L/m2h)'),
grid,
```

10.2.2.4.- Scripts Celda experimental:

10.2.2.4.1.- Script_datos_celdaexperimental_1.m

```
%% DATOS
```

```
%Parámetros
```

```
%Condiciones iniciales
```

```
w=0.038;%Ancho de la celda industrial(m)
h=0.000256;%Profundidad de la celda industrial (m) global espesor
módulo
l=0.085;%Largo de la celda industrial (m)
S_canal_entrada=w*h %Área del canal de entrada celda industrial
```

```
%Condiciones iniciales partiendo de la velocidad
```

```
v0_DS=0.857;%Velocidad_DS (m/s)= Q0_DS/S_canal_entrada
Q0_DS=v0_DS*S_canal_entrada%Caudal_DS (m3/s)
z0=0 % m Entrada a la membrana
C_DS0=84.43638;% Concentración_inicial_DS (g/L=Kg/m^3)
```

```
%Variable independiente final
```

```
zf=0.09;%Supongo m, en realidad 0.085m
```

10.2.2.4.2.- Script_principal_celdaexperimental_1.m

```
% Short phrase, maximum one line, that identifies the file content

% File name

% © 2016 Salvador C. Cardona

% Explain what this file does

clc
clear all
close all

disp(' ');
disp('*****');
disp('*   PROGRAM HEADER   *');
disp('*****');

%% DATA READ AND ACQUISITION

% Read data file and automatically create param structure.

Script_datos_celdaexperimental_1

variables_workspace=whos;
num_variables=length(variables_workspace);
for i=1:num_variables

eval(['param.',variables_workspace(i).name,'=',variables_workspace(i).
name, ';']);
end

%% DEFINE ADDITIONAL NEEDED FUNCTIONS

% Define additional functions needed for ODE's system solving

%% ODE SYSTEM SOLVING

% Initial conditions for ODE system. Assign the particular initial
% conditions to the generic initial conditions Y0

Y0=[Q0_DS,C_DS0];

% Define the generic integration interval Xspan=[Xmin Xmax].
% Other option is Xspan=[Xmin X1 X2 ... Xmax]

Xspan=[0 zf];

% Identify the ODE system

f=@(X,Y) EDOs_1(X,Y,param);
```

```

% Solve the ODE system and assign the results to the particular
dependent
% variables. By default MaxStep=(Xspan(end)-Xspan(0))/10.

%opciones=odeset('RelTol',1e-16,'AbsTol',1e-
16,'Refine',10,'MaxStep',[]);
[Xsim,Ysim]=ode45(f,Xspan,Y0);

zsim=Xsim;
Q_Dssim=Ysim(:,1);
C_Dssim=Ysim(:,2);
Jw_C_DS=(8.861643e-11)*(C_Dssim.^2.397042);

%% ADDITIONAL DATA MANIPULATION

% Additional variables are calculated or save data to an ASCII file.

%% PLOT VARIABLES

figure(1)

subplot(3,1,1);
plot(zsim,C_Dssim);
xlabel('z(m)');
ylabel('C_DS(Kg/m^3)');

subplot(3,1,2);
plot(zsim,Q_Dssim);
xlabel('z(m)');
ylabel('Q_DS(m^3/s)');

subplot(3,1,3);
plot(zsim,Jw_C_DS);
xlabel('z(m)');
ylabel('Jw_C_DS(m^3/m^2·s)');

figure(2)
plot(zsim,Jw_C_DS);
xlabel('z(m)');
ylabel('Jw_C_DS(m^3/m^2·s)');

figure(3)
plot(C_Dssim,3600000*Jw_C_DS);
xlabel('C_DS(g/L)');
ylabel('Jw_C_DS(L/m^2·h)');

figure(4)
plot(C_Dssim,Jw_C_DS);
xlabel('C_DS(g/L = Kg/m^3)');
ylabel('Jw_C_DS(m^3/m^2·s = m/s)');

% funcionflux=spline(zsim,Jw_C_DS)
% Jw=ppval(funcionflux,zsim);
% Jwi=@(z)ppval(funcionflux,zsim)
% Caudal=(integral(Jwi,0,zf))
caudal2=w*trapz(zsim,Jw_C_DS)

```

10.2.2.4.3.- EDOs_1.m

```
% Short phrase, maximum one line, that identifies the file content

% File name (= function name)

% © 2016 Salvador C. Cardona

function dYdX=EDOs_1(X,Y,param)

% Automatically extract parameters from param structure

nombres_variables=fieldnames(param);
longitud_param=length(nombres_variables);
for i=1:longitud_param
    eval([nombres_variables{i}, '=param.', nombres_variables{i}, ';' ]);
end

% Assign generic independent variable X to the particular one

z=X;

% Assign generic dependent variables Y to the particular ones

Q_DS=Y(1); %Caudal
C_DS=Y(2); % concentración salmuera

% Write the ODE system

dQ_DSdz=((8.861643e-11)*(C_DS^2.397042))*w;
dC_DSdz=-(w/Q_DS)*(C_DS)*((8.861643e-11)*(C_DS^2.397042));

% Assign particular ODE left hand side to the generic dYdX (vector
column)

dYdX=[dQ_DSdz;dC_DSdz];

end
```

10.2.2.5.- Scripts para un módulo PFO-100 celda industrial:

10.2.2.5.1.- Script_datos_escalado_un_modulo_celdaindustrial.m

```
%% DATOS

%Parámetros

%Condiciones iniciales
```

```

w=0.4536;%Ancho de la celda industrial(m)
h=0.5025/1000;%Profundidad de la celda industrial (m) global espesor
módulo
l=0.3858;%Largo de la celda industrial (m)
S_canal_entrada=w*h %Área del canal de entrada celda industrial

%Condiciones iniciales partiendo de la velocidad

v0_DS=0.857;%Velocidad_DS (m/s)= Q0_DS/S_canal_entrada
Q0_DS=v0_DS*S_canal_entrada%Caudal_DS (m3/s)
z0=0 % m Entrada a la membrana
C_DS0=84.43638;% Concentración_inicial_DS (g/L=Kg/m^3)

%Variable independiente final
zf=15.43;%Supongo 40 membranas * 0.3858 m = 15.43 m

```

10.2.2.5.2.- Script_principal_escalado_un_modulo_celdaindustrial.m

```

% Short phrase, maximum one line, that identifies the file
content

% File name

% © 2016 Salvador C. Cardona

% Explain what this file does

clc
clear all
close all

disp(' ');
disp('*****');
disp('* PROGRAM HEADER *');
disp('*****');

%% DATA READ AND ACQUISITION

% Read data file and automatically create param structure.

Script_datos_escalado_un_modulo_celdaindustrial

variables_workspace=whos;
num_variables=length(variables_workspace);
for i=1:num_variables

eval(['param.',variables_workspace(i).name,'=',variables_workspace(i).
name,'];]);
end

%% DEFINE ADDITIONAL NEEDED FUNCTIONS

% Define additional functions needed for ODE's system solving

%% ODE SYSTEM SOLVING

```

```

% Initial conditions for ODE system. Assign the particular initial
% conditions to the generic initial conditions Y0

Y0=[Q0_DS,C_DS0];

% Define the generic integration interval Xspan=[Xmin Xmax].
% Other option is Xspan=[Xmin X1 X2 ... Xmax]

Xspan=[0 zf];

% Identify the ODE system

f=@(X,Y) EDOs_1(X,Y,param);

% Solve the ODE system and assign the results to the particular
dependent
% variables. By default MaxStep=(Xspan(end)-Xspan(0))/10.

%opciones=odeset('RelTol',1e-16,'AbsTol',1e-
16,'Refine',10,'MaxStep',[]);
[Xsim,Ysim]=ode45(f,Xspan,Y0);

zsim=Xsim;
Q_Dssim=Ysim(:,1);
C_Dssim=Ysim(:,2);
Jw_C_DS=(8.861643e-11)*(C_Dssim.^2.397042);

%% ADDITIONAL DATA MANIPULATION

% Additional variables are calculated or save data to an ASCII file.

%% PLOT VARIABLES

figure(1)

subplot(3,1,1);
plot(zsim,C_Dssim);
xlabel('z (m)')
ylabel('C_DS (Kg/m^3)')

subplot(3,1,2);
plot(zsim,Q_Dssim);
xlabel('z (m)')
ylabel('Q_DS (m^3/s)')

subplot(3,1,3);
plot(zsim,Jw_C_DS);
xlabel('z (m)')
ylabel('Jw_C_DS (m^3/m^2·s)')

figure(2)
plot(zsim,Jw_C_DS);
xlabel('z (m)')
ylabel('Jw_C_DS (m^3/m^2·s)')

figure(3)

```

```

plot(C_Dssim,3600000*Jw_C_DS);
xlabel ('C_DS (g/L) ')
ylabel ('Jw_C_DS (L/m^2·h) ')

figure(4)
plot(C_Dssim,Jw_C_DS);
xlabel ('C_DS (g/L = Kg/m^3) ')
ylabel ('Jw_C_DS (m^3/m^2·s = m/s) ')

% funcionflux=spline(zsim,Jw_C_DS)
% Jw=ppval(funcionflux,zsim);
% Jwi=@(z)ppval(funcionflux,zsim)
% Caudal=(integral(Jwi,0,zf))
caudal2=w*trapz(zsim,Jw_C_DS)

```

10.2.2.5.3.- EDOs_1.m

```

% Short phrase, maximum one line, that identifies the file content

% File name (= function name)

% © 2016 Salvador C. Cardona

function dYdX=EDOs_1(X,Y,param)

% Automatically extract parameters from param structure

nombres_variables=fieldnames(param);
longitud_param=length(nombres_variables);
for i=1:longitud_param
    eval([nombres_variables{i},'=param.',nombres_variables{i},';']);
end

% Assign generic independent variable X to the particular one

z=X;

% Assign generic dependent variables Y to the particular ones

Q_DS=Y(1); %Caudal
C_DS=Y(2);% concentración salmuera

% Write the ODE system

dQ_DSdz=((8.861643e-11)*(C_DS^2.397042))*w;
dC_DSdz=-(w/Q_DS)*(C_DS)*((8.861643e-11)*(C_DS^2.397042));

% Assign particular ODE left hand side to the generic dYdX (vector
column)

dYdX=[dQ_DSdz;dC_DSdz];

```

end

10.2.2.6.- Scripts para escalado celda industrial:

10.2.2.6.1.-Script_datos_escalado_celdaindustrial_1.m

```
%% DATOS

%Parámetros

%Condiciones iniciales
w=0.4536;%Ancho de la celda industrial(m)
h=0.5025/1000;%Profundidad de la celda industrial (m) global espesor
módulo
l=0.3858;%Largo de la celda industrial (m)
S_canal_entrada=w*h %Área del canal de entrada celda industrial

%Condiciones iniciales partiendo de la velocidad

v0_DS=0.857;%Velocidad_DS (m/s)= Q0_DS/S_canal_entrada
Q0_DS=v0_DS*S_canal_entrada%Caudal_DS (m3/s)
z0=0 % m Entrada a la membrana
C_DS0=84.43638;% Concentración_inicial_DS (g/L=Kg/m^3)

%Variable independiente final
zf=500;%Supongo 1 módulo PFO-9S 9*15.43m=138.87m
```

10.2.2.6.2.- Script_principal_escalado_celdaindustrial_1.m

```
% Short phrase, maximum one line, that identifies the file content

% File name

% © 2016 Salvador C. Cardona

% Explain what this file does

clc
clear all
close all

disp(' ');
disp('*****');
disp('* PROGRAM HEADER *');
disp('*****');

%% DATA READ AND ACQUISITION

% Read data file and automatically create param structure.
```

```

Script_datos_escalado_celdaindustrial_1

variables_workspace=whos;
num_variables=length(variables_workspace);
for i=1:num_variables

eval(['param.',variables_workspace(i).name,'=',variables_workspace(i).
name, ';' ]);
end

%% DEFINE ADDITIONAL NEEDED FUNCTIONS

% Define additional functions needed for ODE's system solving

%% ODE SYSTEM SOLVING

% Initial conditions for ODE system. Assign the particular initial
% conditions to the generic initial conditions Y0

Y0=[Q0_DS,C_DS0];

% Define the generic integration interval Xspan=[Xmin Xmax].
% Other option is Xspan=[Xmin X1 X2 ... Xmax]

Xspan=[0 zf];

% Identify the ODE system

f=@(X,Y) EDOs_1(X,Y,param);

% Solve the ODE system and assign the results to the particular
dependent
% variables. By default MaxStep=(Xspan(end)-Xspan(0))/10.

%opciones=odeset('RelTol',1e-16,'AbsTol',1e-
16,'Refine',10,'MaxStep',[]);
[Xsim,Ysim]=ode45(f,Xspan,Y0);

zsim=Xsim;
Q_Dssim=Ysim(:,1);
C_Dssim=Ysim(:,2);
Jw_C_DS=(8.861643e-11)*(C_Dssim.^2.397042);

%% ADDITIONAL DATA MANIPULATION

% Additional variables are calculated or save data to an ASCII file.

%% PLOT VARIABLES

figure(1)

subplot(3,1,1);
plot(zsim,C_Dssim);
xlabel('z(m)')
ylabel('C_DS(Kg/m^3)')

```

```

subplot(3,1,2);
plot(zsim,Q_Dssim);
xlabel ('z (m)')
ylabel ('Q_DS (m^3/s)')

subplot(3,1,3);
plot(zsim,Jw_C_DS);
xlabel ('z (m)')
ylabel ('Jw_C_DS (m^3/m^2·s)')

figure(2)
plot(zsim,Jw_C_DS);
xlabel ('z (m)')
ylabel ('Jw_C_DS (m^3/m^2·s)')

figure(3)
plot(C_Dssim,3600000*Jw_C_DS);
xlabel ('C_DS (g/L)')
ylabel ('Jw_C_DS (L/m^2·h)')

figure(4)
plot(C_Dssim,Jw_C_DS);
xlabel ('C_DS (g/L = Kg/m^3)')
ylabel ('Jw_C_DS (m^3/m^2·s = m/s)')

figure(5)
plot(zsim,C_Dssim);
xlabel ('z (m)')
ylabel ('C_DS (Kg/m^3)')

figure(6)
plot(zsim,Q_Dssim);
xlabel ('z (m)')
ylabel ('Q_DS (m^3/s)')

% funcionflux=spline(zsim,Jw_C_DS)
% Jw=ppval(funcionflux,zsim);
% Jwi=@(z)ppval(funcionflux,zsim)
% Caudal=(integral(Jwi,0,zf))
caudal2=w*trapz(zsim,Jw_C_DS)

```

10.2.2.6.3.- EDOs_1.m

```

% Short phrase, maximum one line, that identifies the file content

% File name (= function name)

% © 2016 Salvador C. Cardona

function dYdX=EDOs_1(X,Y,param)

% Automatically extract parameters from param structure

```

```

nombres_variables=fieldnames(param);
longitud_param=length(nombres_variables);
for i=1:longitud_param
    eval([nombres_variables{i}, '=param.', nombres_variables{i}, ';' ]);
end

% Assign generic independent variable X to the particular one

z=X;

% Assign generic dependent variables Y to the particular ones

Q_DS=Y(1); %Caudal
C_DS=Y(2); % concentración salmuera

% Write the ODE system

dQ_DSdz=((8.861643e-11)*(C_DS^2.397042))*w;
dC_DSdz=-(w/Q_DS)*(C_DS)*((8.861643e-11)*(C_DS^2.397042));

% Assign particular ODE left hand side to the generic dYdX (vector
column)

dYdX=[dQ_DSdz;dC_DSdz];

end

```

10.3.- EQUIPOS E INSTALACIONES.

10.3.1.- CONTAINER. BALTICON CONTENEDORES, S.L.

Muchas gracias por su respuesta. Le comento que no ofrecemos este tipo de contenedor de segunda mano. El precio regular de este equipo es de 2850 EUR + IVA aproximadamente. Sin embargo, disponemos de una unidad con fecha de producción 2013 que no ha sido utilizada y podríamos ofrecerla a precio preferencial. Adjunto unas fotos.

CONTENEDORES NUEVOS (PRIMER VIAJE) – LOCALIZACIÓN: VALENCIA

20 HCDD primer viaje (aprox. 6 metros de largo, más alto y con doble puerta) - 2 450 € +IVA/ud.

Fecha de producción: 2013

Condición: CW/ apto para carga, CSC – homologado para cualquier tipo de transporte por 5 años desde la fecha de producción

Disponibilidad: 1 unidad. Contenedores High Cube y además con doble puerta por lo general cuestan mucho más pero dado que es del año 2013 podemos ofrecer precio preferencial.

El precio incluye la carga del contenedor encima del camión en el depósito (handling) y NO incluye el transporte hasta lugar de destino.

(OPCIONAL) TRANSPORTE: RIBARROJA (VALENCIA) – ALCOY

Usted puede realizar el transporte por su cuenta si tiene una mejor oferta.

255 € +IVA/camión

El transporte se realiza usando camiones portacontenedores. Un camión puede llevar un contenedor de 40 pies o 2 de 20 pies.

El cliente es responsable de la descarga, bien con grúa auto portante o puente grúa.

El contenedor será enviado una vez el pago del mismo se haya efectuado.

Los precios están contemplados en neto por unidad. IVA al 21%.

Oferta válida 14 días o hasta agotar existencias.

Un cordial saludo/Kind regards/ Pozdrawiam

Sales Manager

Anna Pawlus

contenedor@balticon.es

Tlfn.: (+34) 651 382 377

BALTICON CONTENEDORES S.L.

Avenida Aragón 30

46021 Valencia

ESPAÑA

www.balticon.es



10.3.2.- EQUIPOS FO. PORIFERA. (<http://www.poriferanano.com/>).

10.3.2.1.- PFO-100 ELEMENT. PFO-100 CONFIGURATIONS



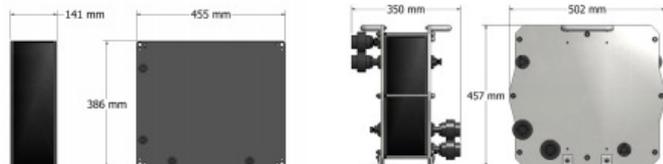
PFO-100 ELEMENT

THE IDEAL DESIGN FOR FORWARD OSMOSIS

Highest flux and Lowest head loss

Two spacer types
fishnet (FN) and spacer-less (SL)

Two mounting configurations
stackable and single element use



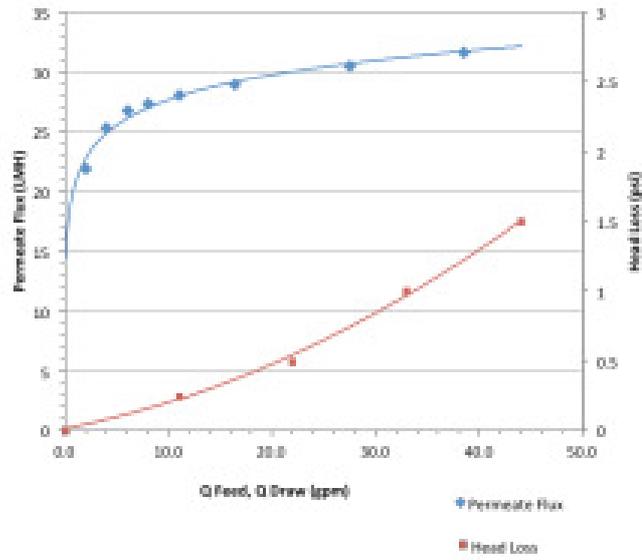
Membrane area per element	7.0 m ²
Membrane	Proprietary
Operational pH limits	2 - 11
Water processed by element with 1 M (5.8 wt%) NaCl draw vs. water (FO mode)	190 - 240 L/h
Reverse salt flux of element	0.2 - 0.6 g/L
Water processed by element with 1 M NaCl draw vs. 0.5 M NaCl (FO mode)	65 - 75 L/h
Feed spacer type options:	
PFO-100FN (Standard configuration)	0.76 mm fishnet
PFO-100SL	No spacer
Physical dimensions:	
Single Element bare [mm]	455 x 386 x 141
Single Element, fully assembled [mm]	502 x 457 x 350
Materials	ABS (wetted), Carbon Fiber (structural)
Shipping/Storage Solution	Glycerin & 1% Sodium Bisulfite Solution

info@porifera.com

WWW.PORIFERA.COM
©2015 Porifera, Inc. All rights reserved. | PFO-100 October 2016

PFO-100 PERFORMANCE

Performance of the Porifera PFO-100 with 1 M (3.84 wt%) NaCl Draw and Dechlorinated Water Feed (FO Mode): Membrane flux (left axis) and headloss (right axis) are plotted as a function of draw and feed flow rate (Q). Flux is corrected for salinity difference and temperature to 25°C. The headloss values pertain to the elements in stackable configuration.



PFO-100 CONFIGURATIONS

Stackable Configuration (42 m²)
Designed for use in pilot systems

- Available with flatmat spacer or spacerless
- Inlets and outlets 1" FNPT/1" Nom Pipe Socket
- Up to 6 PFO-100s may be stacked into one module in series
- Element features PFO Interconnects (right)



Single Element Configuration (7 m²)
Designed for laboratory studies

- Available with flatmat spacer or spacerless
- Used as a stand-alone element
- Element features 1/2" NPT that can be adapted to fitting of your choice



10.3.2.2.- PFO-9S MODULE



PFO-9S MODULE

THE IDEAL DESIGN FOR FORWARD OSMOSIS

Highest flux and **Lowest** head loss

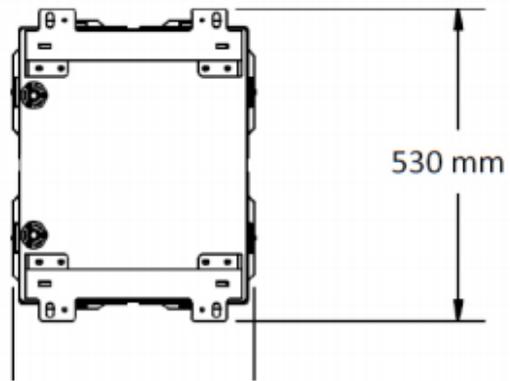
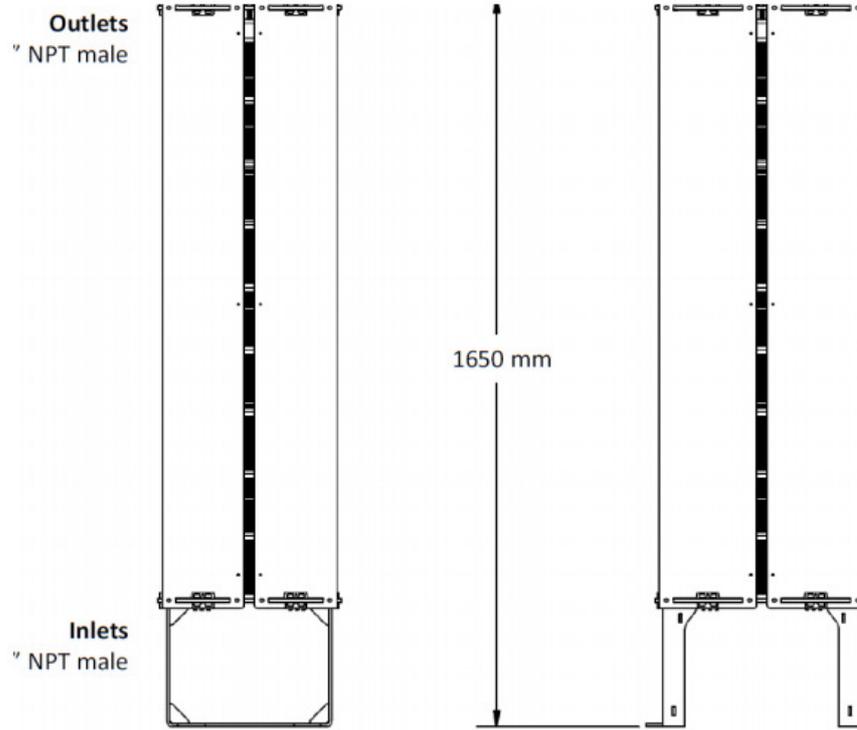
Two spacer types: fishnet (FN) and spacer-less (SL)

Small footprint packaging: High density, floor mounted frame

Internal Plumbing: Six PFO-100 elements plumbed in series

Membrane area per module	63 m ²
Membrane	Proprietary
Operational pH limits	2 - 11
Water processed by element with 0.15 M (0.9 wt%) NaCl draw inlet vs. water FO mode, Draw inlet flow rate 19 Lpm, Feed inlet flow rate 30 Lpm, 25°C	490 - 610 L/h*
Reverse salt flux of element	0.2 - 0.6 g/L
Draw and Feed Flow Rate	Up to 38 Lpm
Feed spacer type options:	
PFO-100FN (Standard configuration)	0.76 mm fishnet
PFO-100SL	no spacer
Physical dimensions [mm]	400 x 530 x 1830
Materials	ABS (wetted) 316 SS (structural)
Shipping/Storage Solution	Glycerin & 1% Sodium Bisulfite Solution

* Email info@porifera.com for application specific performance



10.3.3.- BOMBA CEBTRÍFUGA XYLEM FLOJET ACOPLAMIENTO MAGNÉTICO, 160 L/MIN. RS-AMIDATA S.A. (<http://es.rs-online.com/web/>).



Data Sheet

Magnetically coupled pump – 160l/min

RS stock number 445-992

General description

The Totton magnetically coupled pump is rated for continuous duty and is ideally suited for water or chemical transfer and re-circulation applications.

Features

- Magnetically coupling offers leak free pumping
- Trouble free pumping of acids and alkalis up to 1.2 specific gravity
- No mechanical seal
- Reduced heat transfer from motor to fluid
- Wetted parts are Polypropylene / PPS pump chamber, Polypropylene impeller, Alumina Ceramic shaft and thrust washers, Fluoroelastomer static rubber O-ring seal and Graphlon impeller bearings
- Not self priming, requires a flooded suction of approx. 500mm

Technical specification

Fluid temperature range	-20°C to +85°C
Max. flow rate	160L/min
Min flow rate	15L/Min
Max. body pressure	1.7 bar
Max. Head	8.8 metres
Inlet port	1 1/4in BSP
Outlet port	3/4 BSP
Weight	5.6kg
Dimensions	L. 340mm, H. 165mm, W. 120mm

Motor specification

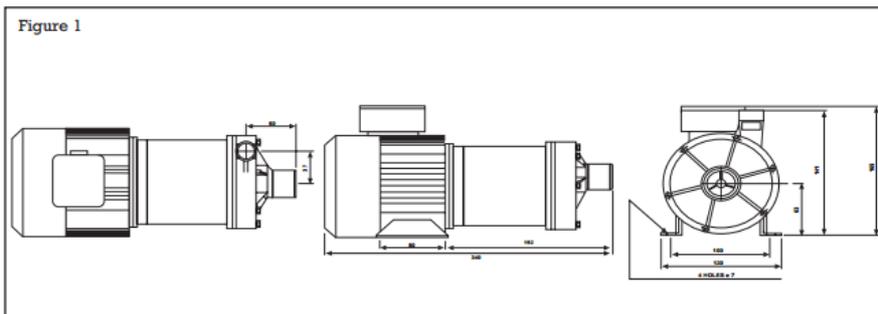
Voltage	230V 50Hz - IP55 - 0.25Kw
Input power	400W
Output power	250W

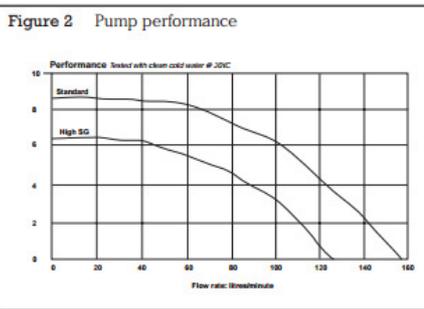
Installation

The pump can be connected to pipework using suitable BSP fittings. Flexible hoses may be used (avoid overtightening as this may cause damage to the ports). The pump and pipework should be adequately supported and correctly fitted to avoid shock loading and strain on the pump and its ports. The pump should not be mounted vertically with the ports below the motor.



Figure 1





Operation and maintenance

The pump should have flooded suction since it does not self prime. Filters or restrictions should not be situated before the pump inlet. When priming, operate the pump in short 10 second cycles to facilitate the clearing of air. Ensure that there are no leaks or blockages in the associated pipework. The pump should not be operated against a closed valve for longer than 30 seconds. Where the pumped fluid causes coating or deposition, periodic cleaning of pump internals may be necessary. This can be achieved by flushing through with an appropriate cleaning agent. The pump casing should be adequately ventilated to avoid overheating the motor. The motor is protected by the magnetic coupling should the impeller stall.

Do not run pump dry.

Chemical compatibility list

Aluminium chloride (10%)
 Ammonium sulphate (50%)
 Aniline
 Antimony trichloride
 Arsenic acid
 Barium chloride
 Boric acid
 Calcium chloride
 Castor oil
 Chromic acid (10%)
 Citric acid
 Cod liver oil
 Copper sulphate
 Cresols
 Diethylene Glycol
 Ferric chloride (1.2SG)
 Freon - 113
 Glycerol
 Hydrochloric acid (10%)
 Hydrochloric acid (36%)
 Hydrogen peroxide (35%)
 Iso-propanol
 Lactic acid (90%)
 Linseed oil
 Lubricating oil
 Magnesium chloride
 Mercuric chloride
 Molasses
 Nickel chloride
 Olive oil
 Paraffin oil
 Potassium cyanide
 Potassium permanganate (25%)
 Potassium sulphate
 Rapeseed oil

Silicone fluids
 Silver nitrate
 Sodium carbonate (10%)
 Sodium chloride (25%)
 Sodium cyanide
 Stannic chloride
 Tetrachloroethane
 Water (distilled)
 Water (sea)
 White spirit
 Wine
 Zinc chloride (aq sol)

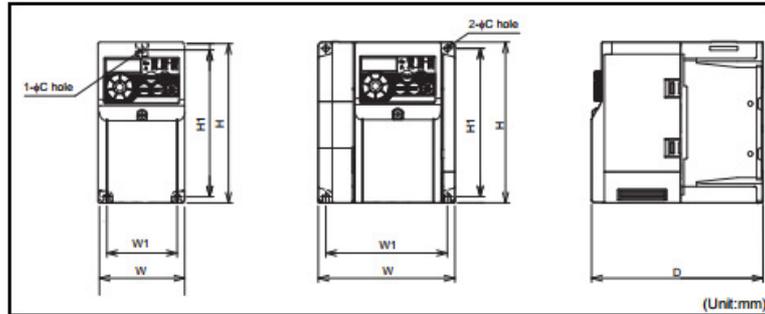
RS Components shall not be liable for any liability or loss of any nature (howsoever caused and whether or not due to RS Components' negligence) which may result from the use of any information provided in RS technical literature.

RS Components, PO Box 99, Corby, Northants, NN17 9RS
 An Electrocomponents Company

Telephone: 01536 201234
 © RS Components 1998

10.3.4. –VARIADOR DE FRECUENCIA 0.4 Kw, 0.2→400 Hz. RS –AMIDATA.
 (<http://es.rs-online.com/web/>).

2 OUTLINE DIMENSION DRAWINGS



• Three-phase 400V class

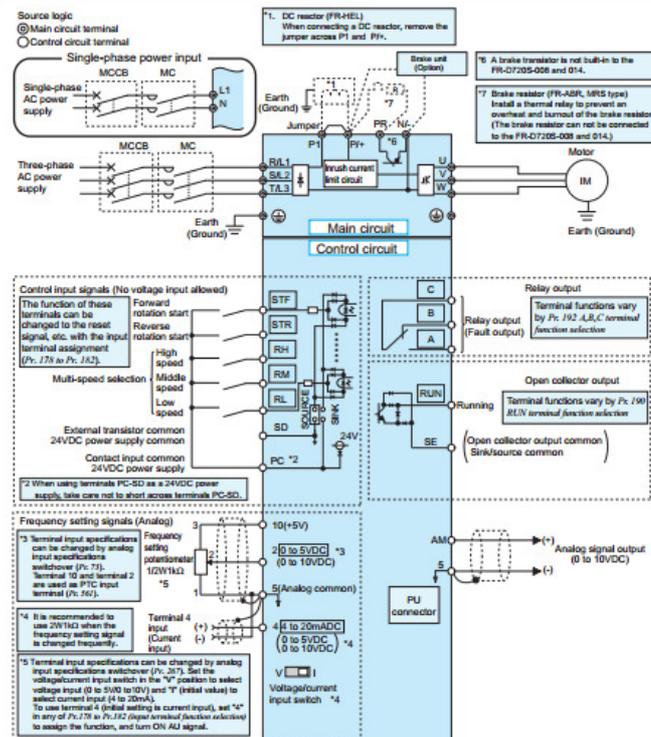
Inverter Model	W	W1	H	H1	D	C
FR-D740-012(SC)	108	96	128	118	129.5	5
FR-D740-022(SC)					135.5	
FR-D740-036(SC)					155.5	
FR-D740-050(SC)					165.5	
FR-D740-080(SC)					155	
FR-D740-120(SC)	220	208	150	138	155	
FR-D740-160(SC)						

• Single-phase 200V class

Inverter Model	W	W1	H	H1	D	C
FR-D720S-008(SC)	68	56	128	118	80.5	5
FR-D720S-014(SC)					142.5	
FR-D720S-025(SC)					162.5	
FR-D720S-042(SC)	108	96	150	138	155.5	
FR-D720S-070(SC)	140	128			145	
FR-D720S-100(SC)						

3 WIRING

3.1 Terminal connection diagram (Sink-logic safety terminal model)



10.3.5. – FILTRO CINTROPUR NW32 1 ¼". FILTEC DEPURADORAS, S.L.
 (<https://www.tecnoagua.es/empresas/filtec-depuradoras-s-l>).

Filtro Cintropur NW-32

◀ Volver a los resultados de búsqueda de "filtro Cintropur nW32 1 1/4" (7 resultados extra)



Filtro Cintropur NW-32

Referencia NW032
 Condición: Producto Nuevo (Sin Estrenar)
 Filtro CINTROPUR NW 32, conexión de 1 1/4", caudal 6,5 m3/h
 5 artículos

Características técnicas:

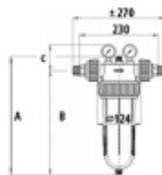
- Finuras de filtración: 5, 10, 25, 50, 100 micrones (igualmente 150 micrones en nylon para NW25 y NW32)
- Temperatura máxima: 50 grados en continuo
- Presión máxima de utilización (presión de explosión 30 bar): 10 bar
- Flujos promedios para \bar{P} 0,2 bar (con membrana filtrante de 25 micrones):
 - NW18: 3,5 m³/hora
 - NW25: 5,5 m³/hora
 - NW32: 6,5 m³/hora

La transparencia del vaso permite el control visual del depósito de impurezas (manómetros opcionales)
 Se recomienda el reemplazo de la manga filtrante, por lo menos 2 veces al año, para agua potable.

* Vaso se atornilla únicamente a mano, el desmontaje se realiza con ayuda de la llave.
 * conexión se efectúa manualmente, sin herramientas, mediante el empalme de 2 piezas suministradas con el ro.

mensiones:

* REVIEWS



cotas en mm	A	B	C
NW 18	232	187	77
NW 25	355	310	77
NW 25 TE	355	310	77
NW 32	540	495	77
NW 32 TE	540	495	77

Fabricados con materiales sintéticos de primera calidad, los filtros Cintropur® son apropiados para productos alimentarios y el agua potable.

Cabezal: polipropileno reforzado con fibras de vidrio

Campana: estireno acrilonitrilo (S.A.N.) - transparente y resistente a los impactos

Módulo centrífugo y cubierta de fijación: polietileno

Mangas filtrantes: fibras sintéticas no tejidas, no hechas filtro

¿Alguna pregunta?
 ↓
 Listos para responder

Chat de Soporte Online

ACCESORIOS



★ REVIEWS

ete 5 Telas F...

€



Fijación Mural Do...

14,22 €



Hélice centrífuga...

1,82 €



Tapa de fijación ...

2,12 €



Llave abre vaso p...

3,63 €



Manómetro para NW

15,13 €

10.3.6. – VÁLVULA DE CONTROL DE CAUDAL HIDRÁULICA DE MONTAJE EN LINEA, RS Pro, G 3/4, 85 L/min. RS – AMIDATA S.A. (<http://es.rs-online.com/web/>)



Professionally approved products.

Datasheet

RS Line Mounting Hydraulic Flow Control Valve, G 3/4

RS Stock number 390-7768

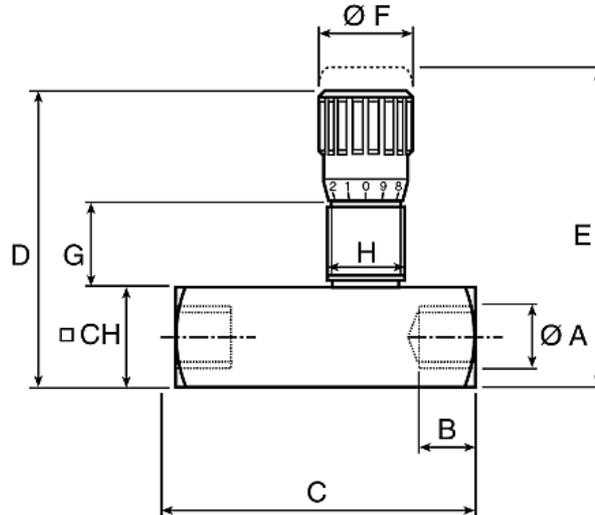


Body Material	Steel
Connection Port Thread	G 3/4
Maximum Flow Rate	85L/min
Maximum Operating Temperature	+100°C
Minimum Operating Temperature	-20°C
Seal Material	Nitrile Rubber
Thread Size	3/4 in
Thread Standard	G

RS, Professionally Approved Products, gives you professional quality parts across all products categories. Our range has been testified by engineers as giving comparable quality to that of the leading brands without paying a premium price.

3/4 in

Ajuste de aguja para desconexión completa o un control preciso para una amplia gama de caudal
 Una escala ajustable graduada debajo del mango para indicar la posición de la válvula
 Tornillo de bloqueo que evita el movimiento causado por la vibración
 Juntas de goma de nitrilo



Válvulas de control de flujo

Válvulas de control de flujo en línea de acción simple y de doble acción. Las válvulas de acción simple controlan el flujo en un sentido y permiten el libre flujo en el sentido contrario. Las válvulas de doble acción controlan el flujo en ambos sentidos.

10.3.7. – MEDIDOR DE CAUDAL HIDRÁULICO PARKER UCC FM.26 322 119, ¾, 5 L/min, 55 L/min. RS – AMIDATA S.A. (<http://es.rs-online.com/web/>)

Medidor de caudal hidráulico Parker UCC FM.26 322 119, BSP 3/4, 5L/min, 55L/min

Código RS 831-179
 Fabricante Parker UCC
 N° ref. fabric. FM.26 322 119



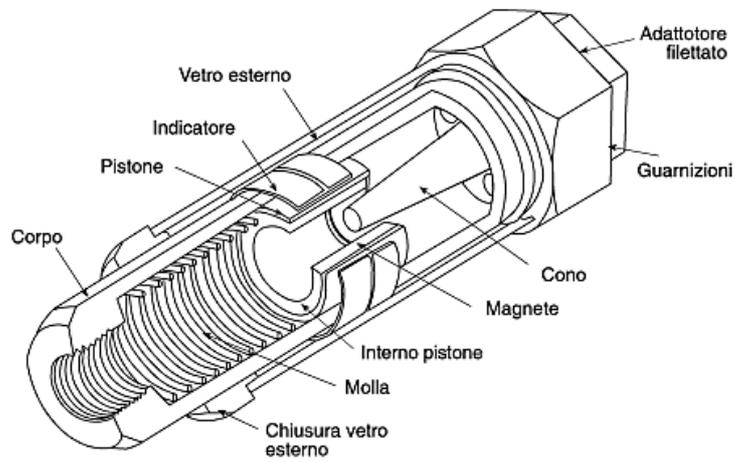
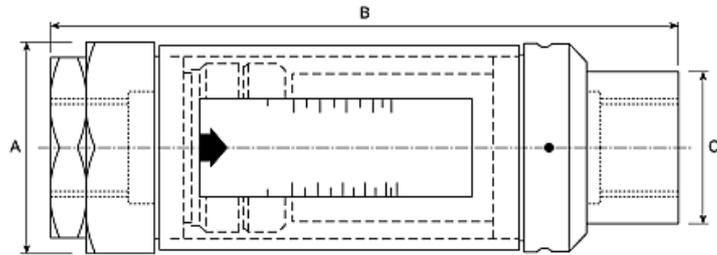
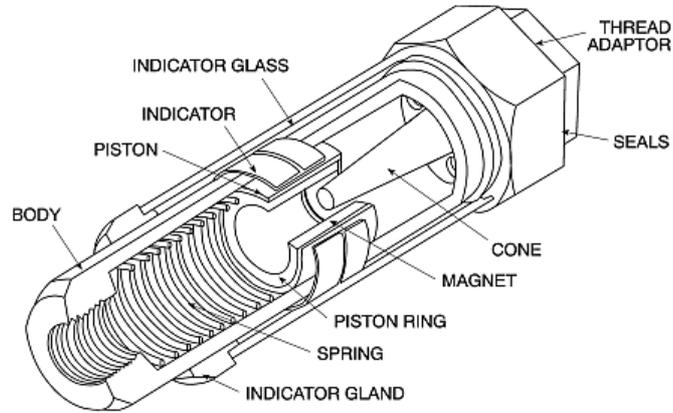
Datos del Producto

Medidor de área variable calibrado con aceite

Tres opciones de caudal ofrecen medición de caudal en cualquier plano, incluido el horizontal.
 El caudal que pasa por el orificio anular, formado por el diámetro del pistón y un cono, causa una diferencia de presión que mueve el pistón contra un resorte calibrado.
 La línea indicadora vista contra la escala con código de colores impresa de forma indeleble dentro de un tubo transparente para proporcionar lectura directa de caudal.

Características y ventajas

- Funciona en cualquier plano
- Presión de hasta 350 bar
- Flujos de hasta 360 l/min
- Precisión del $\pm 5\%$ FSD
- Repetibilidad del $\pm 1\%$ FSD
- Lectura directa
- Relativamente insensible a los cambios de viscosidad
- Calibración para aceite o agua



Especificaciones

¿No es lo que buscaba? Seleccione los atributos que desee y pulse en el botón de abajo.

<input type="checkbox"/>	Unidades de la Báscula	LPM
<input type="checkbox"/>	Rosca de Conexión	BSP 3/4
<input type="checkbox"/>	Precisión de Caudal	±5FSD
<input type="checkbox"/>	Máxima Presión de Funcionamiento	350bar
<input type="checkbox"/>	Material del Cuerpo	Latón
<input type="checkbox"/>	Máxima Viscosidad	200cSt
<input type="checkbox"/>	Tamaño de la Rosca de Conexión	3/4 in
<input type="checkbox"/>	Rosca Estándar de Conexión	BSP
<input type="checkbox"/>	Mínima Temperatura de Funcionamiento	-20°C
<input type="checkbox"/>	Máxima Temperatura de Funcionamiento	+90°C
<input type="checkbox"/>	Mínimo Caudal	5l/min
<input type="checkbox"/>	Máximo Caudal	55l/min
<input type="checkbox"/>	Mínima Viscosidad	10cSt
<input type="checkbox"/>	Seleccionar todo	

10.3.8. – DEPÓSITO SALMUERA DE 1000 L CON JAULA METÁLICA Y PALET.
MANUPLAS. (<http://www.manuplas.com/>)



Depósito 1.000 litros con jaula y palet

Referencia: 318-SM13-UN

Capacidad: 1050 Litros.

Altura: 1153 mm

Largo: 1200 mm

Ancho: 1000 mm

Palet: hierro/ plástico.

Peso palet: 19 Kg

Peso total: 61 Kg.

Peso contenedor: 17,500 Kg

10.3.9. – DEPÓSITO DE AGUA 3000 L VERTICAL FONDO PLANO. HIDROSERVER.
[\(http://www.hidroserver.com/\)](http://www.hidroserver.com/).

DEPOSITOS DE AGUA VERTICAL CON FONDO PLANO DP



CAPACIDAD Lts.	DIÁMETRO mts.	ALTURA mts.	ALTURA BOCA	PRECIO(*)
DP3000	1,50	2,20	2,40	601 €
DP5000	1,70	2,35	2,55	1.025 €
DP8000	1,70	3,67	3,87	1.224 €
DP10000	2,12	2,96	3,16	1.322 €
DP12000	2,12	3,53	3,73	1.470 €
DP15000	2,45	3,33	3,53	1.784 €
DP20000	2,45	4,39	4,59	2.107 €
DP30000	3,00	4,49	4,69	3.286 €

FABRICAMOS OTRAS MEDIDAS Y VOLÚMENES CONSÚLTENOS (*)PRECIOS SIN IVA



Solicite aquí [CONTACTO para pedir precio de su deposito de agua de otras capacidades o llámenos al +34 664104354](#)

Depósito para agua potable y otros líquidos, vertical con fondo plano.

Medidas del depósito: diámetro 2,45mts altura 2,70mts altura con boca 2,90mts (OTRAS MEDIDAS CONSULTAR)

Depósito provisto de boca de hombre superior 800mm. Conexiones de entrada y salida del agua, según requerimientos del cliente (no afecta al precio). Depósito de agua fabricado en prfv (poliéster reforzado con fibra de vidrio).

Nuestros depósitos se entregan con la siguiente documentación: - certificado ce – ficha técnica – certificado cobertura de responsabilidad civil – declaración de conformidad sanitaria (a petición del cliente) 2 años de garantía para cualquier defecto de fabricación.

10.3.10.- VÁLVULA ESFERA PASO TOTAL 2 PEZAS ¾"Y1 ¼" INOX. MACHO CONEXIÓN DE TUBO ROSCADO DE ACERO INOX ¾" Y 1 ¼" x20 mm. GENEBRE INOX-GE.

<http://www.genebre.es/productos>.



PN64

Material: acero inoxidable 316
 Calidad industrial
 Extremos rosca en nuestra tienda
 Asiento de PTFE con un 15% de fibra de vidrio



Material: acero inoxidable 304
 Dimensión: OD ¾" y 1/ ¼" Macho Conexión De Tubo Roscado a OD: 20mm cola manguera
 Mas tamaños disponibles, por favor consulte en nuestra tienda Mejor que brass fitting
 Contenido del producto: 1* ¾" Cola manguera

10.3.11.- Tubería MDPE, ABS y PVC – Georg. Fischer, longitud 2m. PVC; Ø externo 1 ¼", grosor 3,2 mm. Cód RS 212-3931. Tubería MDPE, ABS y PVC – Georg. Fischer, longitud 2m. PVC; Ø externo ¾", grosor 2.5 mm. Cód RS 437-4894. Suministrada por RS-AMIDATA. (<http://es.rs-online.com/web/>)



Datos del Producto

Tubería PVC-U, imperial y métrico - longitud 2 m

Racores, válvulas, tuberías y accesorios de PVC-U de alta calidad para una amplia gama de aplicaciones de exterior e interior. Las propiedades de resistencia química del PVC-U son excelentes; es resistente a la mayoría de las soluciones de ácidos, álcalis y sales y disolventes que pueden mezclarse con agua. El PVC-U no es resistente a hidrocarburos aromáticos y clorados. El PVC tiene una resistencia química excelente que se combina con la uniformidad de diámetro elimina la acumulación de escala y proporciona buenas características de caudal.

Al ser inodoros e insípidos son adecuados para transferir agua potable y muchos productos alimentarios.

Las uniones se realizan mediante cemento de soldadura con disolvente

El compuesto estabilizado está en conformidad con los niveles de seguridad de CEE para el monómero de cloruro de vinilo (VCM) y los requisitos de WRAS para el uso con agua potable

Programa de Asesoramiento sobre Normativa del Agua, producto aprobado para agua potable

El rango de temperatura de trabajo permisible para sistemas PVC-U es de 0 °C a 60 °C

Los racores de PVC-U en tamaño imperial para unión con cemento de disolvente se fabrican en conformidad con BS4346: parte 1, y son adecuados para la unión de tuberías de PVC-U en conformidad con BS3505 y BS3506

Toda la tubería y accesorios métricos de PVC- se fabrican en conformidad con ISO/EN 15493

Calificaciones de presión frente a temperatura									
Temperatura (°C)		-40	-20	0	20	30	40	50	60
PVC-U métrico	bar	n/a	n/a	16	16	13	10	7	3,4
	LPPC	n/a	n/a	235	235	190	147	103	50
PVC-U, medidas imperiales	bar	n/a	n/a	15	15	13,5	10,5	6,7	2,2
	LPPC	n/a	n/a	217	217	195	152	97	32

Nota

No se puede garantizar la entrega al día siguiente de estas tuberías de plástico, sólo servicio de transporte por carretera

Tubos de plástico - PVC-U y ABS

G / R size	Thread pitch	Major diameter		Minor diameter		Gauge length		Tapping drill		
		(in)	(mm)	(in)	(mm)	(in)	(mm)	R 95%	G 80%	
1/8	28	0.91	0.304	7.723	0.258	6.561	1/8	4	6.6	6.8
1/8	28	0.91	0.383	9.728	0.337	8.566	1/8	4	8.6	8.8
1/4	19	1.34	0.518	13.157	0.451	11.445	0.2357	6	11.5	11.8
1/4	19	1.34	0.656	16.662	0.589	14.95	1/8	6.4	15	15.3
1/2	14	1.81	0.825	20.955	0.734	18.631	0.3214	8.2	18.7	19.1
1/2	14	1.81	0.902	22.911	0.811	20.587	0.3214	8.2	20.7	21.1
3/8	14	1.81	1.041	26.441	0.95	24.117	1/8	9.5	24.2	24.6
3/8	14	1.81	1.189	30.201	1.098	27.877	1/8	9.5	28	28.3
1	11	2.31	1.309	33.249	1.193	30.291	0.4091	10.4	30.4	30.9
1 1/4	11	2.31	1.492	37.897	1.376	34.939	0.4091	10.4	35.1	35.5
1 1/2	11	2.31	1.65	41.91	1.534	38.952	1/2	12.7	39.1	39.5
1 3/8	11	2.31	1.745	44.323	1.629	41.365	1/2	12.7	41.5	42
1 1/2	11	2.31	1.882	47.803	1.766	44.845	1/2	12.7	45	45.4
1 3/4	11	2.31	2.082	52.883	1.966	49.926	3/4	15.9	50.1	50.5
1 3/4	11	2.31	2.116	53.746	2	50.788	3/4	15.9	50.9	51.4
1 3/4	11	2.31	2.244	56.998	2.128	54.041	3/4	15.9	54.2	54.6
2	11	2.31	2.347	59.614	2.231	56.658	3/4	15.9	56.8	57.2
2 1/4	11	2.31	2.587	65.71	2.471	62.752	7/8	17.5	62.9	63.3
2 1/2	11	2.31	2.98	75.184	2.844	72.226	1 1/8	17.5	72.4	72.8
2 3/4	11	2.31	3.21	81.534	3.094	78.576	1 1/8	20.6	78.7	79.2
3	11	2.31	3.46	87.884	3.344	84.926	1 1/8	20.6	85.1	85.5
3 1/4	11	2.31	3.7	93.98	3.584	91.022	1 1/4	22.2	91.2	91.6
3 1/2	11	2.31	3.95	100.33	3.834	97.372	1 1/4	22.2	97.5	98
3 3/4	11	2.31	4.2	106.68	4.084	103.72	1 1/4	22.2	104	104.3
4	11	2.31	4.45	113.03	4.334	110.07	1	25.4	110	110.7
4 1/2	11	2.31	4.95	125.73	4.834	122.77	1	25.4	123	123.4
5	11	2.31	5.45	138.43	5.334	135.47	1 1/4	28.6	136	136.1
5 1/2	11	2.31	5.95	151.13	5.834	148.17	1 1/4	28.6	148	148.8
6	11	2.31	6.45	163.83	6.334	160.87	1 1/4	28.6	161	161.5
7	10	2.54	7.45	189.23	7.322	185.98	1 3/4	34.9	186	186.6
8	10	2.54	8.45	214.63	8.322	211.38	1 1/2	38.1	212	212
9	10	2.54	9.45	240.03	9.322	236.78	1 1/2	38.1	237	237.4
10	10	2.54	10.45	265.43	10.32	262.18	1 1/2	41.3	262	262.8
11	8	3.18	11.45	290.83	11.29	286.77	1 1/2	41.3	287	287.6
12	8	3.18	12.45	316.23	12.29	312.17	1 1/2	41.3	312	313
13	8	3.18	13.68	347.47	13.52	343.41	1 3/4	41.3	344	344.2
14	8	3.18	14.68	372.87	14.52	368.81	1 3/4	44.5	369	369.6
15	8	3.18	15.68	398.27	15.52	394.21	1 3/4	44.5	394	395
16	8	3.18	16.68	423.67	16.52	419.61	1 3/4	47.6	420	420.4
17	8	3.18	17.68	449.07	17.52	445.01	2	50.8	445	445.8
18	8	3.18	18.68	474.47	18.52	470.41	2	50.8	471	471.2

10.3.12.- Codos para tubería rígida 90° PVC encolado - 3/4". Modelo 12144 FIP; codos para tubería rígida 90° PVC encolado – 1 1/4". Modelo 12144 FIP; manguitos para tubería rígida PVC encolado - 3/4". Modelo 12104 FIP, manguitos para tubería rígida PVC encolado – 1 1/4" Modelo 12104 FIP y abrazaderas Cobra PVC para tubería rígida PVC – 3/4" y 1 1/4". Modelos 12470 FIP. Suministrados por la empresa UNIÓN HIDRÁULICA. (<http://www.uhsl.es/>).

10.4.- VARIOS

10.4.1.- SEGURO DAÑOS EXTERNOS PROTOTIPO.- ALLIANZ

AVANCE DE COTIZACIÓN - SEGURO DE DAÑOS EXTERNOS PARA MAQUINARIA PÁG. 1

AVANCE DEL PROYECTO NÚMERO: 888439091
FECHA : 26/05/2017
OFICINA : ALICANTE
MEDIADOR: 511 B 3000 ALLIANZ ASEGURADOS DIRECTOS

TOMADOR : PRUEBA PRUEBA, PRUEBA NIF/CIF: 23111123X

SITUACIÓN DEL RIESGO:

99 EN TODO EL TERRITORIO NACIONAL

DURACIÓN INICIAL: 01/06/2017 HASTA 01/06/2018

DESCRIPCIÓN DEL RIESGO

Maquinaria según desglose adjunto, propiedad del Tomador del seguro / Asegurado.
Maquinaria destinada a alquiler: NO

RIESGOS BASICOS

A.1 Daños materiales como consecuencia directa de riesgos 1 a 5 siguientes: 200.000,00 Euros
1. Errores humanos
2. Causas externas, como:
a) Incendio, humo, hollín, chamuscamiento, caída del rayo, explosión o implosión.
b) Hundimiento del terreno y suelos, deslizamiento o corrimiento de tierras, caída de piedras, derrumbamiento, caída de aviones, avenida e inundación.
c) Robo, atraco, expoliación
3. Impacto, choque o intrusión de objetos extraños, vuelco, colisión.
4. Operaciones accesorias, labores limpieza, mantenimiento o traslado de maquinaria dentro del recinto, incluido desmontaje y nuevo montaje.
5. Cualquier otra causa externa, accidental, súbita e imprevista, no excluida específicamente
A.2 Riesgos extraordinarios: 100 %

{Artº 9 Condiciones generales}

RIESGOS OPTATIVOS

A.1 Gastos derivados desescombros, salvamento y limpieza: No contratada

A.2 Rotura de maquinaria:	No contratada
A.3 Transporte terrestre de la maquinaria:	No contratada
A.4 Daños en circulación:	No contratada
A.5 Lucro cesante (Margen bruto anual):	No contratada
Periodo de indemnización: meses	
Franquicia: días	
Revalorización automática anual (Conforme IPC):	Contratada
Compensación por desviación de valores:	10,00 %
Franquicias a cargo del asegurado	

 (Ver importes en la relación de maquinaria en hojas adjuntas)

En cada siniestro, el tomador del seguro/asegurado tomará a su cargo las franquicias siguientes:

En caso de daños a la maquinaria:

 10% del importe del siniestro, mínimo la indicada para cada máquina

En caso de robo y/o daños por robo:

 20% del importe del siniestro, mínimo la indicada para cada máquina

En caso de un siniestro que afecte a más de una máquina, será de aplicación la franquicia de mayor importe.

 AVANCE DE COTIZACIÓN - SEGURO DE DAÑOS EXTERNOS PARA MAQUINARIA PÁG. 2

Prima neta	Impuestos	Consortio	Prima Total
3.000,00	184,50	42,00	3.226,50

 Este estudio se ha confeccionado basándose en la información facilitada por el solicitante a la Compañía y tiene un carácter meramente orientativo. Su validez es de 30 días a contar desde la fecha arriba indicada.

Allianz, Compañía de Seguros y Reaseguros, S.A.

10.4.2.- PRESUPUESTO GRUAS CATALÁ

GRUAS CATALA

-CENTRAL-
 POLIGONO COTES BAIRES Q/ C, s/n 6
 Tfn. 96 533 85 25 Fax. 96 582 47 88
 03884 ALCOY
 (ALICANTE)
Delegación IBI
 C/ VALLACOLID n.º 4
 Tfn. 667 565 458
 03140 IBI
ibic@gruascatala.com
www.gruascatala.com

PRESUPUESTO A/ATT:

E.P.S.A.

ibic@gruascatala.com

FECHA	PRESUPUESTO SOLICITADO POR:	TELÉFONO
24/05/2017	Sra. Antonia	618 11 36 58

FECHA	CONCEPTO	IMPORTE
	Trasladar contenedor de 20 pies desde Valencia hasta Alcoy y descargarlo	300 €
	200 km x 1,2 €/km = 240 €	
	Descarga en Alcoy. 60 €/hora	
	"CON LA ACEPTACIÓN DEL TITULAR O SU REPRESENTANTE QUE SE DA EL PRESENTE PRESUPUESTO FIRMADO Y SELLADO EN SEÑAL DE CONFORMIDAD"	
	El inicio de los trabajos conlleva la aceptación de los términos de esta oferta	
	IMPUESTOS A PARTE	

FORMA DE PAGO	BASE IMP.	21% IVA	TOTAL
La habitual	300	63	363

10.4.3.- TRANSPORTE SALMUERA

Desatascos VICSAL – Vaciado de Fosas Sépticas en Gandia-Valencia

664 699 699 – En menos de 24 horas realizamos Limpiezas y Desatascos de Alcantarillados, Fosas Sépticas, Cubas, Fachadas, Depuradoras, Piscinas, Pozos negros o ciegos en • Valencia • Alicante • Murcia • Xativa • Alzira • Cullera • Javea • Pego • Torrent • Denia • Calp • Piles • Vergel • Daimús • Oliva • Miramar • Castellón • Gandia

Cubas DESATASCOS FOSAS SÉPTICAS Limpiezas de... Pozos Ciegos Tuberías Servicio 24 horas en las localidades de... Contacto

Cubas de Agua Alcoy

→ El vehículo principal en los servicios de una empresa de desatascos y limpiezas como VICSAL es el camión cuba en Alcoy. Este vehículo se compone de una cuba de gran capacidad separada en 2 compartimentos, uno para agua limpia y otro para los lodos.

En VICSAL disponemos de una flota de camiones cuba en Alcoy de diversos tamaños y capacidades para poder darte el mejor y más completo servicio en toda la zona.

DESATASCOS



VACIADO de FOSAS SÉPTICAS
DESATASCOS de TUBERIAS



camiones cuba



ATENCIÓN

365



camiones cuba

962 860 864 - 664 699 699 vicentevicsal@hotmail.com

365

días al año

664 699 699
962 860 864

¿te podemos AYUDAR?

Llámanos a este teléfono o deja tus datos en este formulario. Nos pondremos en contacto contigo con URGENCIA

→ Cubas hay de muchos tamaños, en VICSAL empresa tenemos capacidades desde 1.500 litros hasta 16.000 litros, por lo que nos podemos adaptar a las necesidades de cada cliente o situación. Muchos de los camiones de gran capacidad disponen en su interior de un tabique desplazable que separa la cuba en 2 partes siendo modificable en cualquier momento la capacidad disponible para lodos y para agua limpia. Por ejemplo, en una cuba de 15.000 litros podemos salir de nuestra base con esos 15.000 litros de agua limpia para empezar a limpiar y desatascar los conductos, y a medida que vamos gastando esa agua limpia desplazar el tabique interior para poder ir llenando de lodos esa misma cuba, recogiendo al final del servicio otros 15.000 litros de lodos. Eso nos permite en realidad haber trabajado como si la cuba hubiera dispuesto de 30.000 litros (15.000+15000) que es lo que nos hubiera sucedido con una cuba de tabique fijo.

→ ¿qué nos diferencia del resto?

En Desatascos VICSAL contamos con una flota de camiones cuba en Alcoy, dispuestos para todos los servicios. Nuestras cubas realizarán todo tipo de servicios en Valencia, Alicante y Castellón. Siempre con los mejores equipos de diagnóstico y nuestro servicio urgente 24 horas que le permitirá contar con una empresa con amplia experiencia y garantía. Disponemos de cubas y camiones cuba en Alcoy. Dispuestos para realizar servicios de vaciado de fosas, pozos, pozas y extracciones así como para realizar servicios de desatascos en toda la provincia de Valencia, Alicante y Castellón. Somos expertos en servicios de achique de aguas en inundaciones de garajes, aguas pluviales... Los avisos de este tipo se realizan en momentos de emergencia y para ello tenemos dos planes distintos de actuación.

→ Camiones Cuba VICSAL para vaciado de piscinas, limpieza de piscinas y otros servicios relacionados con el vaciado (pozas, fosas, etc...) están dispuestos para dar una solución a sus necesidades de forma profesional y urgente las 24 horas del día, incluyendo domingos y festivos. Ahora puede tener total tranquilidad y confianza en sus servicios de fontanería. Nuestros fontaneros especialistas en fontanería y reparaciones de fontanería y albañilería en Alcoy, le atenderán para dar respuesta a sus necesidades.

Nombre (requerido)

Email (requerido)

Teléfono

Comentario (requerido)

10.4.4.- CUADRO AMORTIZACIÓN PRÉSTAMO 220 000.- € AL 2.95% INTERÉS, CUATO FIJA. PERÍODO 10 AÑOS

mes (120)	pagadero	capital (170000 €)	interés (2.95 %)	capital residual
1	1637.61 €	1219.70 €	417.92 €	168780.30 €
2	1637.61 €	1222.69 €	414.92 €	167557.61 €
3	1637.61 €	1225.70 €	411.91 €	166331.91 €
4	1637.61 €	1228.71 €	408.90 €	165103.20 €
5	1637.61 €	1231.73 €	405.88 €	163871.47 €
6	1637.61 €	1234.76 €	402.85 €	162636.70 €
7	1637.61 €	1237.80 €	399.82 €	161398.91 €
8	1637.61 €	1240.84 €	396.77 €	160158.07 €
9	1637.61 €	1243.89 €	393.72 €	158914.18 €
10	1637.61 €	1246.95 €	390.66 €	157667.23 €
11	1637.61 €	1250.01 €	387.60 €	156417.22 €
12	1637.61 €	1253.09 €	384.53 €	155164.13 €
13	1637.61 €	1256.17 €	381.45 €	153907.96 €
14	1637.61 €	1259.25 €	378.36 €	152648.71 €
15	1637.61 €	1262.35 €	375.26 €	151386.36 €
16	1637.61 €	1265.45 €	372.16 €	150120.90 €
17	1637.61 €	1268.56 €	369.05 €	148852.34 €
18	1637.61 €	1271.68 €	365.93 €	147580.66 €
19	1637.61 €	1274.81 €	362.80 €	146305.85 €
20	1637.61 €	1277.94 €	359.67 €	145027.90 €
21	1637.61 €	1281.09 €	356.53 €	143746.82 €
22	1637.61 €	1284.23 €	353.38 €	142462.58 €
23	1637.61 €	1287.39 €	350.22 €	141175.19 €
24	1637.61 €	1290.56 €	347.06 €	139884.64 €
25	1637.61 €	1293.73 €	343.88 €	138590.91 €
26	1637.61 €	1296.91 €	340.70 €	137294.00 €
27	1637.61 €	1300.10 €	337.51 €	135993.90 €
28	1637.61 €	1303.29 €	334.32 €	134690.61 €
29	1637.61 €	1306.50 €	331.11 €	133384.11 €
30	1637.61 €	1309.71 €	327.90 €	132074.40 €
31	1637.61 €	1312.93 €	324.68 €	130761.47 €
32	1637.61 €	1316.16 €	321.46 €	129445.31 €
33	1637.61 €	1319.39 €	318.22 €	128125.92 €
34	1637.61 €	1322.64 €	314.98 €	126803.29 €
35	1637.61 €	1325.89 €	311.72 €	125477.40 €
36	1637.61 €	1329.15 €	308.47 €	124148.25 €
37	1637.61 €	1332.41 €	305.20 €	122815.84 €

38	1637.61 €	1335.69 €	301.92 €	121480.15 €
39	1637.61 €	1338.97 €	298.64 €	120141.17 €
40	1637.61 €	1342.26 €	295.35 €	118798.91 €
41	1637.61 €	1345.56 €	292.05 €	117453.35 €
42	1637.61 €	1348.87 €	288.74 €	116104.47 €
43	1637.61 €	1352.19 €	285.42 €	114752.28 €
44	1637.61 €	1355.51 €	282.10 €	113396.77 €
45	1637.61 €	1358.84 €	278.77 €	112037.93 €
46	1637.61 €	1362.19 €	275.43 €	110675.74 €
47	1637.61 €	1365.53 €	272.08 €	109310.21 €
48	1637.61 €	1368.89 €	268.72 €	107941.32 €
49	1637.61 €	1372.26 €	265.36 €	106569.06 €
50	1637.61 €	1375.63 €	261.98 €	105193.43 €
51	1637.61 €	1379.01 €	258.60 €	103814.42 €
52	1637.61 €	1382.40 €	255.21 €	102432.02 €
53	1637.61 €	1385.80 €	251.81 €	101046.22 €
54	1637.61 €	1389.21 €	248.41 €	99657.01 €
55	1637.61 €	1392.62 €	244.99 €	98264.39 €
56	1637.61 €	1396.05 €	241.57 €	96868.34 €
57	1637.61 €	1399.48 €	238.13 €	95468.87 €
58	1637.61 €	1402.92 €	234.69 €	94065.95 €
59	1637.61 €	1406.37 €	231.25 €	92659.58 €
60	1637.61 €	1409.82 €	227.79 €	91249.76 €
61	1637.61 €	1413.29 €	224.32 €	89836.47 €
62	1637.61 €	1416.76 €	220.85 €	88419.70 €
63	1637.61 €	1420.25 €	217.37 €	86999.46 €
64	1637.61 €	1423.74 €	213.87 €	85575.72 €
65	1637.61 €	1427.24 €	210.37 €	84148.48 €
66	1637.61 €	1430.75 €	206.87 €	82717.73 €
67	1637.61 €	1434.26 €	203.35 €	81283.47 €
68	1637.61 €	1437.79 €	199.82 €	79845.68 €
69	1637.61 €	1441.32 €	196.29 €	78404.36 €
70	1637.61 €	1444.87 €	192.74 €	76959.49 €
71	1637.61 €	1448.42 €	189.19 €	75511.07 €
72	1637.61 €	1451.98 €	185.63 €	74059.09 €
73	1637.61 €	1455.55 €	182.06 €	72603.54 €
74	1637.61 €	1459.13 €	178.48 €	71144.41 €
75	1637.61 €	1462.72 €	174.90 €	69681.69 €
76	1637.61 €	1466.31 €	171.30 €	68215.38 €

77	1637.61 €	1469.92 €	167.70 €	66745.47 €
78	1637.61 €	1473.53 €	164.08 €	65271.94 €
79	1637.61 €	1477.15 €	160.46 €	63794.79 €
80	1637.61 €	1480.78 €	156.83 €	62314.00 €
81	1637.61 €	1484.42 €	153.19 €	60829.58 €
82	1637.61 €	1488.07 €	149.54 €	59341.51 €
83	1637.61 €	1491.73 €	145.88 €	57849.78 €
84	1637.61 €	1495.40 €	142.21 €	56354.38 €
85	1637.61 €	1499.07 €	138.54 €	54855.30 €
86	1637.61 €	1502.76 €	134.85 €	53352.54 €
87	1637.61 €	1506.45 €	131.16 €	51846.09 €
88	1637.61 €	1510.16 €	127.45 €	50335.93 €
89	1637.61 €	1513.87 €	123.74 €	48822.06 €
90	1637.61 €	1517.59 €	120.02 €	47304.47 €
91	1637.61 €	1521.32 €	116.29 €	45783.15 €
92	1637.61 €	1525.06 €	112.55 €	44258.09 €
93	1637.61 €	1528.81 €	108.80 €	42729.28 €
94	1637.61 €	1532.57 €	105.04 €	41196.71 €
95	1637.61 €	1536.34 €	101.28 €	39660.37 €
96	1637.61 €	1540.11 €	97.50 €	38120.26 €
97	1637.61 €	1543.90 €	93.71 €	36576.36 €
98	1637.61 €	1547.70 €	89.92 €	35028.66 €
99	1637.61 €	1551.50 €	86.11 €	33477.16 €
100	1637.61 €	1555.31 €	82.30 €	31921.85 €
101	1637.61 €	1559.14 €	78.47 €	30362.71 €
102	1637.61 €	1562.97 €	74.64 €	28799.74 €
103	1637.61 €	1566.81 €	70.80 €	27232.93 €
104	1637.61 €	1570.66 €	66.95 €	25662.27 €
105	1637.61 €	1574.53 €	63.09 €	24087.74 €
106	1637.61 €	1578.40 €	59.22 €	22509.34 €
107	1637.61 €	1582.28 €	55.34 €	20927.07 €
108	1637.61 €	1586.17 €	51.45 €	19340.90 €
109	1637.61 €	1590.07 €	47.55 €	17750.84 €
110	1637.61 €	1593.97 €	43.64 €	16156.86 €
111	1637.61 €	1597.89 €	39.72 €	14558.97 €
112	1637.61 €	1601.82 €	35.79 €	12957.15 €
113	1637.61 €	1605.76 €	31.85 €	11351.39 €
114	1637.61 €	1609.71 €	27.91 €	9741.68 €
115	1637.61 €	1613.66 €	23.95 €	8128.02 €

116	1637.61 €	1617.63 €	19.98 €	6510.39 €
117	1637.61 €	1621.61 €	16.00 €	4888.78 €
118	1637.61 €	1625.59 €	12.02 €	3263.19 €
119	1637.61 €	1629.59 €	8.02 €	1633.60 €
120	1637.61 €	1633.60 €	4.02 €	-0.00 €
Total	196513.44 €	170000.00 €	26513.44 €	0.00

10.4.5.- SOLICITUD SUBVENCIÓN (30.000.- €)

10.4.5.1.- Thec-Transfer UPV.

(<http://www.techtransferupv.com/convocatoria/>)

BIENVENIDO AL FORMULARIO INSCRIPCIÓN DE TECH TRANSFER UPV

Responda a las siguientes preguntas. Si algo no lo sabe puede no contestar, excepto aquellas que sean campo obligatorio. Le recordamos que cuanto más información proporcione, más fácil nos será estudiar su proyecto.

Nombre del proyecto

PROTOTIPO FO CONCENTRACIÓN DE LODOS CAMPUS ALCOI

Convocatoria (call)

3ª Convocatoria (21/03/2017 - 12/05/2017) ▼

Ubicación

Alicante ▼

Sector

Cleantech/ Química/ Materiales/ Energy ▼

Procedencia

Sector
 Cleantech/ Química/ Materiales/ Energy

Procedencia
 Transferencia tecnología UPV

Centro Origen *

- IDEAS
- CTT + I2T (Innov. investigación transferencia)
- Entorno UPV (egresado)
- Acuerdo / Licencia UPV (CSIC,II La Fe,...)
- UPV Alcoy
- UPV Gandia
- UPV Spin off
- Otro

Fecha constitución *

17/04/2017 09:00

Descripción
 Add a description of your project here.

Diseño de una planta de concentración de fangos activos (Prototipo) procedentes de un tratamiento biológico, mediante Ósmosis directa, con el objeto de mejorar su rentabilidad económica, empleando como draw solution salmuera procedente de una empresa aceitunera de la comarca.

10.4.5.2.- Convocatoria ayudas en materia de eficiencia energética industria y edificios 2017. IVACE Energía. Generalitat Valenciana.
 (http://www.ivace.es/index.php?option=com_content&view=article&id=5201:programa-de-ahorro-y-eficiencia-energetica-en-la-industria-2&catid=360:ayudas-2015-ahorro-y-eficiencia-energetica-y-energias-renovables-2&Itemid=100456&lang=es)



Unión Europea
 Fondo Europeo de Desarrollo Regional
 Una manera de hacer Europa

CONVOCATORIA AYUDAS EN MATERIA DE EFICIENCIA ENERGÉTICA INDUSTRIA Y EDIFICIOS 2017 Impreso de Solicitud (I)			
A DATOS DEL SOLICITANTE			
Nombre de la empresa / entidad / particular (apellidos y nombre) ANTONIA VALOR RIZO			NIF / CIF / NIE 21634491R
Domicilio CASETA CATALA, 17	Provincia ALICANTE	CP 03803	Población ALCOVALCOY
Representante legal (apellidos y nombre)	Teléfono	Fax	e-mail
Domicilio a efectos de notificación (El del titular o el del representante legalmente autorizado) (Véase Ayuda Pto. 01)			
Domicilio CASETA CATALA, 17	Provincia ALICANTE	CP 03803	Población ALCOVALCOY
B NATURALEZA DE SOLICITANTE Y TIPO DE ACTUACIÓN			
Naturaleza del solicitante EMPRESARIO INDIVIDUAL (AUTÓNOMO)			
Programa AHORRO Y EFICIENCIA ENERGÉTICA EN LA INDUSTRIA		Tipo de actuación IN12 - INVERSIONES EN MEDIDAS DE AHORRO DE ENERGÍA	
C DATOS DEL PROYECTO			
Título del proyecto (Véase Ayuda Pto. 02) DISEÑO DE UNA PLANTA DE CONCENTRACIÓN DE LODOS ACTIVOS PROCEDENTES DE UN			Inversión (€) (sin IVA) (Véase Ayuda Pto. 03) 182.750,00
D DECLARACIÓN RESPONSABLE (datos no requeridos para Solicitud Telemática)			

Creando una PYME, que gestione el Prototipo.

