



UNIVERSIDAD DE LAS PALMAS DE GRAN CANARIA
Departamento de Ingeniería de Procesos

TESIS DOCTORAL

CONCEPCION INTEGRAL Y APLICACION
EXPERIMENTAL DE PROCESOS DE MEMBRANAS
EN LA REUTILIZACION DE AGUAS DEPURADAS

2012

Celso Argudo Espinoza
Las Palmas de Gran Canaria

AGRADECIMIENTOS

En esta larga y dulce historia se culmina un seriado de actuaciones temporales en sus formas, sutiles, contradictorias y en ocasiones estáticas, siempre compleja en conjunción con la sinuosidad de la vida, apetecible por plasmar las ideas y conceptos, de infinita satisfacción por los resultados y sus efectos y más aún al tratarse de una problemática infinita “salvar y respetar el agua”.

Mi reconocimiento a D. Antonio Gómez Gotor creador de la Sección de Medio Ambiente Industrial, hogar de los postgraduados “becarios distinguidos”, cúmulo constante de sensaciones positivas que se propagó por su explosión de ideas y atractivas experiencias dinámicas de este grupo profesional, casi todos han retornado a sus orígenes y son multiplicadores de la investigación con demostración, beneficio útil y socialización de las tecnologías. [Axiomas irrenunciables en “La Casita”]...

Debo reconocer la colaboración incondicional y constante de D. Ovidio Pérez por su apoyo en la difusión y su paciente comprensión en la elaboración de este documento, extensible a todo el Departamento por la dosis anímica que me ofertaban.

En la ejecución mi agradecimiento a José Manrique de Lara, guía práctico y consejero permanente; quien con su experiencia, vitalidad y amplia generosidad fue nuestro solucionador de problemas en planta, por contraprestación la aceptación de sus razonamientos que eran dogmas irrenunciables.

Este trabajo por su complejidad es propio de un amplio grupo multidisciplinar, sin embargo ya desde su ensamblaje y más en la operación y mantenimiento fue un “*dream team*” bastante reducido con Antonio Gómez en la dirección de sus dos solistas; Holger Vallejo el artista operativo a quien le agradezco por su implicación y su entusiasta cooperación. Al otro solista le queda por decidir si continuar con el seriado o definir todo el entorno con un “gracias a todos”.

A nivel personal grabado en mi memoria, la gratificación constante al soporte indisoluble de mi querido “clan familiar” y un especial recuerdo a †Hernán.

*A mis padres por su luz
A las Inés de mi existencia
y por su energía a mi familia*

“Cuando creemos que hemos llegado a la cima de nuestras metas, es cuando más debemos esforzarnos por superar nuestras limitaciones, en las ilimitadas aspiraciones del ser humano”.

TABLA DE CONTENIDOS

PAGINAS INTRODUCTORIAS
AGRADECIMIENTOS
DEDICATORIA
INDICE
LISTA DE FIGURAS
ESTRUCTURA DE LA TESIS
RESUMEN

INDICE

CAPITULO I: INTRODUCCION.....	7
1.1 JUSTIFICACION	3
1.2 OBJETIVOS	4
CAPITULO II: REUSO DE EFLUENTES LIQUIDOS	7
2.1 INTRODUCCIÓN REUSO.....	7
2.2 DESARROLLO DEL SISTEMA PILOTO DE RECUPERACION/ REUSO	9
2.2.1 DEFINICIÓN DEL SISTEMA	9
2.2.2 BASE DE DATOS Y PROGRAMA DE MONITORIZACIÓN	10
2.2.3 EVALUACIÓN Y SELECCIÓN DEL PROCESO.....	11
2.2.4 EJECUCIÓN SISTEMA PROPUESTO	12
2.3 NORMATIVA.....	16
FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA	
CAPITULO III: INTRODUCCIÓN A LAS TECNOLOGÍAS DE MEMBRANAS.....	19
3.1 HISTORIA.....	19
3.2 ESTUDIO DE MEMBRANAS	24
3.3 FUERZAS Y FLUJOS GENERALIZADOS PARA EL TRANSPORTE	27
3.4 CLASIFICACIÓN DE MEMBRANAS	28
3.4.1 CLASIFICACIÓN DE LAS MEMBRANAS ARTIFICIALES	29
3.5.- CONFIGURACIÓN DE MÓDULOS DE MEMBRANA	35
3.5.1 MÓDULO DE PLACA Y BASTIDOR	36
3.5.2 MÓDULO TUBULAR	36
3.5.3 MÓDULO ENROLLAMIENTO EN ESPIRAL.....	37
3.5.4 MÓDULO DE FIBRA HUECA	38

3.6 DIVERSOS TIPOS DE ARREGLO DE MÓDULOS DE MEMBRANA.....	39
3.7 CONCLUSIONES	41
BIBLIOGRAFÍA	42

CAPITULO IV: PRINCIPIOS SEPARACIÓN PROCESOS DE MEMBRANA 45

4.1 INTRODUCCIÓN.....	45
4.2 DEFINICIÓN DE SEPARACIÓN	45
4.3 TENDENCIAS EN LA SEPARACIÓN DE SOLUTOS INORGÁNICOS.....	46
4.4 SEPARACIÓN DE SOLUTOS ORGÁNICOS.....	46
4.5 MODELOS MATEMÁTICOS PARA EL TRANSPORTE DE MASA	47
4.5.1 MODELOS FENOMENOLÓGICO DE TRANSPORTE.....	48
4.5.2 MODELO SOLUCIÓN - DIFUSIÓN	54
4.5.3 MODELO SOLUCIÓN - DIFUSIÓN IMPERFECTO	56
4.5.4 MODELOS POROSOS PARA EL TRANSPORTE.....	57
4.6 COMPARACIÓN Y APLICACIÓN DE MODELOS DE TRANSPORTE.....	60
4.7 EFECTOS DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN	62
4.7.1 EFECTO DE LA CONCENTRACIÓN DE ALIMENTACIÓN	62
4.7.2 EFECTO DE LA PRESIÓN DE OPERACIÓN.	62
4.7.3 EFECTO DE LA VELOCIDAD DE FLUJO DE ALIMENTACIÓN	62
4.7.4 EFECTO DE LA TEMPERATURA	62
4.7.5 EFECTO DEL PH	63
4.7.6 PREDICCIÓN DEL EFECTO DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	63
4.8 PREDICCIÓN PARA MEZCLAS DE SOLUTOS.....	64
4.9 PREDICCIÓN PARA DIFERENTES SOLUTOS.....	64
4.10 COMPLICACIONES EN LA PREDICCIÓN DE LOS PROCESOS.....	65
4.10.1 SISTEMAS CON SOLUTOS PARCIALMENTE DISOCIADOS.....	65
4.10.2 SISTEMAS CON FUERTES ATRACCIONES SOLUTO - MEMBRANA.....	65
4.10.3 MEMBRANAS CARGADAS	66
4.11 RESUMEN.....	66
DIFUSIÓN.....	67
BIBLIOGRAFÍA.....	68

CAPITULO V: FACTORES QUE AFECTAN EL FLUJO - POLARIZACIÓN 71

5.1 INTRODUCCIÓN.....	71
5.2 CAUSAS DE LA CAÍDA DEL FLUJO DE PERMEADO.....	71
5.3 PROCESO ADSORCIÓN.....	74
5.4 EL FENÓMENO DE LA POLARIZACIÓN POR CONCENTRACIÓN	74
5.5 MODELOS DE RESISTENCIA	82
5.5.1 MODELOS DE FILTRACIÓN.....	82
5.5.2 MODELOS DE LA RESISTENCIA DE LA CAPA DE FRONTERA	83
5.6 MODELOS DE LA POLARIZACIÓN POR GEL	85
5.7 MODELOS DE LA PRESIÓN OSMÓTICA.....	86
5.8 EL ENSUCIAMIENTO DE LAS MEMBRANAS.....	89
5.9 MODELOS DE ENSUCIAMIENTO.....	94

5.10 CONTROL DE LA POLARIZACIÓN POR CONCENTRACIÓN	96
5.10.1 PRETRATAMIENTO	97
5.10.2 PRETRATAMIENTO DE LA MEMBRANA	97
5.10.3 LIMPIEZA	98
5.10.4 MEJORAMIENTO DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN	99
BIBLIOGRAFÍA	102

CAPITULO VI: PROCESOS DE ELECTROMEMBRANA ED/EDR107

6.1 INTRODUCCIÓN.....	107
6.2 MEMBRANAS DE INTERCAMBIO IÓNICO	107
6.3 MODELOS DE SELECTIVIDAD.....	108
6.3.1 RENDIMIENTOS DE CORRIENTE Y CONCENTRACIÓN DE SALMUERA.....	108
6.3.2 DISCREPANCIA ENTRE NÚMEROS DE TRANSPORTE Y RENDIMIENTOS DE CORRIENTE	112
6.4 PREDICCIÓN DEL RECHAZO SALINO	112
6.5 SELECTIVIDAD ENTRE IONES DE LA MISMA CARGA.....	114
6.6 ELECTRODIÁLISIS EN TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.....	114
6.7 EFECTOS DE CONCENTRACIÓN-POLARIZACIÓN EN ELECTRODIALISIS	117
6.8 PROCESOS DE TRANSPORTE EN ELECTRODIÁLISIS.....	118
6.8.1 RENDIMIENTO DE COULOMB.	119
BIBLIOGRAFÍA.....	121

APLICACIÓN EXPERIMENTAL

CAPITULO VII: ESTRATEGIA METODOLOGICA126

7.1 ESTUDIO DE LA CALIDAD DEL AGUA.....	126
7.1.1 PROCEDIMIENTO ANALÍTICO	126
7.1.2 PROCEDIMIENTO DE TOMA DE MUESTRAS	128
7.1.3 MÉTODOS ANALÍTICOS EMPLEADOS	128
7.1.4 INDICES DE CALIDAD	130
7.2 DETERMINACIÓN DE LAS VARIABLES QUÍMICAS PROCESO PRIMARIO	133
7.3 METODOLOGIA ESTABLECIDA EN LOS PROCESOS DE MEMBRANAS	139
7.4 DESCRIPCIÓN DEL EMPLAZAMIENTO DE LA ESTACION DEPURADORA.....	141
7.4.1 CARACTERÍSTICAS DE LA EDAR DE GUÍA-GÁLDAR	141

CAPITULO VIII: DESCRIPCIÓN, IMPLANTACIÓN Y ACOPLAMIENTO.....148

8.1 CRITERIOS DE ACCIONES Y LINEAS DE IMPLANTACION	148
8.2 SINTESIS DEL TRATAMIENTO.....	149
8.2.1 LÍNEA DE TRATAMIENTO “A”	149
8.2.2 LÍNEAS DE TRATAMIENTO AVANZADO “B”.....	150
8.3 CARACTERISTICAS GENERALES	151
8.3.1 CLARIFICACIÓN DEL AGUA	151
8.3.2 CRISTAL “M” SISTEMAS SIMÉTRICOS	155

8.4 SISTEMA MULTIFUNCIONAL DE ACONDICIONAMIENTO.....	158
8.5 PROCESO DE ELECTRODIÁLISIS REVERSIBLE [SISTEMA AQUAMITE V]	158
8.5.1 TORRE DE MEMBRANAS	159
8.5.2 MÓDULO HIDRAÚLICO	160
8.5.3 MÓDULO ELÉCTRICO	160
8.6 PROCESO DE ULTRAFILTRACIÓN.....	161
8.7 SISTEMA DE DESINFECCION [RADIACIÓN ULTRAVIOLETA].....	163
8.8 PROCESO DE OSMOSIS INVERSA.....	165
8.9 PROCESO DE DESMINERALIZACION {INTERCAMBIO IÓNICO RM 440-AR}.....	166
8.10 PROCESO DE ELECTRODESIONIZACION {DESIONIZACIÓN CONTÍNUA CDI }.....	168
8.11 PROYECCION DE LOS PROCESOS.....	169
8.11.1 PROYECCIÓN PRIMERA FASE PROCESO CLARIFICACIÓN	170
8.11.2 PROYECCIÓN PROCESO FILTRACIÓN MULTICAPA.....	171
8.11.3 PROYECCIÓN PROCESO ELECTRODIÁLISIS REVERSIBLE.....	172
8.11.4 PROYECCIÓN PROCESO ULTRAFILTRACIÓN	173
8.11.5 PROYECCIÓN PROCESO OSMOSIS INVERSA	174
8.11.6 PROYECCIÓN PROCESO INTERCAMBIO IÓNICO.....	175
8.11.7 PROYECCIÓN PROCESO ELECTRODESIONIZACIÓN CONTINUA.....	176
DIFUSIÓN	177
CAPITULO IX: PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL Y RESULTADOS	179
9.1 EVALUACIÓN RESULTADOS ESTACIÓN DEPURADORA.....	179
9.1.1 ESQUEMA DEL SISTEMA INTEGRAL CON SUS LÍNEAS DE OPERACIÓN EN MODO OPERATIVO.....	181
9.2 EVALUACION DEL SISTEMA PRIMARIO (CRISTAL “M”).....	182
9.2.1 ENSAYO GENERAL TRATABILIDAD.....	182
9.3 EVALUACIÓN Y REULTADOS DEL PROCESO EDR.....	194
9.3.1 COMPORTAMIENTO DEL SISTEMA LÍNEA TRATAMIENTO “A”	198
9.4 ANALISIS Y RESULTADOS PROCESOS TERCARIOS	199
9.4.1 SISTEMAS ÚLTIMA GENERACIÓN	203
9.4.2 DESINFECCIÓN	206
9.4.3 COMPORTAMIENTO DEL SISTEMA AVANZADO “MODO SIMULTÁNEO”	208
9.4.4 VALORACIÓN DE LOS ANÁLISIS BACTERIOLÓGICOS	209
9.5 ESTUDIO ENERGETICO	210
9.6 TABLAS DE DATOS DE LA OPERACIÓN DEL SISTEMA	213
DIFUSIÓN	224
CAPITULO X: VIABILIDAD ECONÓMICA EN PLANIFICACION	226
10.1 ECONOMIA DEL REUSO DE AGUAS RESIDUALES	227
10.1.1 FACTORES ECONÓMICOS	228
10.2 ESTIMACION DE COSTES DEL SISTEMA INTEGRAL.....	229

CAPITULO XI: CONCLUSIONES DEL TRABAJO DE INVESTIGACIÓN	235
---	------------

11.1 CONCLUSIONES FINALES	240
---------------------------------	-----

ANEXOS

1. CRITERIO CALIDAD REUTILIZACIÓN DE AGUAS
2. GUIA OPERACIÓN PROCESOS MEMBRANAS
3. PROGRAMA COSTOS
4. APORTACIONES DIFUSION DE LA INVESTIGACIÓN
5. APORTACIONES ILUSTRATIVAS

TABLA DE FIGURAS

Número.....	Página.....
1.- Diagrama general de reciclo	8
2.- Diagrama general de reuso	9
3.- Variación de la calidad del agua en un tiempo determinado	11
4.- Línea del tratamiento en la fase I.....	14
5.- Línea del tratamiento en la fase II.....	14
6.- Línea del tratamiento en la fase final.....	13
7.- Separación por membrana	24
8.- Principio de funcionamiento de un módulo de membranas.....	39
9.- Tipos de resistencias que pueden originarse en los procesos de transporte de masa.	72
10.- Perfil de concentración debido a la Polarización	75
11.- El flujo como función de la presión aplicada a diferentes concentraciones	79
12.- Determinación gráfica de κ_m y c_m	80
13.- Recíproco del flujo como una función del volumen de permeado.. ..	81
14.- Caída típica del flujo en función del tiempo, según la ecuación 4.20	82
15.- Sedimentación y la Permeabilidad	83
16.- Representación esquemática del modelo de resistencia de capa de frontera.....	84
17.- Representación del perfil de concentración en la cercanía de interfase de membrana . .	85
18.- Variación del flujo de volumen como una función del $\ln c_b$	88
19.- Perfil del flujo en función del tiempo en la Polarización por concentración	89
20.- Esquema del sistema para prueba ensuciamiento membranas	91
21.- Perfil que se obtiene experimentalmente para determinar el valor de MFI	93
22.- Esquema de módulos de flujo transversal.....	101
23.- Caudales en la celda de salmuera. (Kedem, Bar-On y Warshawsky, 1986.)	109
24.- Representación esquemática de intercambio catiónico	110
25.- Turbidez agua frente a adiciones de coagulante	135
26.- Gradientes de velocidad para equipos con y sin deflectores	137
27.- Diagrama del Proceso de la EDAR de Guía-Gáldar	142
28.- Variación horaria del caudal [EDAR Guía-Gáldar]	144
29.- Componentes del sistema en la primera fase	149
30.- Componentes del sistema avanzado	151
31.- Esquema de funcionamiento.....	156
32.- Espectro electromagnético con escala de radiación U.V.	163
33.- Alternancia diaria del parámetro representativo	179
34.- Gráfico promedio turbiedad.....	180
35.- Valor óptimo de coagulante.....	184
36.- Mejor valor y modificador	185
37.- Punto óptimo de concentración	186
38.- Ayudante de floculación en función del coagulante	187
39.- Representación tiempo mezcla	188
40.- Curvas de gradiente	189

41.- Cargas superficiales.....	191
42.- Análisis de los coagulantes.....	191
43.- Efectos de la remoción de la turbidez	192
44.- Gráfico comparativa de Coagulantes y ayudantes	192
45.- Efecto de la conversión.....	195
46.- Efecto del rechazo de sales en la planta EDR	196
47.- Efecto de la conductividad en la EDR	196
48.- Parámetros de actuación de la planta de ósmosis inversa	202
49.- Parámetros de operatividad de la planta de OI	202
50.- Eficiencia del módulo	204
51.- Radiación óptima para cada microorganismo	207
52.- Eliminación de microorganismos	211
53.- Consumo energía de cada tratamiento.....	212
54.- Esquema del modelo interacción	226
55.- Formato programa costos.....	231
56.- Costo operación y mantenimiento	232

ESTRUCTURA DE LA TESIS

El desarrollo del presente estudio se enfocó a través de cuatro bloques básicos; introducción genérica de la tesis que colige el estudio de los fundamentos teóricos de los procesos de membranas necesarios para la proyección con el trabajo experimental de aplicación real, compaginando los resultados para optimizar en línea los procesos y concluir la fase operativa con amplia difusión, análisis económico, conclusiones y un apartado de anexos.

- Capítulo 1: Introducción y generalidades del estudio propuesto, justificación del estudio, objetivos científicos y experimentales.
- Capítulo 2: Reuso y reciclaje del agua su análisis conceptual y experimental, implementación del sistema piloto con capacidad de aplicación en el entorno y breve resumen de la normativa actual.
- Capítulo 3: Estudio de la tecnología de membranas que nos guíe del marco teórico a la aplicación en el trabajo práctico, conocimiento al detalle de todos los procesos.
- Capítulo 4: Análisis de los principios de separación de membranas, especificando los modelos que rigen el comportamiento en procesos de microfiltración, ultrafiltración y ósmosis inversa, su implicación en la reutilización de aguas como concepto válido.
- Capítulo 5: Un apartado fundamental es el conocimiento de los factores que inciden en el flujo; el ensuciamiento que ocurre en las membranas avalará los grados de protección y/o materiales, aditivos a utilizar en los tratamientos.
- Capítulo 6: Breve reseña de los principios que rigen los procesos de electromembranas; una línea de tratamiento paralela en la planta experimental es de Electrodiálisis Reversible cuyos fundamentos difieren a los de OI.
- Capítulo 7: Estudio de la calidad del agua, metodología de análisis de los parámetros de control conforme a las normativas exigidas; estudio de la estación depuradora de Guía-Gáldar, sus líneas operativas y calidades del producto base de ésta investigación,
- Capítulo 8: Descripción técnica de los procesos, trabajo experimental en planta, acciones individualizadas y acopladas, operación simultánea, rendimientos, calidad del producto y capacidad de aporte a la demostración.
- Capítulo 9: Análisis y evaluación de los datos obtenidos en las líneas investigativas, control de los supuestos teóricos y resultados obtenidos.
- Capítulo 10: Estudio económico con las pautas singulares del sistema en el apartado de inversión inicial, precio del m³ y un programa de análisis de costos para tratamientos de membranas.
- Capítulo 11: Conclusiones específicas de las aportaciones de cada proceso y una evaluación general

RESUMEN

Los términos “crisis del agua” y “agua para la vida” son axiomas encadenados no superficiales que requieren compromisos absolutos de parte de la comunidad científica para evitar el incremento contaminante del elemento más vital de la naturaleza y aprovechando la tecnología ofrecer soluciones inmediatas, factibles de aplicar a cualquier entorno en equilibrio con los costos económicos y demandas sociales sin afcción del medioambiente.

La proyección integral y aplicación experimental de procesos de membranas a través del estudio, análisis, evaluación y comportamiento operativo ha logrado unificar diferentes sistemas de tratamiento en dos líneas investigativas que permiten reutilizar aguas depuradas difíciles de tratar en una planta semiindustrial para caudales superiores a los 800 m³/d. obteniendo ocho calidades de agua para diversas aplicaciones llegando inclusive al agua ultrapura.

Una serie de acciones innovativas producto de la tarea investigativa son actualmente utilizadas en sistemas terciarios. Múltiples ensayos realizados compaginando la experimentación con la demanda requerida ha sido aprovechada casi por un lustro en el riego agrícola. El concepto de reutilizar es una constante en todo el trabajo, aplicada al producto agua y a los sistemas que realizan estas operaciones con posibilidades reales de expansión.

El documento escrito consta de dos unidades fundamentales; la base teórica donde se detallan los principios de los procesos de membranas y la parte experimental a partir del capítulo séptimo, donde se explica el procedimiento operativo y disposición del sistema, un breve análisis económico indica la factibilidad de adoptar el procedimiento total o particularizarlo en función de las necesidades. Se ha cumplido unos de los objetivos que exigía demostrar que los procesos de membranas son válidos en el tratamiento de vertidos para recuperar, reusar y reciclar aguas procedentes de las estaciones depuradoras. A futuro se posibilita la inclusión de las energías renovables para cubrir el apartado energético gracias a la flexibilidad de los elementos básicos de estos procesos.

Los datos de control, datos analíticos y de producción se exponen en valores promedios representativos. Se citan las conclusiones individualizadas por sistema y finalmente un bloque simple que se anexa con apartados de difusión de las publicaciones realizadas y un sencillo programa de costos aplicable a sistemas similares. Es necesario indicar el aporte pedagógico de la planta que permitía estudiar in-situ los comportamientos y actuar sobre estos sistemas; en la actualidad en el Laboratorio del Agua del Departamento de Procesos los módulos de CDI, II, OI con membranas planas y UV continúan operativos para diversas investigaciones.



I.- INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS DE LA TESIS

1.- INTRODUCCIÓN

Sostenibilidad es un concepto trascendental en el mundo actual y su área más crítica es el agua, en el año 2025 un tercio de la población mundial sufrirá escasez grave de agua “la mayor amenaza para la salud, medio ambiente y alimentación” añadiendo los efectos del cambio climático con sus impactos cuantitativos y cualitativos sobre los recursos hídricos disponibles. Ello conlleva la obligación de conservar los recursos de agua dulce que nos permita satisfacer las necesidades de suministro y saneamiento en una perspectiva global que incluyen agua potable, agua para uso agrícola, industrial y de recreo. La tecnología actual permite establecer compromisos de solución a esas demandas mediante la reutilización de aguas depuradas en un tratamiento integral y de proyección real que minimiza y/o reemplaza según su uso el valioso elemento con agua regenerada.

La necesidad de recuperar y reutilizar las aguas provenientes de los vertidos de plantas depuradoras que en la actualidad descargan al mar ha incidido para que la Sección de Medio Ambiente Industrial a través del proyecto LIFE de Recuperación y Reutilización de los vertidos urbanos en las Islas Canarias elabore un plan general de investigación que permita desarrollar una línea de tecnología con procesos vanguardistas para el reuso de los vertidos, viabilice su operación y costos e incremente la recuperación del efluente urbano e industrial

El apartado experimental del estudio está garantizado por el trabajo realizado a escala modular, ingeniería en sistemas piloto e ingeniería de desarrollo cuyos datos y análisis determinaron los parámetros de diseño de la planta semi-industrial, equipos auxiliares, pruebas de control de calidad de membranas y comportamiento de los elementos.

Se ensambló e instaló la planta de tratamiento semi-industrial con un caudal de 860 m³/d utilizando el efluente de la Estación Depuradora del Municipio de Gáldar, su desarrollo inicial parte de una fase primaria que incluyen procesos de pretratamiento con sistemas de clarificación-floculación-sedimentación y desinfección en línea con microfiltración y electrodiálisis reversible y una fase final de experimentación donde se acoplaron unidades de ultrafiltración, osmosis inversa, intercambio iónico y electrodesionización, su arranque y operación se realiza de forma secuencial con posterior integración de todas las unidades controladas por un autómatas.

Simultáneamente a la investigación se realizaron ensayos en agricultura en el riego de plataneras durante 3-4 años con diversos tipos de agua obteniendo óptimos resultados, consecuencia de este trabajo es la predisposición a adoptar ciertas fases de la experiencia piloto en plantas convencionales.

La investigación ofrece innovadoras aportaciones tecnológicas que constituyen soluciones eficaces y despiertan especial interés por su inmediata aplicación en zonas donde la demanda de agua supera a los recursos, la ingeniería en este caso no solo ha sido de demostración sino de utilidad real y práctica. Se ha introducido variantes necesarias que individualizan el trabajo debido a las características propias de las Islas, el tipo de efluente y la aplicación de la producción. Procesos similares se han realizado en U.S.A con resultados óptimos de funcionamiento.

La recuperación y reutilización de agua depurada permiten que su abanico de productos se use en diversos destinos como recarga de acuíferos, aplicaciones industriales, aplicaciones agrícolas y de recreo con acentuado beneficio medioambiental.

Este trabajo instaura un enfoque práctico del manejo de los procesos de membranas en la recuperación de aguas residuales y su reutilización, orienta su gran potencial hacia el impulso de modelos de uso para lograr un agua más sostenible y presenta una solución viable a la creciente presión sobre los recursos hídricos.

1.1.- JUSTIFICACION

El objetivo inicial de la depuración fue la reducción del impacto del vertido a las aguas receptoras y la consideración sanitaria del riesgo asociado al contacto del agua residual con las personas y de tipo hídrico para conservar la calidad de los cauces de agua. Los problemas de escasez de agua, de tipo temporal o estructural generan la atención a este recurso y desemboca en la necesidad vital de recuperar y reutilizar las aguas provenientes de los vertidos de estaciones depuradoras.

En las Islas Canarias se reutilizaba un mínimo porcentaje del efluente tratado < 2%, según los estudios del nuevo Plán Hidrológico al 2007 se ha llegado a un 7%, siendo primordial efectuar trabajos de investigación que involucren procesos vanguardistas que garanticen sus características e incrementen los caudales de reuso, diversificar en cuanto a calidades pero a la vez unificar en un solo conjunto todos los procesos con amplio beneficio en operación y costos, además de ampliar el concepto de reutilización no solo al elemento producto sino también a los equipos y sistemas que constituyen la planta.

El estudio de los diferentes procesos de membranas y su aplicación en forma y modo inéditos ha permitido plasmar el apartado teórico y realidad práctica de todo el espectro de tratamientos en un ingenioso complejo investigativo, base de múltiples ensayos donde se han evaluado las tecnologías existentes, su grado de modificación y posterior optimización para ofrecer líneas de tratamiento adaptables al entorno.

La obtención como producto final de ocho calidades de aguas que cumplan las normativas más exigentes y de aplicación diversa mediante procesos operativos aislados

y acoplados en secuencia era una de las exigencias de la investigación. No existe una planta de estas características, en el plano internacional solamente la planta de Denver California ofrece líneas parecidas en ciertas fases del tratamiento.

A nivel formativo los ensayos a escala modular, piloto, de laboratorio, ensamblaje y operación se constituyeron en un centro experimental de estas tecnologías para postgraduados que realizaban estudios de desalinización y reutilización de aguas al trabajar con todos los procesos de membrana en un sistema integral.

El utilizar tratamientos primarios, secundarios y terciarios sin la congruencia lógica tradicional era uno de los retos del compromiso investigador, diversos aspectos técnicos fueron enfocados y evaluados; la planta depuradora de Galdar reunía todas las características, obviamente se escogió la que presentaba mayor grado de dificultad en cuanto a porcentajes de contaminantes, la remoción y/o eliminación total implicaba procesos de última generación, se trabajó en varias fases que fueron analizadas y expuestas en diversos artículos y congresos con publicaciones periódicas que implicaron la conjunción; *necesidad investigativa con solución real* implementando el grado de sensibilización pública respecto a su uso.

La agricultura como vector de mayor consumo del agua residual requería una elevada atención y originó otra opción investigadora al utilizar el producto de las dos vertientes del tratamiento que permitió analizar, corregir y relanzar comportamientos atípicos en riego de plataneras obteniendo excelentes resultados que posibilitan que esta tecnología sea adoptada en función de los procesos que entran en secuencia.

1.2.- OBJETIVOS

Plasmar el concepto teórico de sistema integral y aplicación de los procesos de membranas en la implantación experimental en función del diseño de una planta semiindustrial de 860 m³/d con una disposición versátil de las unidades dando al proceso una utilización práctica con amplio recorrido temporal.

Científicos

- Estudiar al detalle los principios que rigen los procesos de membranas con especial atención a su rango de acción, comportamiento y capacidad de adaptación para su aplicación en tratamientos terciarios de reuso de aguas depuradas,
- Definir, especificar y demostrar que las tecnologías de membranas para el tratamiento de vertidos o efluentes líquidos son válidos para recuperar, reusar y reciclar las aguas procedentes de estaciones depuradoras,

- Establecer métodos específicos que reduzcan las descargas de compuestos tóxicos y peligrosos responsables de la contaminación y se reviertan a condiciones de utilidad.
- Individualizar las líneas de investigación y adaptar la mejor tecnología disponible para recuperar y reutilizar las descargas de las Estación Depuradora de Gáldar con los estándares de calidad requeridos en distintas opciones de reuso, propiciando el ahorro de agua y ahorro energético.
- Reuso potable indirecto con grado de seguridad y aplicación experimental, priorizando las diversas calidades de agua.
- Difundir la tecnología en congresos específicos y publicación en revistas científicas cuyos artículos publicados avalan la bondad del estudio.

Experimentales

- Desarrollar una metodología probada para reducir las descargas a aguas de superficie.
- Ensayar experimentalmente en los módulos y planta piloto los parámetros técnicos y demostrar su funcionalidad y posterior aplicabilidad en la planta semi-industrial.
- Diseño y operación del sistema de tratamiento integral que involucre separaciones por precipitación en congruencia con los distintos procesos de membranas y sistemas de desinfección.
- Demostrar la viabilidad técnico-económica en el reuso de agua procedente de las Estaciones Depuradoras.
- Demostrar la alternancia de los tratamientos en función de la descarga.
- Optimizar el diseño de la planta en cuanto a recuperación y condiciones de operación, determinar su grado de ensuciamiento y establecer parámetros energéticos en los sistemas de membranas que trabajen a presiones inferiores independiente del factor de fluctuabilidad.
- Reconversión y adaptabilidad de plantas que han cumplido un ciclo de trabajo y que pueden derivar en varias alternativas al igual que sus componentes.
- Extrapolar los resultados y estudiar la viabilidad para su implantación a otras estaciones depuradoras similares

II.- REUSO DE EFLUENTES LÍQUIDOS

2.- REUSO DE EFLUENTES LIQUIDOS

Durante millones de años mediante un largo proceso de sedimentación, consumos de materia orgánica, filtración natural y desinfección la naturaleza ha estado reciclando nuestras aguas residuales, el ser humano intenta imitar el tratamiento natural, reduciendo los tiempos de residencia a través de diversos sistemas incluyendo los de última generación.

2.1.- INTRODUCCION

El tratamiento de las aguas agotadas para propósito diferente y no solo por cumplir especificaciones normativas, referidas a la descarga de efluentes residuales es una consideración de relevante necesidad e importancia medioambiental. En muchas naciones industrializadas, los problemas surgen al intentar proporcionar un suministro de agua constante y asegurar un cumplimiento normativo para la eliminación e incidir en la reutilización de aguas residuales industriales y municipales. En los países en desarrollo, y en especial aquellos situados en las zonas áridas del mundo, las necesidades de las poblaciones son cada vez mayores y por ello más difíciles de satisfacer, esto induce a considerar métodos modernos que incluyan avances tecnológicos con costos aceptables para conseguir nuevos suministros de agua y proteger las fuentes existentes. A medida que la demanda se incrementa, la recuperación de aguas residuales y su reutilización se consideran fuentes más importantes para suplir parte de esta demanda. Puesto que la recuperación de aguas residuales y la planificada reutilización están estrechamente relacionados con el suministro de agua dulce de una región, proyectos importantes de reuso de aguas se realizan en zonas con sustanciales carencias del vital elemento.

"La recuperación de aguas residuales" es el tratamiento que se realiza a las aguas residuales para hacerlas reutilizables, y el "reuso de aguas" es la utilidad que se da a las mismas para diversas aplicaciones; el reuso indirecto sin planificar de aguas residuales se realiza a través de la descarga del efluente a corrientes de agua y acuíferos, práctica ampliamente aceptada a lo largo de todo el mundo. Núcleos de población situados a finales de cursos de agua como Nueva Orleans y Londres consumen agua que ha sido usada varias veces (tomas y descargas repetidas en el mismo cauce). Igual sucede con las localidades a orillas del río Rin, Ebro, Tajo; donde mediante ríos o balsas de percolación se suelen recargar los principales acuíferos de aguas subterráneas con aguas residuales depuradas que posteriormente servirán para su abastecimiento.

Un ejemplo de esta disposición es el efluente de aproximadamente 140 plantas de tratamiento de aguas residuales rellenan parcialmente el acuífero empleado por el sistema de suministro de agua de Londres (Eden et Al, 1987). Estas formas de eliminación de efluentes, conocidos como reuso indirecto "sin planificar", es una práctica generalmente aceptada en los sectores agrícolas, industriales y domésticos.

El reuso directo planificado se practica para un número limitado de fines, en general agrícola e industrial. Si el efluente o descarga ha sufrido una pérdida de identidad el reuso es indirecto; en el caso que la descarga conserve sus características el reuso es directo.

Un esquema de reuso planificado, consta de un sistema de recuperación de aguas residuales diseñado para cumplir con los requerimientos de descarga así como las diferentes guías o normativas que existen en cuanto a standars de calidad y/o salud.

Es necesario distinguir entre los conceptos de reuso y reciclo. Se entiende como agua reciclada, aquella que es reusada antes de la descarga final al sistema de tratamiento.

El reciclo de agua es una norma utilizada en la mayoría de las industrias (centrales térmicas, refinerías, etc.) con tratamiento o sin él se aprovechan las diferentes calidades que hay en las corrientes de agua. El reciclo se define como el reuso interno del agua por el usuario original antes de su descarga final a un sistema de tratamiento o a otro punto de eliminación.

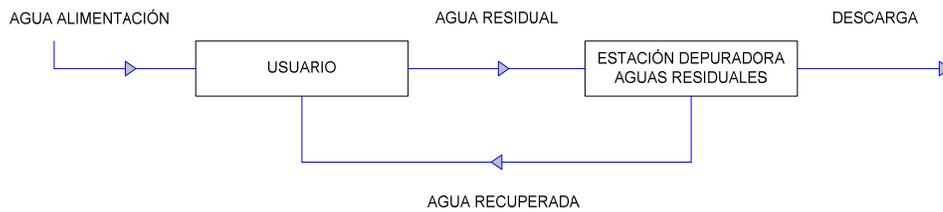


Figura 1.- Diagrama general de reciclo

En estos casos el agua residual se recupera y se recicla por el mismo usuario, cada reciclo puede hacerse bien a través de una serie de usos donde se requiere producto de calidad más baja con poco o ningún tratamiento, o bien el sistema puede incluir un tratamiento para mantener su óptimo grado de calidad. En ciertos casos, el agua residual se ve afectada solamente por la adición de calor (centrales eléctricas), y solo necesita enfriarse para completar el reciclo dentro de la planta.

El reuso se aplica a aguas residuales que se descargan y son posteriormente utilizadas por usuarios diferentes. El caso más común es el de las aguas residuales municipales, que se reutiliza en la agricultura y en la industria recibiendo como mínimo un tratamiento biológico antes de reusarse.

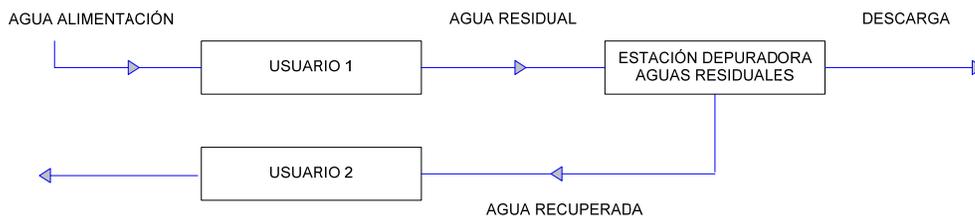


Figura 2.- Diagrama general de reuso

Del reuso de aguas residuales planificado aproximadamente, la tercera parte puede atribuirse a necesidades industriales bien en aplicaciones de refrigeración, procesos o de alimentación a calderas. Los dos tercios restantes corresponden a aplicaciones de riego (agrícola en su inmensa mayoría). Existe un pequeño porcentaje correspondiente a otras aplicaciones. Citamos algunos factores fundamentales en el desarrollo del reuso de aguas residuales.

- Insuficiencia de recursos de agua fresca existentes en determinadas áreas del mundo (oriente Medio, África, Sur de USA, Sur de España, Islas Canarias,..),
- Mejora de la calidad de los efluentes de las plantas de tratamiento de aguas residuales,
- Incremento de tratamientos terciarios como práctica común en las EDARs

2.2.- DESARROLLO DEL SISTEMA PILOTO DE RECUPERACION/ REUSO DE AGUAS RESIDUALES

Las tecnologías actuales ofrecen una variedad de técnicas de recuperación/reuso de aguas para suplir la creciente demanda de agua tratada, siendo necesario establecer una estrategia de actuación organizada para evaluar completamente las opciones disponibles y seleccionar la más adecuada.

Inicialmente se realizó una planificación orientada en varias fases enfocadas a la definición del sistema, creación de una base de datos, evaluación y selección de los procesos de tratamiento, y ejecución del mismo. La información generada en las principales tareas desarrolladas en cada etapa fue analizada, rectificada si era el caso y establecida como base de actuación para la siguiente.

2.2.1.- Definición del Sistema

La fase inicial implica un estudio completo que engloba la propuesta teórica, factibilidad de diseño y construcción acorde con las metas y objetivos específicos en

cualquier sistema de reutilización de aguas, analizar si es necesaria la recuperación de agua y si esta es viable. A continuación exponemos algunos de los objetivos básicos de la propuesta:

- Planificación, examen y verificación de la factibilidad de reuso y reutilización a partir del efluente de las EDARs.
- Prevención de los efectos adversos sobre la calidad del agua en las fuentes receptoras que limitan su uso potencial.
- Cumplimiento de las regulaciones legales sobre la calidad del agua de los vertidos de efluentes de aguas residuales.
- Reducción y/o prevención del incremento de los riesgos de la salud pública asociados con el suministro de agua residual, tratamiento y métodos de eliminación.
- Proporcionar una fuente agua de calidad superior que la ofertada por la EDAR.
- Mantener o mejorar las condiciones estéticas del agua en la fuente receptora.
- Proporcionar suministros de agua de diversas calidades para usos varios.
- Seleccionar la tecnología de tratamiento óptima con la capacidad de mantenimiento y operatividad.
- Investigar las opciones de reuso del agua para reducir la demanda sobre el suministro de agua potable.
- Potenciar la reutilización de aguas si se demuestra que es económicamente viable.
- Participación y compromiso público en el desarrollo y ejecución del sistema.

2.2.2.- Base de datos y Programa de Monitorización

Es necesario contar con una fuente de datos que establezca la población existente y proyectada, tipos de reservas, calidad histórica del agua, producción de agua potable y su uso, caudal y calidad de las aguas residuales, capacidad de las estaciones de depuración, leyes sobre las aguas, datos climatológicos y medidas sobre conservación.

Toda esta información fue utilizada para evaluar las necesidades de recuperación de aguas y la idoneidad de los procesos de tratamiento potenciales y proporcionar un contexto dentro del cual se consideren diversas alternativas. Algunos datos fueron incompletos o de cuestionable validez, remitiéndonos a trabajar con datos suplementarios. Se estableció un programa intensivo de monitoreo de la calidad del agua de diversas depuradoras y se diseñó uno específico para la EDAR que ofrecía mayores problemas en sus niveles de descarga, en nuestro caso la Estación Depuradora de Gáldar y de esa forma ofertar resultados en la investigación que cubra un amplio espectro.

Tabla 2.1: Listado Parámetros característicos

Monitorización : Calidad del Agua			
pH			
Conductividad	Calcio	Bicarbonatos	Detergentes
Temperatura	Magnesio	Carbonatos	Grasas
Turbidez	Sodio	Sulfatos	Fenoles
Color	Potasio	Nitritos	Oxígeno Disuelto
Acidez	Hierro Total	Nitratos	Cloro Libre
Alcalinidad	Nitrógeno	Cloruros	Demanda Química Oxígeno
Sólidos Totales	Amoniacal	Fosfatos	Demanda Bioquímica Oxígeno
Sólidos Disueltos	Cromo	Fluoruros	Carbono Orgánico Total
Sólidos Suspendidos	Aluminio		E-Coli
Dureza Total y Cálctica			

2.2.3.- Evaluación y Selección del Proceso

Es la fase del desarrollo de la información técnica e identificación de los estándares de calidad. Al establecer la reutilización debemos determinar el impacto que sufre el agua receptora, su observación y evaluación permitirá desarrollar un programa alternativo de protección.

El análisis de la calidad del agua en función de un tiempo específico y los resultados de la modelización revelan el grado de caracterización apropiado para el efluente, permitiendo la selección del tratamiento óptimo. Son necesarios criterios estrictos del efluente para los diferentes usos del agua regenerada propuestos en el proyecto de recuperación de aguas que puede incluir reuso de agua para riego, reuso industrial, descarga a un afluente de la reserva, descarga directamente a la reserva, etc.

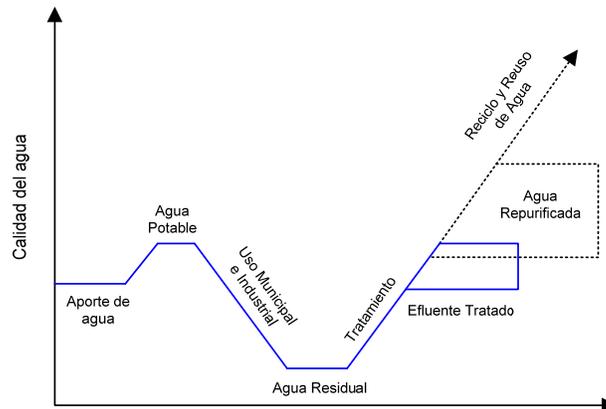


Figura 3.- Variación de la calidad del agua en un tiempo determinado

En la (Fig. 3. Asano 1998), se representa la variación de la calidad del agua con el uso y el tiempo, se visualiza que la potabilización aumenta la calidad, disminuyendo con el uso hasta niveles críticos (agua residual), aumentado su calidad mediante procesos de tratamiento avanzado obteniendo incluso agua de mejores características que la de aporte y en casos especiales de la potabilizada (agua ultrapura).

En la selección de configuración del tratamiento se valora preferentemente a aquellos que están actualmente en uso no comprometiendo su alternancia o variabilidad acorde con las condiciones reales cuando ya son operativas. Se realizan numerosos test para aquellos parámetros claves del proceso con el fin de demostrar que es un tratamiento apto de ser exportado total o parcial a otros lugares con problemas y características similares.

Se prepara un análisis detallado de las ventajas y desventajas de cada uno de los procesos propuestos, teniendo en cuenta las condiciones de diseño y operación así como un análisis inicial de costes. Posteriormente se ejecuta su selección y se establecen rangos de trabajo para actuar en laboratorio con modelos piloto cuyos datos nos ofrecen la factibilidad de ratificar, rectificar o desechar los procesos de membrana establecidos.

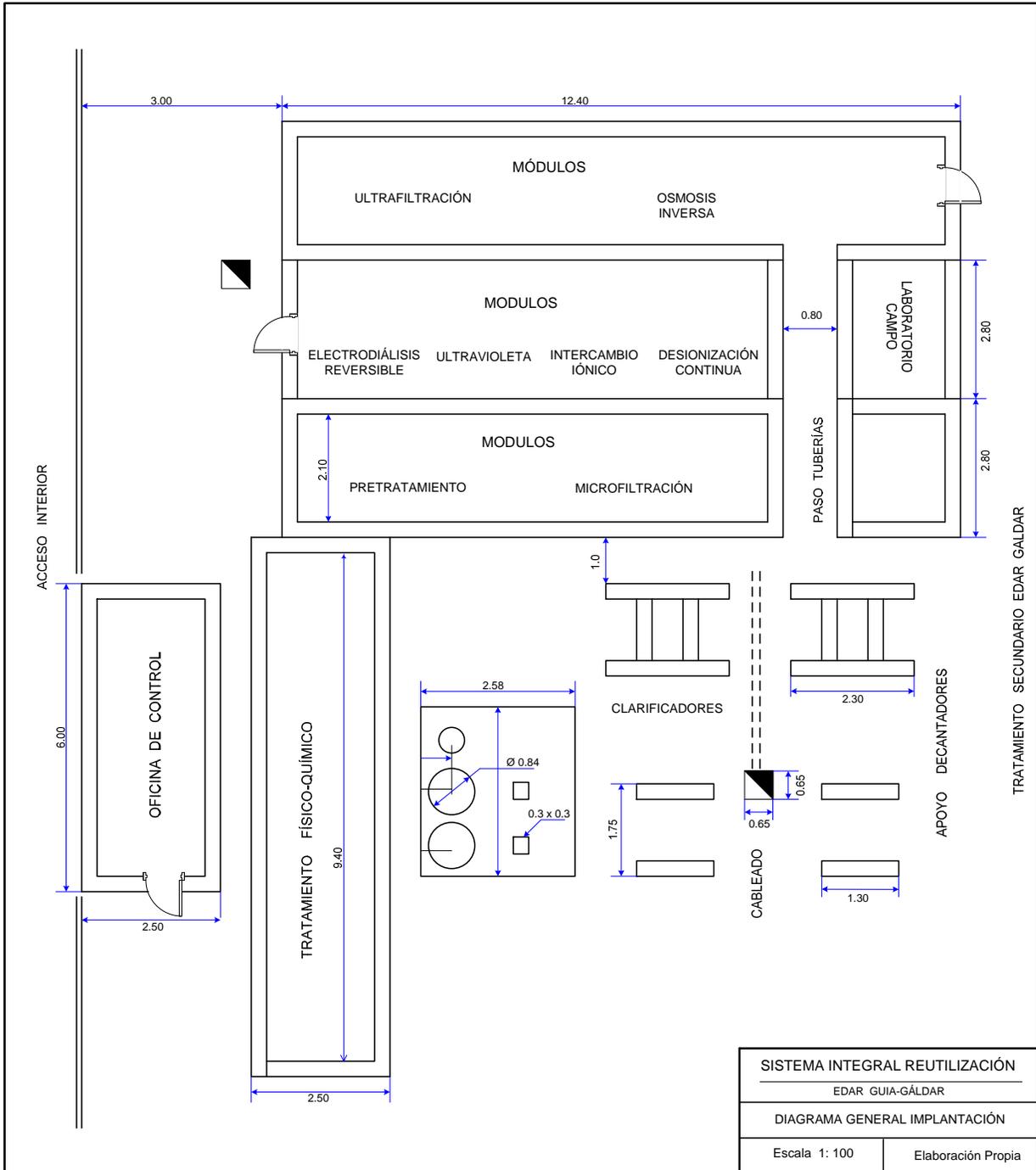
2.2.4.- Ejecución Sistema Propuesto

En esta apartado es básico la complementación teórica con un estudio profundo de los principios que rigen los procesos de membranas y sus factores característicos, la elaboración del plan de tratamiento guía y requerimientos de infraestructura que se combinan en un exhaustivo procedimiento de recuperación de aguas.

El diseño establece inicialmente dos vertientes de tratamiento independientes y acopladas en un ingenioso sistema avalado por un exigente control de calidad, también se incorporan a éste el apartado de conservación del agua, su utilidad mediata y calidad ofertada.

2.2.4.1.- Criterios de Acciones

Se han diagramado las alternativas necesarias para la construcción y montaje del sistema basándose en los datos de la ingeniería de detalle, se considera la disposición del espacio físico, la distribución de las estructuras donde se ubicaron las unidades y la oficina de control de los procesos.



Implantación del sistema

En la primera fase se ensamblaron los sistemas primario “Cristal M” coagulación, floculación, sedimentación y filtración; sistema multifuncional de acondicionamiento filtro multicapa, desinfección por cloración, microfiltración y el terciario de electrodiálisis reversible.

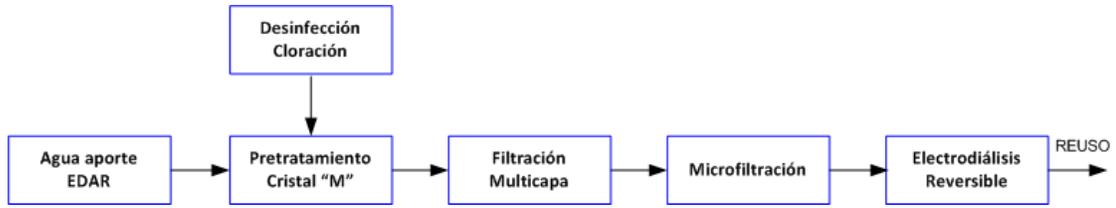


Figura 4.- Línea del tratamiento en la fase I

En la segunda fase se acoplaron las unidades preseleccionadas, sistemas de microfiltración, ultrafiltración, osmosis inversa y desinfección por ultravioleta operando con agua proveniente del sistema multifuncional.

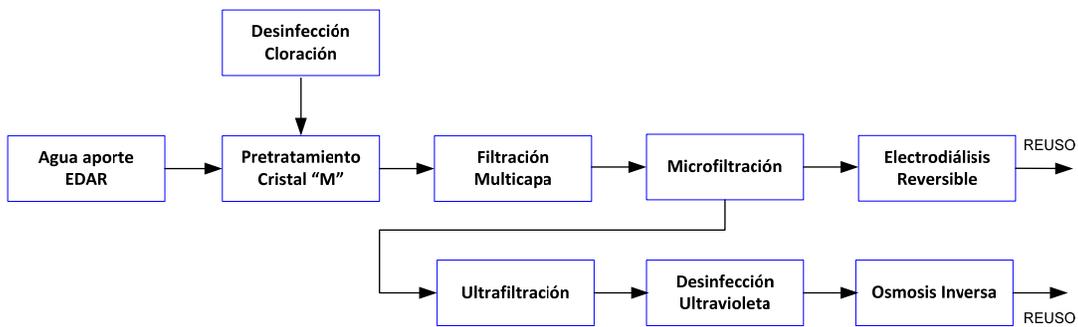


Figura 5.- Línea del tratamiento en la fase II

En la tercera fase incluso se alcanzó agua ultrapura con aporte procedente del proceso de osmosis inversa acoplando en paralelo intercambio iónico y electrodesionización continua, todos los procesos se programaron para funcionar individual o en conjunto en secuencias determinadas.

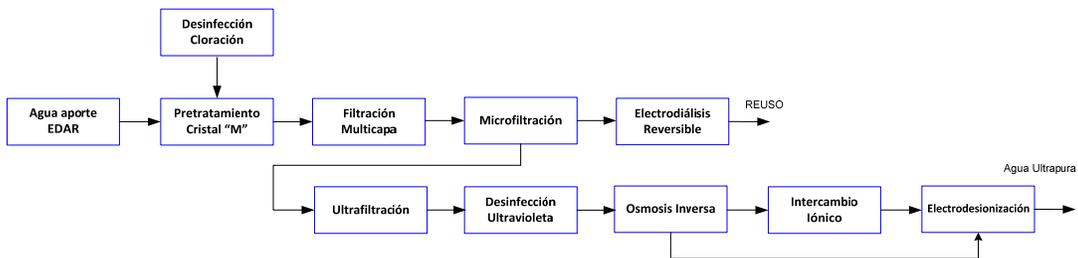


Figura 6.- Línea del tratamiento en la fase final

En la etapa de ejecución se definieron las mejoras necesarias del sistema existente, estableciendo un patrón de perfeccionamiento, desarrollando esquemas de

calidades de agua y aplicaciones para diversos usos considerando costos e identificando las necesidades no estructurales. Debo acotar que en el proyecto, el concepto reutilización se aplica también a las unidades y sus componentes creando una llamativa vertiente de atención general; se ha reutilizado la planta piloto que investigaba la eficacia de tecnologías de tratamiento avanzado para recuperación de la purga de torres de enfriamiento de la Central Térmica de la Robla que incluía pretratamiento (ajuste de pH, clarificación y filtración por gravedad) y módulo de osmosis inversa. Simultáneamente se realizaba la reconversión de una rack de ósmosis en un módulo de ultrafiltración y se analizaba y planificaba el reuso de membranas que hayan cumplido su ciclo de vida en desalinizadoras de agua salobre y de mar.

El programa de optimización se basa en la curva de demanda–suministro de control periódico. Los cambios en esta curva demanda–suministro debido a las mejoras del tratamiento se reflejan en las curvas modificadas, que se constituyeron en guías auxiliares de control del proceso.

En el análisis de costos generales deben expresarse costos por volumen y costos de desarrollo de suministros de agua en términos de volumen por año. Estos deben compararse con costos de proyectos de suministros de agua convencionales, al ser un proyecto inédito no es posible realizar esta evaluación. Las necesidades no estructurales incluyen leyes y normativas vigentes, supervisión de la calidad del agua, apartado económico y difusión pública.

Supervisión de valoración continua: Se implanta un programa de supervisión de la calidad del agua en todo el proceso, los datos obtenidos permiten evaluar el impacto de las mejoras del reuso, se incrementan la toma de muestras y test de los parámetros más sensibles a nivel de planta y laboratorio, los que muestran mayor tendencia a encontrarse por debajo de los límites de detección o dentro de los criterios de fiabilidad se analizaron con menor frecuencia, en este apartado se incluye un novedoso sistema de testar no parámetros individuales y si asociándolos en índices que son más significativos y permiten abordar las medidas de corrección de forma más eficiente; el caudal, presiones y consumo energético son constantes del control operativo.

Conformidad pública: Debido a que la población en general presenta cierta reticencia a la relación entre agua residual y agua reutilizada, normalmente se requiere un programa de información y difusión que comienza en la fase de estudios y continua a lo largo de toda la fase de ejecución con publicaciones, exposiciones en congresos científicos, artículos en revistas especializadas y ensayos demostrativos que avalen la investigación.

2.3.- NORMATIVA

A lo largo de los últimos años se han desarrollado normas, reglas y guías, en relación con la calidad de agua requerida para los diferentes usos de agua.

Al inicio del proyecto La World Health Organization (1989), la EPA (1992), así como diferentes Estados de USA y diferentes países como Kuwait, Arabia Saudí, Israel, habían marcado los límites en los diferentes contaminantes existentes tanto en parámetros químicos como microbiológicos. Actualmente la Unión Europea y España han desarrollado normativas para el reuso del agua en sus diferentes aplicaciones.

En España el Real Decreto 1620/2007 (BOE, 2007) insta el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas y desarrolla la legislación pendiente tras la publicación del Plan Hidrológico Nacional (11/2005) cumpliendo con las exigencias del Reglamento de Dominio Público Hidráulico y transpone la Directiva Marco del Agua (Directiva 2000/60/CE). En el Real Decreto Art. II se exponen importantes definiciones que ratifican la concepción original del estudio, citamos las más trascendentes:

Reutilización de las aguas: aplicación, antes de su devolución al dominio público hidráulico y al marítimo terrestre para un nuevo uso privativo de las aguas que, habiendo sido utilizadas por quien las derivó, se han sometido al proceso o procesos de depuración establecidos en la correspondiente autorización de vertido y a los necesarios para alcanzar la calidad requerida en función de los usos a que se van a destinar.

Aguas regeneradas: aguas residuales depuradas que, en su caso, han sido sometidas a un proceso de tratamiento adicional o complementario que permite adecuar su calidad al uso al que se destinan.

Sistema de reutilización de las aguas: conjunto de instalaciones que incluye la estación regeneradora de aguas, en su caso, y las infraestructuras de almacenamiento y distribución de las aguas regeneradas hasta el punto de entrega a los usuarios, con la dotación y calidad definidas según los usos previstos.

El Capítulo II establece las condiciones básicas para la reutilización y los usos admitidos anexo IA: urbano, agrícola, industrial, recreativo y ambiental, el anexo IB se refiere a la frecuencia de muestreo y el anexo IC evalúa la calidad de las aguas, métodos analíticos y los criterios que establecen los valores máximos admisibles incluyendo parámetros físico-químicos y sanitarios, para el resto de los parámetros es necesario que las aguas depuradas cumplan con las condiciones específicas para el vertido de aguas residuales. Real Decreto 1315/1992 (BOE, 1992).

Además se prohíbe la reutilización para los siguientes usos: consumo humano, industria alimentaria, instalaciones hospitalarias, cultivo moluscos, uso recreativo (agua de baño), torres de refrigeración y condensadores evaporativos, fuentes y láminas ornamentales (espacios públicos).

En el apartado de calidad las aguas regeneradas deben cumplir en el punto de entrega los criterios de calidad según usos establecidos en el anexo IA. Si un agua regenerada está destinada a varios usos serán de aplicación los valores más exigentes de los usos previstos.

Las guías de la EPA, Standard USA National Primary and Secondary Drinking Water Regulation relacionan los criterios de calidad con los tratamientos mínimos exigibles.

III.- INTRODUCCIÓN A LAS TECNOLOGÍAS DE MEMBRANAS

FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA

3.- INTRODUCCIÓN A LAS TECNOLOGÍAS DE MEMBRANAS

3.1 HISTORIA

La tecnología de la separación por membranas se encuentra en estado de rápido crecimiento e innovación en diferentes áreas, practicándose en separaciones que cubren un amplio rango de tamaño y peso molecular. A partir de la mitad del siglo pasado se desarrollaron varios procesos de separación por membranas, siendo el de mayor relevancia el de microfiltración continua, técnica de gran aplicación industrial y la segunda más antigua después de la diálisis.

El desarrollo en la química de polímeros condujo a una rápida aplicación de los trabajos realizados a la permeación de gases y vapores a través de membranas. Las características del mecanismo de transporte solución-difusión fue establecida, al tiempo que se establecía la diferencia radical entre este mecanismo y la difusión gaseosa en macroporos. En Estados Unidos durante los años 40, y solo con propósitos militares, se instalaron grandes plantas de membranas para la separación de los isótopos del uranio (^{235}U y ^{238}U) por “difusión gaseosa”. La posibilidad técnica de un proceso de membranas en el cual la separación se realizara a nivel molecular fue efectuada por primera vez a escala comercial alrededor de comienzos de la segunda mitad del pasado siglo. A partir de allí surgen nuevos procesos de aplicación industrial, debidos en gran parte al impulso de las membranas asimétricas realizado por Loeb y Sourirajan en la década de los cincuenta. La ultrafiltración y la ósmosis inversa alcanzan su madurez y desarrollo en la década de los sesenta, mientras que los procesos para la separación de mezclas gaseosas a escala industrial solo aparecen a finales de los años setenta y comienzos de los ochenta.

Alrededor de 1950, las resinas de intercambio iónico también llegan a ser disponibles en forma de hojas. El grado de selectividad que ellas mostraban a través de la permeación ya fuera por cationes o por aniones fue mayor que la selectividad encontrada en cualquier otro sistema no iónico. De los varios usos a los cuales estas membranas iónicas podrían ser aplicadas, la desalación de aguas salobres por electrodiálisis fue una que atrajo la gran atención.

La microfiltración MF se desarrollo después del descubrimiento de la nitrocelulosa en 1846. Las membranas de nitrocelulosa fueron reportadas por Frick en 1855⁽¹⁾, materiales que incluso en la actualidad son utilizados.

El desarrollo de las membranas continuó, principalmente en Alemania. En 1906, Bechhold publica la forma de cambiar el tamaño de poro, variando la concentración de polímero. En 1918, Zsigmondy y Bachmann publicaron un método para fabricar

pequeñas cantidades de una sustancia parecidas al “papel pergamino” que utilizaron en la fabricación de membranas para MF, incluyendo una descripción de cómo se podía variar el tamaño del poro. Zsigmondy, en 1922, viaja a Estados Unidos y patenta su invención, resultado de exponer un recubrimiento delgado de solución de nitrocelulosa a la humedad del aire⁽²⁾. En 1927, Sartorius comenzó a producir membranas comerciales⁽³⁾.

La comercialización a gran escala de la MF se le atribuye a Gertrude Mueller, del Instituto de Higiene de la Universidad de Hamburgo, encontró que la microflora de un gran volumen de agua podía ser depositada intacta en un pequeño disco de membrana microfiltrante. Cultivando la membrana y realizando el conteo de colonias, se podía hacer una rápida y precisa determinación de la calidad del agua para beber. Descubrimiento importante en Alemania en la post guerra en donde su infraestructura civil había sido destruída⁽⁴⁾.

La tecnología para la MF fue investigada por la U.S. Joint Intelligence Objectives Agency, su principal investigador Alexander Goetz⁽⁵⁾, desarrolló posteriormente sus hallazgos bajo contrato con la U.S. Army. En 1950 la compañía “Lovell Chemical” desarrolla los trabajos posteriores de Goetz. Desde noviembre de 1950 hasta abril de 1954, se publicaron una serie de informes, crónicas de las dificultades encontradas en la transición de la MF experimental en el laboratorio hasta lograr un desarrollo semicomercial. El reporte de septiembre de 1951 es muy interesante debido a los desesperados esfuerzos por fabricar grandes hojas de membrana para MF. Las placas de vidrio (glass plate), las membranas así llamadas, eran demasiado grandes para tener estructuras lisas como el vidrio. El informe de John R. Bush, advertía que el lograr superar las dificultades técnicas de la fabricación de las membranas para MF, daría como resultado una herramienta de incalculable valor para realizar estudios bacteriológicos cuantitativos confiables. Posteriormente Bush compró esta tecnología a la Lovell y fundó la compañía “Millipore Corporation”, líder mundial en microfiltración.

El fenómeno de ósmosis fue descubierto por Abbè Nollet hace ya 200 años cuando observa el transporte de agua a través de una membrana de vejiga de cerdo que cubría la boca de una ánfora que contenía vino; la primera membrana sintética fue fabricada por Maritz Taube en 1867⁽⁶⁾

La osmosis inversa (OI) y la ultrafiltración (UF) llegaron con posterioridad, ninguna se desarrolló a partir de la MF. La UF se deriva de la tecnología de fabricación de membranas para OI en casi todos los aspectos importantes. Las membranas de OI, y no las membranas de MF, son las directas predecesora de las membranas de UF⁽⁷⁾.

En 1959 en la fabricación de membranas asimétrica, Reid y Breton⁽⁸⁾ en la Universidad de la Florida, demostraron que acetato de celulosa, AC, tenía un alto poder de rechazo de sales. La primera osmosis inversa con membranas con fines prácticos fue

desarrollada en los años sesenta, para la desalinización de agua de mar, resultado de las investigaciones desarrolladas en la Universidad de California (UCLA) por Loeb y Sourirajan en 1963 trabajando con AC⁽⁹⁾. Las membranas resultantes tenían una densa capa límite, soportada completamente por una subestructura que era progresivamente más porosa a partir de la superficie y cuyas características eran su alto flujo y la resistencia mecánica. Mientras que el grupo de UCLA buscaba introducir las membranas de OI como su principal meta, el grupo de Alari Michaels, primero en el MIT, y posteriormente en Amicon Corp, lograba después obtener las membranas para UF. Variados materiales fueron probados para las membranas de UF, las de acetato de celulosa similares a los utilizados en OI producían membranas con muy buenas propiedades como ultrafiltros, debido a que los polímeros celulósicos tienen propiedades químicas que limitan su aplicación industrial, Dorr-Oliver comenzaron a investigar otros polímeros para la fabricación de membranas asimétricas para UF, inicialmente con el patrocinio de Amicon. La década iniciada en 1965 fue una de las de mayor actividad de desarrollo en UF, tanto en membranas como en procesos. Las membranas de acetato de celulosa fueron rápidamente desplazadas por una variedad de membranas no celulósicas inventadas independientemente por varios investigadores en un corto tiempo. Las membranas de poliacrilonitrilo para UF fueron descubiertas en una tentativa fallida para obtener una membrana para OI, descrito en un artículo publicado en 1965 Las membranas de polisulfona fueron primeramente fabricadas como una película soportada para membranas de OI. Las membranas de fluoruro de polivinilideno fueron fabricadas por accidente.

Para los recién iniciados, La UF y la MF son similares, procesos que trabajan por exclusión por tamaño, permitiendo que pequeñas moléculas pasen a través de la membrana, mientras que las de mayor tamaño son retenidas. Los dos procesos fueron desarrollados para separaciones en base acuosa, y ambos tienen aplicación en soluciones no acuosas. La MF también es utilizada en filtraciones en fase gaseosa. Sin embargo, tienen un desarrollo diferente, aplicaciones diferentes, y equipamiento y fabricación de membranas diferente.

La hemodiálisis, la diálisis de la sangre a través de un riñón artificial, es la aplicación más extendida de todas las aplicaciones comercializadas de membranas. Esta relacionada muy de cerca con la UF y MF. Las membranas de diálisis son similares a las membranas para UF, pero difieren en la fuerza generalizada que conduce la transferencia de masa, ya que en la diálisis es un gradiente de concentración, mientras que en la UF y MF es un gradiente de Presión.

La electrodiálisis a escala industrial se ha venido aplicando en los últimos 20 años. El desarrollo de los procesos con eléctromembranas comienzan en 1890 con los trabajos de Ostwald ⁽¹⁰⁾, quién estudio las propiedades de las membranas permselectivas y descubrió que una membrana es impermeable para cualquier electrolito si ésta es impermeable a sus cationes o a sus aniones. Para ilustrarlo, postulo la existencia del llamado “potencial de membrana” que se generaba en la frontera entre

la membrana y la solución como una consecuencia de la diferencia en la concentración que en este punto se origina. En 1911, Donnan⁽¹¹⁾ confirmaba este postulado para una membrana de intercambio iónico y la solución del alrededor. Simultáneamente, se desarrollaron ecuaciones matemáticas para describir la concentración en el equilibrio, que condujeron al denominado “potencial de exclusión de Donnan”.

El primer estudio básico relacionado con membranas ion selectivo fue realizado en 1925 por Michaelis, quien utiliza membranas homogéneas de colodión⁽¹²⁾. En 1940, el interés por las aplicaciones industriales condujo al desarrollo de membranas de intercambio iónico sintéticas sobre la base de resinas policondensadas de fenol-formaldehído⁽¹³⁾. En 1940 Meyer y Strauss propusieron un proceso de electrodiálisis en el cual las membranas anión y cation selectivas se agrupaban en serie alterna entre dos electrodos, formados compartimentos en paralelo donde se depositaba la solución a electrodiálisis⁽¹⁴⁾. Con tal electrodiálizador la desmineralización o concentración de soluciones podrían lograrse en múltiples compartimentos con solo un par de electrodos. La pérdida irreversible de energía representada por los potenciales de descomposición de los electrodos puede distribuirse sobre varios compartimentos, y por lo tanto minimizarse. Con el desarrollo logrado a finales de los 40 por Juda y McRae de Ionics Inc.⁽¹⁵⁾, Winger et. al y Rohm y Haas⁽¹⁶⁾, con membranas de alto intercambio iónico más, estables y de baja resistencia eléctrica, la electrodiálisis rápidamente llegó a ser un proceso industrial para desmineralizar y concentrar soluciones de electrolitos. El desarrollo de una membrana de intercambio catiónico químicamente estable con base en sulfonatos de politetrafluoruro de etileno, diez años después, condujo al uso a gran escala de estas membranas en la producción industrial de cloro-alcali. La principal aplicación que se ha venido dando a la electrodiálisis en USA y Europa, es en la desalinización de agua de mar y salobre. Las membranas utilizadas en estas aplicaciones deben tener una alta selectividad y baja transferencia electro-ósmótica en contacto con soluciones muy diluidas. Sin embargo, la resistencia eléctrica no tiene prioridad debido a que esta controlada, principalmente por la conductividad de la solución diluida. Las membranas que llenan completamente estos requisitos se denominan estructuras heterogéneas, y se fabrican por dispersión de un fino polvo de resina de intercambio iónico dentro de la solución de la matriz de polímero y la evaporación del solvente⁽¹⁷⁾.

Una aplicación diferente de la electrodiálisis fue concebida en el Japón. Allí fue utilizada para concentrar el cloruro de sodio del agua de mar para producir sal de mesa⁽¹⁸⁾. En esta aplicación la resistencia eléctrica de la membrana es de vital importancia para la economía del proceso. Estos requerimientos condujeron al desarrollo de las membranas homogéneas con muy baja resistencia eléctrica pero menor resistencia mecánica.

Con la introducción de la electrodiálisis ED en la industria de los alimentos y de los medicamentos, y especialmente en el tratamiento de ciertos efluentes industriales, de nuevo, se necesitó el mejoramiento del diseño de las celdas como también el de las propiedades de la membrana, especialmente su estabilidad química y térmica, llegaron a

ser necesarias⁽¹⁹⁾. En años 80s, áreas completamente nuevas de aplicación de ED se han abierto, en esta época Liu et. al ⁽²⁰⁾ introdujeron las membranas bipolares para la recuperación de ácidos y bases de sus sales correspondientes, induciendo un potencial eléctrico de disociación del agua, a escala industrial.

La pervaporación y la permeación de vapor son de los últimos procesos de separación por membrana que han tenido aplicación industrial, gracias a ser económicamente competitivos con otros procesos de separación ya existentes. La primera planta de pervaporación a escala industrial inicia operaciones en 1985 en Karlsruhe-Maxau (Alemania), y poco después otra en Betheniville (Francia). Ambas plantas se utilizan en la deshidratación del etanol del 94%. En septiembre de 1989 en Heilbron (Alemania), inicia operaciones comerciales la primera planta industrial de permeación de vapor, que al igual que las dos anteriores, también fue diseñada para la deshidratación de etanol.

Nuevos procesos de separación por membranas están surgiendo frecuentemente, muchos de los actuales procesos están siendo sometidos a evaluación y mejoramiento para aumentar su eficiencia y competitividad económica. Significativos mejoramientos son comúnmente efectuados en varios aspectos de la tecnología de separación con membranas, a saber: Desarrollo de nuevos materiales para la fabricación de membranas con alta selectividad y/o permeabilidad, nuevos métodos en la fabricación de membranas asimétricas de alto flujo, o compuestas, en la construcción de módulos (hojas planas, fibra hueca o tubulares), y en el diseño de procesos tanto unitarios como híbridos.

3.2 ESTUDIO DE MEMBRANAS

Múltiples procesos industriales producen una amplia variedad de componentes y productos químicos que requieren ser separados, concentrados y purificados dentro de un rango requerido de calidad. Estas especies incluyen materia prima y químicos utilizados en la fabricación, productos intermedios, productos y biproductos terminados y, corrientes de fluidos residuales. En los últimos años se han introducido nuevos procesos de separación basados en el empleo de **Membranas sintéticas**⁽²¹⁾ (membranas fabricadas con polímeros hechos por el hombre) como elemento separador; para suplir las técnicas tradicionales de separación, como: destilación, adsorción, extracción con solvente, cristalización etc. Las separaciones abarcan desde partículas sólidas, sustancias inmiscibles que se hallan en fase gaseosa o líquida, pasando por la separación de gases, hasta solutos disueltos en fase líquida. En muchos casos, estas separaciones son más rápidas, eficaces y económicas que las que se hacían tradicionalmente⁽²²⁾.

Una membrana es una fase permeable o permeaselectiva, formada por una delgada capa polimérica, que restringe el movimiento de ciertas especies. Esta fase agregada es una barrera entre la corriente de alimentación a ser separada y la corriente de producto. La membrana o barrera controla las velocidades relativas de transporte de diferentes especies que pasan a través de ella, y de esa forma, y en todas las separaciones, otorgando un producto reducido en ciertos componentes y un segundo producto concentrado en esos mismos componentes.

El concepto de **membrana**⁽²¹⁾; se expresa como un film delgado que separa dos fases y/o actúa como una barrera activa o pasiva en el transporte de masa entre fases adyacentes. **Membrana sintética** es una membrana artificial, siendo una de sus características la de participar en operaciones de membranas, esto es, en procesos de separación. **Membrana permselectiva** es aquella que separa componentes de un fluido mediante diferencias en una o más propiedades de los componentes, tales como el tamaño y la forma, carga eléctrica, velocidad de difusión y solubilidad, (semipermeables). La fig. 7 explicita las definiciones que nos llevan a comprender la terminología general utilizada en los procesos de membranas.

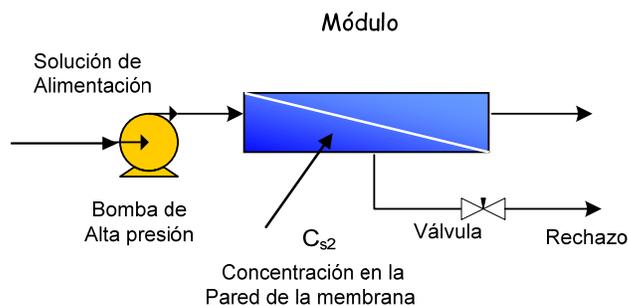


Figura 7.- Separación por membrana

$$\text{Separación} = f = \frac{C_{S1} - C_{S3}}{C_{S1}} \quad (3.1)$$

Permeado la porción de la corriente de alimentación que pasa a través de la membrana, **retenido** la porción de la alimentación que no pasa a través de la membrana (Términos equivalentes como **concentrado** y **rechazo** son utilizados en ósmosis inversa).

La **eficiencia** de una membrana se define en términos de dos factores, el flujo y la Retención (o separación), definidos como:

El **flujo** (Flux), **J**, volumen de permeado, que pasa a través de la membrana por unidad de área y unidad de tiempo. El término flujo se confunde con la velocidad a la que pasa el fluido a través de la membrana. El flujo, por definición, no es una velocidad real, es una velocidad aparente que solo se aproxima a la velocidad real cuando el promedio, del área de los poros en la membrana es al área total de la misma, es muy grande (tiende a 1).

La **permeabilidad (L)**, se refiere al flujo de un componente a través de la membrana por unidad de la fuerza generalizada que gobierna el proceso. Las dos definiciones son generales e incluyen cualquier componente líquido o gaseoso de una mezcla de fluidos.

En el caso de una solución, la permeabilidad del solvente llega a ser el flujo del solvente por unidad de gradiente de presión, mientras que la permeabilidad del soluto es el flujo de soluto por unidad de gradiente de concentración. En el proceso de permeación de gases, la permeabilidad de un gas componente del fluido a separar, es el flujo por unidad de gradiente de presión.

La **retención (R)**, (separación), es la capacidad de una membrana para impedir que un componente pase a través de ella o para retener un componente en el fluido. Se expresa por el **coeficiente de retención, IR**, que define el grado de separación de un componente desde el solvente por la membrana bajo las condiciones de operación

$$IR = 1 - \frac{C_p}{C_r} \quad (3.2)$$

definidas:

C_p representa la concentración molar en el permeado

C_r es la concentración en el retenido.

Las membranas se destinan para usos variados e incluyen separación de mezclas de gases y vapores, líquidos miscibles (mezclas orgánicas y acuosas, y mezclas

acuosas/mezclas orgánicas), dispersiones sólido/líquido y líquido/líquido, y sólidos disueltos y solutos de líquidos, virtualmente todas las separaciones requeridas en la industria pueden, en principio, ser logradas con membranas, como:

1. Filtración de sólidos suspendidos (y líquidos dispersos) del tamaño de una micra o menor desde líquidos o gases que contienen sólidos disueltos.
2. Remoción de macromoléculas y coloides desde líquidos conteniendo especies iónicas.
3. Separación de mezclas de líquidos miscibles.
4. Separación selectiva de gases y vapores desde corrientes gaseosas y de vapores.
5. Transporte selectivo de especies iónicas.
6. Remoción completa de todos materiales, suspendidos y disueltos, desde el agua.

La microfiltración, en combinación con la ultrafiltración son aptas para separaciones que involucren material particulado y macromoléculas y son apropiadas para materiales sensibles a la temperatura y que no alteran químicamente los productos. La filtración por membranas ofrece una simplicidad relativa de operación y bajo costo en comparación a otros procesos; separación por centrifugación, filtración al vacío y secado por esparción. Los últimos avances en el diseño de sistemas para microfiltración y ultrafiltración apuntan al mejoramiento y estabilización de las velocidades de flujo, incluyen técnicas hidrodinámicas para reducir la polarización por concentración de la membrana, tales como pulsaciones, flujos vortex y rotación, y otras técnicas tales como vibración, la aplicación de campos eléctricos y ultrasonido.

Las separaciones por membranas con base acuosa, se refiere a la ósmosis inversa o hiperfiltración y complementa casi totalmente las separaciones con membranas producidas mediante una presión generalizada, que puede:

- A. Separar diferentes solutos por fraccionamiento.
- B. Concentrar solutos por remoción del solvente y
- C. Remover solutos para purificar solventes.

Estas separaciones no tienen restricciones para soluciones con base acuosa pueden, en principio, ser aplicadas a soluciones con base orgánica. La ósmosis inversa es utilizada en industrias donde se aplica la microfiltración y la ultrafiltración, su principal aplicación está en la desalinización para producir agua potable. Las presiones de operación de la ósmosis inversa son de magnitud mayor que las de la ultrafiltración y la microfiltración, y están comprendidas entre 10 y 100 bares.

La pervaporación es un proceso de membranas que puede reemplazar la destilación fraccionada, las aplicaciones se han restringido a separaciones complejas

que involucran la formación de azeotropos, ejemplo (etanol/agua). Este proceso es único en separaciones con membranas que envuelven un cambio de fase desde la alimentación (líquida), al permeado (vapor).

El último proceso para separaciones con base líquida, y que remueve iones selectivamente es la electrodiálisis. Las áreas comercializadas son similares a las de las filtraciones por membrana, su principal aplicación es la desalinización de aguas salobres. Se utiliza en la desalación de alimentos, tratamiento de efluentes, en Japón para la concentración de salmuera. La competencia a la electrodiálisis surge de separaciones como la evaporación y la ósmosis inversa. La ventaja de la electrodiálisis es por su especificidad y eficiencia lograda en la separación a bajas temperaturas. Una de las principales aplicaciones de las membranas tipo electrodiálisis (intercambio iónico) es utilizarlas como separadores en celdas electrolíticas.

3.3 FUERZAS Y FLUJOS GENERALIZADOS PARA EL TRANSPORTE ⁽²²⁾

Los procesos de transporte son procesos de no-equilibrio, se describen mediante ecuaciones fenomenológicas, que relacionan el flujo con sus correspondientes fuerzas termodinámicas generalizadas y que bajo ciertas condiciones adoptan la forma de proporciones; la **Ley de Darcy** establece la relación entre el **flujo de volumen (J_v)** y un gradiente de presión (fuerza generalizada), siendo la constante de proporcionalidad el **coeficiente de permeabilidad (L_p)**, (constante fenomenológica). La tabla 3.1 muestra algunas ecuaciones fenomenológicas para diversos flujos de amplia aplicación.

Tabla 3.1: Ecuaciones Fenomenológicas

Tipo de Flujo	Ley de	Ecuación	Fuerza generalizada
Masa	Fick	$J_m = - D \, dc/dx$	Gradiente de Concentración
Volumen	Darcy	$J_v = - L_p \, dp/dx$	Gradiente de Presión
Electricidad	Ohm	$J_i = - 1/R \, dE/dx$	Gradiente de Potencial Eléctrico
Calor	Fourier	$J_h = - \alpha \, dT/dx$	Gradiente de Temperatura
Cantidad de movimiento	Newton	$J_\eta = - \eta \, dU/dx$	Gradiente de Energía

En procesos de transporte y separación de membranas, tienen importancia las fuerzas generalizadas que dan lugar a flujos significativos de materia. Las principales corresponden a diferencias (gradientes) de: presión hidrostática, concentración, potencial eléctrico y temperatura; influyendo cada una de ellas sobre el flujo de: solvente, soluto, corriente eléctrica y energía térmica respectivamente.

La separación de especies químicas, originada por una de las fuerzas generalizadas suele ocurrir si cumple:

Gradiente de Presión	Las permeabilidades hidrodinámica de las especies frente a la membrana, difieren en forma significativa.
Gradiente de Concentración	Las difusibilidades de las especies en el seno de la membrana son diferentes.
Gradiente de Potencial Eléctrico	Cuando las partículas cargadas presentan diferentes movilidades en el interior de la membrana.
Gradiente de Energía Térmica	Las partículas presentan diferente energía de activación.

Las fuerzas descritas pueden actuar aislada o en forma combinada a través de la membrana, produciendo diferentes fenómenos de transporte. La generación de un fenómeno particular a través de la membrana depende de las características estructurales de ésta.

En procesos de membranas, adicionalmente a los efectos primarios que causan las fuerzas generalizadas (flujos), pueden ejercer influencia sobre otras fuerzas (interdependencia) dando lugar a nuevos efectos. Así por ejemplo, un gradiente de presión a través de una membrana puede no solo dar origen a un flujo de volumen (ósmosis), sino que también, en condiciones apropiadas generar un gradiente de concentración. Análogamente, un gradiente de concentración además de dar lugar a un flujo de materia, puede causar el efecto de una diferencia de presión desencadenando un proceso de ósmosis. Otro ejemplo lo constituye el generado por un gradiente de temperatura a través de una membrana, el cual puede generar además de un flujo de calor, un transporte de materia (**Termodifusión o Termo-ósmosis**); el efecto contrario, en el que un flujo de materia genera la aparición de un gradiente de temperatura se llama **Efecto Dufour**. La referencia (23) presenta una buena introducción a estas relaciones y a la de acoplamiento de flujos.

3.4 CLASIFICACIÓN DE MEMBRANAS

Cualquier clasificación de membranas obedece a criterios seleccionados para tal fin. Esto es, de la cualidad o característica elegida como referencia. Por ejemplo, su origen, procesos de separación, mecanismo de transporte en la membrana, estructura interna, etc.

Clasificación general de las membranas sobre la base de su origen: **Naturales**, que son aquellas formadas principalmente por los seres vivos y: **Artificiales**, que son membranas fabricadas por el hombre, partiendo de materiales sintéticos, o modificando materiales naturales (por ejemplo Celulosa) mediante tratamiento biológico, químico o físico.

3.4.1 Clasificación de las Membranas Artificiales

La membrana es la parte más importante en los procesos de separación. Una membrana ideal debería poseer las siguientes características:

- Alta velocidad de flujo para agua
- Capacidad elevada para el rechazo de sales
- Tolerancia al cloro y otros oxidantes
- Resistencia al ataque biológico
- Resistencia al ensuciamiento por coloides y materia en suspensión
- Ser de bajo costo
- Facilidad de moldeo en película delgada o fibra hueca
- tolerar altas presiones
- Poseer alta estabilidad química y soportar altas temperaturas.

Los materiales usados en las membranas:

- **Polímeros sintéticos**; en teoría una vasta fuente, aunque sobresalen los polímeros de perfluoruro, cauchos de silicona, poliamidas y polisulfonas,
- **Productos naturales modificados**; cuya base es la celulosa,
- **Misceláneos**; Incluye membranas inorgánicas, cerámicas, metálicas dinámicas y líquidas.

Deben poseer las siguientes propiedades:

- Resistencia química (a la alimentación y a los fluidos de limpieza),
- Estabilidad mecánica,
- Estabilidad térmica,
- Alta permeabilidad,
- Alta selectividad,
- Operación estable.

Estas propiedades son relativas en términos de procesos individuales y los respectivos costos de capital y operación.

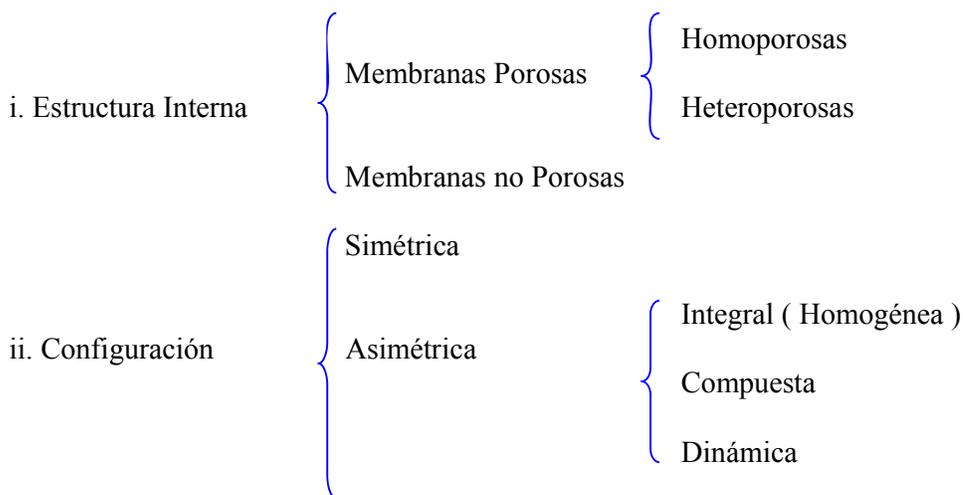
Tabla 3.2: Tipo, estructura, preparación y aplicaciones de membranas sintéticas

Tipo de Membrana	Estructura	Preparación	Aplicaciones
Asimétricas de CA, PA, PS, PAN	Homogénea o microporosa, piel sobre un sustrato microporoso	Vaciado (casting) y precipitación.	UF y OI (MF)GP, PV
Compuesta de CA, PA, PS, PI	Película de polímero homogéneo en un sustrato microporoso	Deposición sobre un sustrato microporoso	OI, PG, PV
Homogéneas de S	Película polimérica homogénea	Extrucción	PG
Intercambio iónico de DVB, PTFE	Homogéneas o Películas porosas de copolímeros con iones fijos cargados positiva o negativamente	Inmersión de polvos de intercambio iónico en polímeros, o sulfonación y reevaporación de películas poliméricas homogéneas	ED
Microporosas: de Cerámica, metal	Diámetro de poro 0.05-20 μm	Moldeo y sinterización	PG
Vidrio	Diámetro de poro 10-100 μm	Leaching de mezcla de dos vidrios	F (mezclas moleculares)
Microporosas: de Polímero sinterizado PTFE, PE, PP	Diámetro de poro 0.1-20 μm	Moldeo y sinterización	F (Suspensiones y filtración de aire)
Microporosas: Polímeros estirados por track-etched PTFE, PE,	Diámetro de poro 0.1-5 μm	Estiramiento parcial de una película cristalina	F (aire, solventes orgánicos)
Microporosas: de PC, Pest	Diámetro de poro 0.02-20 μm	Irradiación y acid leaching	F (reevaporación) Filtración estéril
Microporosas simétricas por inversión de fase. CA	Diámetro de poro 0.1-10 μm	Vaciado y precipitación	Filtración estéril, purificación de agua, diálisis

PTFE-politetrafluoroetileno, CA-ésteres de celulosa, PVC-polivinilcloruro, PA-poliamida, PE-polietileno, PS-polisulfona, PP-polipropileno, S-caucho de silicona, PC-policarbonato, Pest-poliéster, PAN-poliacrilonitrilo, PI-poliimida, DVB-divinilbenceno, UF-ultrafiltración. OI-ósmosis inversa, PG-Permeación gaseosa, MF-microfiltración, DE-electrodialisis, F-filtración, PV-pervaporación.

De acuerdo a su estructura. Esta establecido que la estructura de una membrana depende del proceso empleado en su fabricación; a su vez, el mecanismo de transporte

de materia a través de la membrana, esta determinado por la estructura de la misma y, por lo tanto, su funcionalidad y aplicación como barrera. En una clasificación desde el punto de vista estructural, se utiliza el poder resolutivo de la **Microscopía Electrónica de Barrido (SEM)** como criterio que permite diferenciar las membranas Artificiales atendiendo a su estructura interna y su configuración, en la forma siguiente:



Para distinguir entre una membrana porosa y una no porosa, se toma como umbral de tamaño de poro el de 2 nm. Las membranas **no porosas** se denominan **densas**, y son aquellas que no presentan poros observables por **SEM**, aunque se admite que pueden tener “**huecos**” con diámetros comprendidos entre 1 y 2 nm.

Las Membranas porosas, cuyos poros pueden ser observados a partir del límite de resolución por **SEM**. Pueden obtenerse con configuración tanto simétrica como asimétrica.

3.4.1.1 Membranas Simétricas

Un modelo para una membrana porosa simétrica corresponde al de una matriz sólida, homogénea y plana, atravesada por poros de forma y tamaño regulares, normales a la superficie. Por la forma del poro, pueden ser cilíndricos o regulares, los primeros son aquellos cuyo diámetro es menor que su altura, y los segundos cuando estas dos dimensiones sean iguales. Las membranas porosas reales se aproximan en cierto grado al modelo, siendo posible diferenciar microscópicamente entre aquellas que posean una distribución amplia de tamaño de poro (heteroporosas) y las que presentan diámetros muy uniforme (homoporosas), llamadas también **isotrópicas**

Las membranas simétricas se producen por uno de los siguientes métodos;

- Sinterización o estiramiento – fabricación de membranas microporosas,
- Vaciado (Casting) – fabricación de las membranas para intercambio ionico y reevaporación.

- Inversión de fase y estiramiento (etching) – Los materiales fabricados funcionan como membranas porosas y se utilizan en MF, UF y diálisis.
- reevaporación – Los materiales producidos por este método funcionan como membranas de difusión para la permeación de gases y reevaporación.

Las membranas microporosas son las más simples de todas las simétricas en términos de principios de operación. Se usan en filtraciones y en otras separaciones tales como los pretratamientos, tienen poros definidos o “huecos” y la separación se logra por una acción de tamizado. Los materiales para su fabricación incluyen cerámicas, metales, carbón y polímeros. Las membranas líquidas también utilizan tales estructuras.

3.4.1.2 Membranas asimétricas

Las membranas asimétricas, **anisotrópicas** están constituidas por una delgada capa activa en donde se realizan las separaciones, depositada sobre una sub-estructura porosa y más gruesa, se denominan homogéneas cuando están constituidas por un solo material; estas se corresponden con el concepto genérico de “**Estructura asimétrica integral**”.

Las membranas **dinámicas** son membranas asimétricas cuya capa activa se forma en la superficie de la membrana por la deposición de sustancias contenidas en el fluido a ser tratado. A estas membranas también se les ha llamado “**Membranas fluidas o dinámicamente formadas**”⁽²³⁾.

Se producen ya sea por una inversión de fase desde un polímero simple o como estructuras compuestas. La inversión de fase incorpora estructuras porosas que se forman por precipitación desde una solución de polímero homogénea, se fabrican con una capa porosa de grosor relativo (0.2 – 0.5 mm) que soporta una capa densa y activa, < 1 µm. Estas son clasificadas como membranas porosas y se utilizan en nanofiltración y ultrafiltración. La inversión de fase es también utilizada para la fabricación de membranas asimétricas microporosas. Las membranas compuestas difieren de las producidas por inversión de fase en la capa activa y el soporte es de diferentes materiales.

Generalmente las membranas asimétricas son clasificadas como membranas de difusión y son usadas en OI (ósmosis inversa), PG (permeación gaseosa) y PV (permeación por vapor). Sin embargo hay solapamiento entre las áreas de aplicación de ambos tipos, por ejemplo, las membranas compuestas son utilizadas para UF (y MF), generalmente restringidas a dos capas, pero pueden comprender un número de regiones, o recubrimientos, se encuentran en las modernas membranas de OI y nanofiltración NF. Se fabrican en un sustrato de polisulfona, asimétrico que es soportado por una tela. Una capa ultra delgada desalinizadora se produce in situ en la capa activa a la cual un recubrimiento protector de la membrana puede ser aplicado. Las capas son seleccionadas para presentar ciertas características, por ejemplo de biocompatibilidad.

La estructura asimétrica es una consecuencia directa de los procesos de moldeo empleados en su fabricación, la mayor resistencia a la transferencia de masa a través de las membranas asimétricas, esta localizada en la superficie o piel de las mismas. Por lo tanto, se puede asumir que la eficiencia de la membrana depende, primeramente, de la naturaleza química, espesor y estructura de la piel de la membrana.

Tabla 3.3: Diversos procesos y fenómenos de transporte a través de membranas.

Nombre del Proceso	Tipo de Membrana Artificial y espesor	Fuerza Generalizada	Material Retenido	Materiales que Pasan
Diálisis	Homogénea 10 -100 μm	Diferencia de concentración	Solutos de peso molecular mayor a 1000	Iones y sustancia orgánica de bajo peso Molecular
Electrodiálisis	- Intercambiadoras de Iones y Cationes - Bipolares. 100 – 500 μm	Diferencia de Potencial Eléctrico (1- 2 V. por par de Celdas)	Todas las especies no iónicas y Macromoléculas	Iones
Microfiltración	Simétrica Porosa 10 -150 μm , Tamaño de Poro 0.05 -0.1 μm	Diferencia de Presión 0.1 a > 2 bar	Materiales en Suspensión	Disolventes y especies disueltas
Ultrafiltración	Asimétrica Porosa \cong 150 μm . Tamaño de Poro 1- 100 nm	Diferencia de presión 1 a 10 bar	Materia biológica, Coloides y Macromoléculas	Disolventes y Sales
Nanofiltración	Asimétrica microporosa	Diferencia de Presión	Compuestos Orgánicos, iones Polivalentes	Iones monovalentes y Disolventes
Osmosis inversa	Asimétricas o Compuestas. Capa Superior \cong 1 μm , Subcapa \cong 40 μm . Tamaño de Poro \leq 2 nm	Diferencia de Presión: 10 a 100 bar	Casi todos los Materiales disueltos o en Suspensión	Disolventes
Separación de Gases	Compuestas o Asimétricas no porosas o \geq 1 μm	Diferencia de Presión, 1 a 100 bar	Gases y moléculas a los que la membrana es Impermeable	Gases y Vapores
Pervaporación	Compuestas o Asimétricas no porosas	Diferencia de Presión de Vapor o Actividad	Agua y Compuestos Orgánicos	Compuestos Orgánicos

Adaptada de las referencias (24) y (26).

La pregunta ahora es: ¿Puede ser porosa la piel de la membrana?. La respuesta es afirmativa y dependiendo del tamaño de dichos poros las membranas podrán ser consideradas como membranas para micro o ultra filtración. Como el tamaño de poro

disminuye progresivamente hasta que ya no es posible verse dentro del campo de resolución de la microscopía electrónica de barrido, entonces estas membranas se consideran de tipo asimétrico no porosas^{(24), (25)}. Las membranas que están en el límite de resolución de **SEM**, o sea con un tamaño de poro comprendido entre 0.5 y 2 nm, son muy empleadas en procesos de ósmosis inversa

El transporte de sustancias a través de la membrana se logra por aplicación de una fuerza generalizada a través de la misma, estas permiten una clasificación de las separaciones mediante el mecanismo por el cual los materiales son transportados a través de la membrana. El flujo de materia a través de la membrana es cinéticamente generalizado, por la aplicación de un trabajo mecánico, químico o eléctrico. Las fuerzas generalizadas encontradas en procesos industriales son: presión, concentración, temperatura y potencial eléctrico. En muchos casos la velocidad de transporte (permeación) es proporcional a la fuerza generalizada y la membrana podrá ser categorizada en términos de un apropiado coeficiente de permeabilidad. La tabla 3.3, señala los principales procesos que en la actualidad se han investigado a profundidad y que tienen aplicación industrial como procesos de separación, siendo una alternativa a los métodos clásicos⁽²⁵⁾.

3.4.1.3 Clasificación de membranas de acuerdo a su Naturaleza Química.

Las membranas artificiales pueden fabricarse a partir de diversos materiales ya sean orgánicos (polímeros) o inorgánicos (metales, cerámicas, vidrios, etc.).

3.4.1.3.1 Membranas Orgánicas

Teóricamente, cualquier polímero puede utilizarse, por razones técnicas del proceso, resistencia mecánica y química de la misma, sólo se utiliza un número limitado (ver tabla 3.4); los de celulosa y sus derivados di y tri acetato son los más utilizados. Se caracterizan por ser hidrófilos y de bajo costo, además poseen baja tendencia a la adsorción. Se utilizan en la fabricación de membranas para hemodiálisis, permeado de gases y principalmente en procesos de separación cuya fuerza generalizada sea la presión. Una de las ventajas es su resistencia al cloro, son sensibles a los ácidos y muestran tendencia a la hidrólisis alcalina; igualmente a la temperatura y a la degradación biológica. Utilizadas para la fabricación de membranas de desendurecimiento, desalinización, clarificación y desinfección de aguas.

Las Poliamidas Aromáticas (Aramid), son empleadas en procesos de desalinización debido a su estabilidad térmica, mecánica, química e hidrófila, y presentar una alta permeabilidad selectiva. Su tolerancia al cloro es muy baja, debido a que los grupos amida (-CO-NH-) son sensibles a la degradación oxidativa.

Un polímero menos hidrófilo que los dos anteriores, es el poliacrilonitrilo (**PAN**). Estas membranas no presentan permeabilidad selectiva, razón por la cual no se utiliza para la fabricación de membranas de OI.

Las polisulfonas (**PSf**) y los polietersulfona (**PES**), presentan buena estabilidad química, mecánica y térmica. Son hidrófobos y poseen una alta tendencia a la adsorción. Se utilizan en la fabricación de membranas para UF y hemodiálisis, y como material de soporte en membranas compuestas. Las membranas fabricadas con estos polímeros, se modifican mezclándolos con polímeros hidrófilicos con lo cual mejoran sus propiedades antiensuciamiento.

Las membranas macroporosas se fabrican con polímeros de naturaleza hidrófoba: politetrafluoretileno (**PTFE**), polifluoruro de vinilideno (**PVDF**), isopolipropileno (**PP**), policarbonato (**PC**), y el polietileno (**PE**), los cuales presentan una excelente estabilidad química y térmica. Pese a su sensibilidad al cloro, las membranas de microfiltración de isopolipropileno son utilizadas en el tratamiento de aguas.

3.4.1.3.2 Membranas Inorgánicas.

Los materiales inorgánicos empleados en la fabricación de membranas poseen alta estabilidad química, mecánica y térmica, son costosas y frágiles, siendo su campo de aplicación limitado.

En las membranas inorgánicas, las cerámicas son las de mayor aplicación. Los materiales cerámicos utilizados son generalmente óxidos, nitruros o carburos de metales, tales como aluminio, circonio y titanio.

3.5 CONFIGURACIÓN DE MÓDULOS DE MEMBRANA

La unidad práctica que contiene una o más membranas y la estructura soporte se denomina **Módulo** y el arreglo espacial y geométrico de ellas en él, **Configuración**. Un módulo consta de: membranas, estructura soporte para resistir alta presión, entrada de alimentación y vías de salida para el retenido y el permeado respectivamente.

Un módulo de membranas deberá satisfacer requerimientos de índole hidráulica, mecánica y económica, como:

Hidrodinámicos: Minimizan la caída de presión a través del modulo (para reducir el costo de bombeo); optimizar la transferencia de masa (se reduce la concentración por polarización); minimizar el taponamiento por partículas y/o ensuciamiento; evitar puntos muertos dentro del módulo (para diseños sanitarios).

Mecánicos: Obtener separaciones efectivas (físicas) de las corrientes de alimentación y permeado; proporcionar el soporte físico necesario para la membrana (incluyendo la capacidad para resistir la caída de presión exigida y cualquier retrolavado).

Económico: Tener máxima densidad de empaquetamiento de membranas (el promedio entre el área de membrana y el volumen del módulo); costo de fabricación mínimo; fácil acceso para la limpieza y/o remplazo de membranas; proporcionar suficiente resistencia química y tiempo de vida en operación; incorporar modularidad de diseño para facilitar el manejo a escala.

Las configuraciones de módulo más utilizadas son: placa y bastidor, tubular, enrollamiento en espiral y fibra hueca.

3.5.1 Módulo de Placa y Bastidor

Están formados por membranas planas y placas soporte; con un diseño inspirado en los filtros prensa. El fluido a ser tratado circula entre la membrana y dos placas soporte adyacente. El espesor de la lámina líquida es de 0.5 a 3 mm. (la densidad del compacto de las unidades de placa y bastidor puede estar entre 100 y 400 m²/m³). Las placas dan el soporte mecánico a las membranas y, al mismo tiempo, el drenaje para el permeado. Para aumentar la transferencia de masa se colocan placas corrugadas en el lado de alimentación. Estos arreglos permiten producir circulación en serie o en paralelo. Ensamblajes unitarios con superficies de hasta 100 m² pueden ser formados.

Las ventajas de estos módulos son:

- Canales abiertos para el flujo
- Baja tendencia al ensuciamiento
- Fácil desarme para limpieza y remplazo de membranas
- Pueden utilizarse varios tipos de membranas

Entre sus desventajas se cuentan:

- Bajo promedio área de superficie de membrana a volumen de módulo
- Potencialmente expuestas a escapes entre placas
- Costosas

3.5.2 Módulo Tubular

En la configuración tubular la membrana se moldea sobre la pared interna de un tubo soporte poroso, con diámetro entre 6 a 40 mm. Los tubos individuales pueden colocarse en el interior de mangas de acero inoxidable o de PVC para unidades pequeñas o agrupadas en haces de 3 a 151 tubos en un recipiente cilíndrico con sellos adecuados en los extremos.

Las membranas inorgánicas pueden disponerse sobre soportes cerámicos multicales conteniendo hasta 19 canales de flujo paralelo. Cada elemento de membrana multicanal esta alojado individualmente o bien en haces paralelos (hasta 99 elementos), formando así módulos de membrana con área superficial total de 0.2 a 7.4 m².

La hidrodinámica del flujo en estos módulos está definida y pueden conseguirse velocidades de circulación de 6 m s⁻¹ si se requiere un flujo turbulento. El módulo tubular no requiere de prefiltraciones finas del líquido a ser tratado y, además, son fáciles de limpiar. Su aplicación esta limitada a aguas de alimentación con altos niveles de sólidos suspendidos (corrientes de aguas residuales y productos alimenticios).

Las ventajas que presenta el módulo son las siguientes:

- Paredes largas y definidas para el paso del flujo
- Puede alcanzarse altas velocidades de flujo.
- Baja tendencia al ensuciamiento y fáciles de limpiar
- Las membranas pueden ser removidas fácilmente
- Pueden operarse a presiones altas

Entre las desventajas que presenta, tendremos:

- Muy bajo promedio superficie de membrana a volumen de módulo
- Pocos materiales aptos para su fabricación
- Costosas

3.5.3 Módulo Enrollamiento en Espiral

Los módulos se conectan entre si y se colocan en un recipiente cilíndrico presurizado. Cada módulo actúa independientemente. Dos láminas de membrana se colocan a ambos lados de un espaciador. Los tres elementos son sellados en tres lados para formar una funda. El lado que queda abierto es unido a un tubo perforado recolector del **permeado** (producto). Otra lámina entretejida, de plástico, que funciona como espaciador es colocada en uno de los lados de la funda; ésta y el espaciador son enrollados formando un paquete cilíndrico. El flujo de alimentación entra al módulo y fluye a través de los canales entre las espirales serpenteantes. Algo de flujo de alimentación permea a través de la membrana y viaja por un sendero en espiral hacia el tubo colector de permeado que se encuentra en el centro del módulo. El flujo de alimentación restante continua su trayecto a través de estratos espirales, a todo lo largo del módulo.

El permeado (producto) de cada cilindro presurizado sale del tubo recolector común, y el flujo de alimentación se vuelve más concentrado conforme va pasando por los diferentes módulos hasta salir del cilindro como el retenido.

El diámetro de un módulo puede llegar a 300 mm y su longitud alcanzar hasta 1.5 m. En un tubo cilíndrico de alta presión pueden insertarse entre 2 a 7 módulos conectados en serie. Son más compactos (700 a $1\ 000\ \text{m}^2/\text{m}^3$) y producen una pérdida de carga menor que los módulos de placa y bastidor.

Destacamos las siguientes ventajas de estos módulos:

- Buena resistencia al ensuciamiento debido a canales de alimentación relativamente abiertos.
- Fáciles de limpiar
- Facilidad de remplazo
- Disponibilidad de un amplio rango de materiales para la fabricación de membranas
- Disponibilidad de varios fabricantes y distribuidores de membranas.

Dentro de las desventajas anotamos las siguientes:

- Moderado promedio área de superficie de membrana a volumen de módulo
- Tendencia a que se produzca el fenómeno polarización por concentración
- Dificultad para resolver problemas en módulos individuales cuando esta contenido en un tubo con varios de ellos
- Dificultad para alcanzar una recuperación alta en sistemas pequeños.

3.5.4 Módulo de Fibra Hueca

Las fibras forman un haz que contiene miles de fibras huecas, el flujo de alimentación puede realizarse por dentro de la fibra (conformación de dentro hacia fuera) o por fuera de las fibras (conformación exterior hacia dentro). En el primer caso, la separación del flujo de alimentación y del permeado viene asegurado por la colocación de una resina epóxica en cada extremo del haz de fibras hueca. Luego del endurecimiento de la resina, el haz se corta de tal forma que ambos extremos aparecen abiertos. En este diseño, generalmente el permeado se recibe por el extremo contrario de la alimentación y el retenido por una abertura lateral del tubo contenedor de las fibras.

En la configuración exterior hacia dentro, el haz de fibras se dispone en forma de U, las fibras se sellan y hermetizan solo en un lado. En este módulo, el flujo de alimentación entra a alta presión en un tubo distribuidor el cual forma el núcleo del módulo. El flujo de alimentación se mueve circularmente a partir del tubo de alimentación a través del paquete de fibras hacia la cápsula exterior del módulo. La presión fuerza el paso del solvente (agua pura) a través de las paredes de las fibras huecas hasta el canal interior de cada fibra. El producto va saliendo por los extremos abiertos de las fibras huecas, convirtiéndose así en una corriente que fluye hacia afuera por el orificio del producto al final del módulo. Las sales minerales y otros contaminantes se mantienen disueltos en el retenido en el exterior de las fibras huecas y fluye hacia el exterior del módulo a través del desagüe de retenido ubicado en el extremo opuesto del orificio para el producto.

Como la densidad del empaquetamiento es inversamente proporcional al diámetro, estas unidades son muy compactas (desde 1 000 m²/m³ en módulos de UF hasta 10 000 m²/m³ en módulos de OI) y varios haces pueden ser dispuestos en un solo tubo, suministrando módulos con grandes áreas de superficie capaces de producir hasta 220 m³/día en UF (70 m² módulo de Aqua Source) y 140 m³/día en OI (Permeador B-9 de Du Pont).

Entre las ventajas que presentan los módulos de fibra hueca están:

- Una alta densidad de empaquetamiento
- Alta recuperación (recovery) en permeadores individuales
- Facilidad para detectar fallos internos dentro del módulo
- Facilidad para su sustitución

Y como desventajas tenemos, entre otras:

- Sensibles al ensuciamiento por coloides y materia suspendida
- Número limitado de fabricantes y materiales para su elaboración

3.6 DIVERSOS TIPOS DE ARREGLO DE MÓDULOS DE MEMBRANAS

El principio de utilización de un módulo es simple (fig. 8). Una bomba de alta presión asegura la presurización de la corriente de alimentación y la circulación a través de las membranas del módulo.

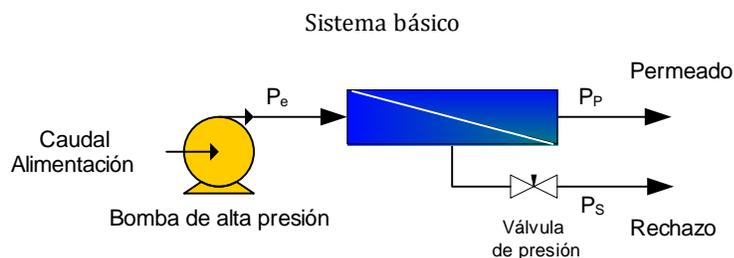


Figura 8.- Principio de funcionamiento de un módulo de membranas

El permeado sale a una presión, P_p , generalmente cercana a la presión atmosférica, P_{at} . Sobre la línea del retenido se coloca una válvula que mantendrá la presión dentro del módulo.

El escogitamiento de la bomba, al igual que el ajuste de la válvula, permite el ajuste de la presión media a través de la membrana, P_{tm} , o presión transmembrana; y la **recuperación** (conversión o rendimiento), la cual viene dada por el cociente entre el caudal de permeado y el de alimentación ($Y = Q_p/Q_a$).

La presión transmembrana se define como:

$$P_{tm} = \frac{P_{entrada} - P_{salida}}{P_p}$$

en donde:

P_{entrada} = presión a la entrada del módulo

P_{salida} = presión de salida del retenido

Para un módulo determinado, es ventajoso trabajar con una recuperación alta; con lo cual se limita el consumo de energía por la circulación del retenido. Sin embargo, si Y es muy grande, el factor de concentración en el módulo puede alcanzar valores tales que:

- El valor del producto de solubilidad de varios componentes este excedido
- La cantidad de suspensión a tratar este en exceso

En los procesos de OI y NF, podrían ocurrir precipitaciones que ocasionarían escaldaduras sobre la superficie de la membrana; mientras que en procesos de UF y MF, puede formarse un gel de proteínas, y un progresivo taponamiento de los poros de la membrana y de los canales de recirculación.

En la forma clásica de operación de los módulos de placa y bastidor y, módulos tubulares, los procesos de membranas a presión son operados bajo condiciones de flujo cruzado a alta velocidad con el fin de disminuir el fenómeno de polarización por concentración (OI, NF y UF), o limitar el espesor de la torta filtrable (MF), lo cual conduce a optar por una baja recuperación en un módulo y la necesidad de combinar varios módulos en serie para obtener valores de recuperación razonables, con bajos consumos de energía.

La recuperación suele ser mayor en un módulo con configuración en enrollamiento en espiral o de fibra hueca. En este último, cuando se hacen barridos secuenciales, el trabajo con el 100 % de recuperación ha demostrado ser tan efectivo como el flujo cruzado. La tabla 3.4 resume las cifras de recuperación obtenidas normalmente en los módulos estudiados anteriormente.

Tabla 3.4 : Recuperaciones (Y %) Típicas por módulo unitario.

Proceso	Placas (por placa)	Fibra Hueca	Enrollamiento en espiral	Tubular
OI/NF	5 – 15	30 – 60	10 – 25	0.2 – 2
UF	1 – 5	5 – 10 (1) 100 (2)	2 – 10	0.5 – 5
MF	1 – 6	5 – 15 (1) 100 (2)		0.5 – 5

¹ Flujo Cruzado

² Filtración de final ciego

Las instalaciones de plantas que funcionan con módulos de membranas comprenden diseños en serie o en paralelo, son sistemas que van desde monoetapa por lotes hasta continuos multietapa.

- Sistemas por lotes bucle abierto
- Sistemas por lotes bucle cerrado
- Sistema de flujo semicontinuo de bucle cerrado
- Sistemas de flujo continuo monoetapa
 - Sistemas de flujo con tinuo multietapa
 - Sin recirculación del retenido
 - Con recirculación del retenido

3.7 CONCLUSIONES

En conjunto hay un amplio rango de materiales disponibles para la fabricación de membranas y no hay duda de que nuevas y mejores técnicas podrán continuar siendo descubiertas para aumentar el rango de aplicación de las membranas en las separaciones industriales. El desarrollo en la ciencia de los materiales para membranas se ha logrado en forma rápida en las últimas dos décadas, especialmente en áreas en donde existe un mercado bien identificado.

Un área en la cual esta tipificado esto, esta a la vanguardia de las separaciones con membranas y es la OI, en donde las membranas son fabricadas de acuerdo al rango de las partículas a separar. Existen nuevas técnicas para la fabricación de membranas; inversión de fase, polimerización de plasma, polimerización interfacial y tecnología de membranas ultradelgadas y las nuevas membranas dinámicas.

BIBLIOGRAFIA

1. R. E. Kesting, "Synthetic Polymeric Membranes". New York, Wiley, 1985, p.3.
2. R. Zsigmondy and W. Bachmann, *Anorg. Allegm Chem.*, 103 (1918) 119; R. Zsigmondy, "Filter for Ultramicroscopic Particles", U.S. 1,421,341, 1922.
3. John Peterson, Millipore Corp., internal document.
4. M. C. Porter, *Handbook of Industrial Membrane Technology*. Noyes Publicationsd, Park Ridge, NJ, 1990, p. 61.
5. A Goetz, "Microporous Filter Film on a Solid Support". U.S. Patent 2,926,104, 1960.
6. Mason, E.A.; 1991; "From Pig bladders and cracked jarsto polysulfones: An historical perspective on membrane transport". *Journal of Membranes Science*, 60, 125-45.
7. W.J. Elford, *Roy. Soc. proc. B*, 106 (1930) pp. 216.
8. C. E. Reid and E.J. Breton, *J. Appl. Polymer Sci.*, 1 (1959), 133-143.
9. Loeb, S; Sourirajan, v.; 1963. "Sea Water Demineralization by means of an somotic membrane". *Advan. Chem. Ser.*; 38, 117 –132.
10. W. Ostwald, *Elektrische Eigenschaften halbdurchlädsoger Scheodewände. Z. Physik. Chemie*, 6 (1890) 71- 82.
11. F.G. Donnan, "The theory of membrane equilibrium in presence of a non-dialyzable electrolyte". *A. Electrochem.*, 17 (1911) 572.
12. L. Michaelis and A. Fujita, "The electric phenomen and ion permeability of membranes: II. Permeability of apple peel". *Biochem. Z.*, 158 (1925) 28-37.
13. H. Wassenegger and K. Jaeger, "Effectin cation-exchange in removing calcium from hard waters". U.S. Patent 2,204,539,1940.
14. K.H. Meyer, Strauss, *Helv. Chem. Acta*, 23 (1940) 795.
15. W. Juda and W. A. McRae, "Coherent ion-exchange gels and membranes". *J. Am. Chem. Soc.*, 72 (1950) 1044..

16. A.G. Winger, G.W. G.W. Bodamer and R. Kunin, "Some electrochemical properties of new synthetic ion-exchange membranes". *J. Electrochem. Soc.*, 100 (4) (1953) 178-184.
17. F. Helfferich, *Ion-Exchange*. McGraw-Hill Book Co., New York, 1962.
18. T. Nishiwaki, "Concentration of electrolytes prior to evaporation with an electromembrane process". In: R.E. Lacey and S. Loeb (Eds.), *Industrial Processing with Membranes*. Wiley & Sons, New York, 1972.
19. H. Strathmann, "Ion-exchange membranes in industrial separation processes". *J. Sep. Process Technol.*, 5(1) (1984) 1-13.
20. K.J. Liu; F.P. Chlanda and K.J. Nagasubramanian, "Use of bipolar membranes for generation of acid and base: an engineering and economic analysis". *J. Membr. Sci.*, 2 (1977) 109.
21. European Society of Membrane Science and Technology; "Terminology for pressure – driven membrane operations"; *Desalination*; 68, 77-92, (1988).
22. Arango M.; Hernán; "Fundamentos para la elección y puesta en marcha de un Sistema de Ósmosis Inversa en el Proceso de Desalinización de agua de mar". MSc Ing, ULPGC., Las Palmas, 1996.
23. Cussler, E. L.; "Diffusion: Mass Transfer in Fluid Phase Systems"; Cambridge University Press, London (1984).
24. Jonsson, G.; Boesen, C. E.; *Desalination*, 17, 145-165, (1975).
25. Staverman, A. J.; *J. Memb. Sci.*; 16, 7-20, (1983).
26. Hernández, A.; Tejerina, F.; et.al.; "Microfiltración, Ultrafiltración y Ósmosis Inversa"; Secretaría de Publicaciones, Universidad de Murcia; Murcia-España 1990.
27. Degrémont; (Editor) "Water Treatment Handbook", 6ª ed.; Lavoisier Publishing, Paris.

IV.- PRINCIPIOS DE SEPARACIÓN PROCESOS DE MEMBRANA

4.- PRINCIPIOS DE LA SEPARACIÓN MEDIANTE PROCESOS DE MEMBRANA

4.1 INTRODUCCIÓN

Los procesos de membranas cuya fuerza generalizada es la presión, ósmosis inversa, nanofiltración, ultrafiltración y microfiltración, son similares en varios aspectos (geometría y configuración del módulo, tipo de flujo, etc.). Sin embargo, los principios que gobiernan la separación de solutos por la membrana difieren sustancialmente. Por ejemplo, la separación de solutos por membranas de MF y UF se debe a un mecanismo de cribado físico de los solutos en la superficie de la membrana. La separación de solutos por membranas de OI y NF depende de un modo complejo de la afinidad química del soluto por la membrana.

4.2 DEFINICIÓN DE SEPARACIÓN

La **Separación, f** , se define en términos de la concentración molal de la solución de alimentación y del permeado, m_{s1} y m_{s3} respectivamente ⁽¹⁾ como:

$$f = \frac{m_{s1} - m_{s3}}{m_{s1}} \quad (4.1)$$

Para soluciones moderadamente diluidas, las concentraciones molales, m_{si} (Kg mol/kg), pueden aproximarse a las concentraciones molares, C_{si} (mol/L), y la ecuación 4.1 puede reescribirse como:

$$f = \frac{C_{s1} - C_{s3}}{C_{s1}} \quad (4.2)$$

En forma alterna, la separación puede definirse en términos de la concentración de la solución de alimentación cercana a la pared de la membrana, C_{s2} , la ecuación en función de esta concentración, la separación, f' , puede formularse como:

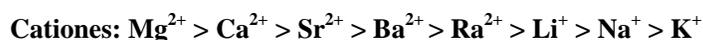
$$f' = \frac{C_{s2} - C_{s3}}{C_{s2}} \quad (4.3)$$

La separación calculada en ésta forma representa la separación que se mediría con mezclas perfectas de alimentación, en la fase de alta presión adyacente a la membrana. La ventaja de utilizar f' en modelos de transporte, es que f' es función de la

concentración cercana a la pared de la membrana. Los valores de f y f' , pueden ser relacionados al considerar el fenómeno de la **Polarización por concentración**.

4.3 TENDENCIAS OBSERVADAS EN LA SEPARACIÓN DE SOLUTOS INORGÁNICOS

La separación de solutos iónicos por membranas de OI se ha observado, siguiendo una serie liotrópica (aumento de la separación al aumentar el radio de hidratación). Esta observación es consistente con el hecho de que los iones con mayor número de oxidación tiendan a ser rechazados en mayor proporción que los de menor número de oxidación. La serie liotrópica predice que las membranas de OI y NF rechazarían iones en los siguientes órdenes:



Las excepciones son frecuentes en experimentos con solutos particulares⁽¹⁾. Además, el orden puede no ser observado, debido al acoplamiento entre iones, complejación o interacciones soluto-solvente y/o soluto-solución.

La regla liotrópica es útil al considerar la separación (rechazo) de especies iónicas en el contexto de varios modelos, incluyendo la extensión de un modelo de tipo cribado para la separación, que comprende la separación de iones de un radio de hidratación específico, la separación debido a la velocidad diferencial de transporte difusivo y la separación de solutos inorgánicos debido a la adsorción negativa en la superficie de la membrana⁽²⁾.

4.4 SEPARACIÓN DE SOLUTOS ORGÁNICOS

Más complejo que la separación de iones inorgánicos es la separación, por membranas de OI y NF, de compuestos orgánicos en el que entran en juego varios mecanismos, reduciendo su concentración en los permeados que se obtienen. El peso molecular es uno de los factores importantes para predecir la separación de compuestos orgánicos por membranas de NF y UF, en membranas de OI tiene menor importancia, sobre todo con compuestos de bajo peso molecular de naturaleza sintética.

La composición de la membrana es importante en la determinación de la separación de compuestos orgánicos sintéticos con peso molecular menor de 200. Esta relacionado con el fenómeno de cribado y su difusibilidad a través de la membrana, que es menor para aquellos con peso molecular mayor y por lo tanto su concentración será menor en el permeado. Otras características que influyen en su separación son la polaridad, constante dieléctrica, configuración molecular e hidrofobicidad. Es notorio

que la remoción de ácidos orgánicos es mayor cuando su disociación es alta a pH alto, estas tendencias no son absolutas ya que compuestos diferentes que difieren sólo en la posición del grupo ácido son removidos en grado diferente, para el mismo grado de disociación.

En la separación de solutos orgánicos por membranas, se han observado las siguientes tendencias⁽²⁾:

1. El rechazo de compuestos orgánicos aumenta con el incremento del peso molecular en series homólogas y con el aumento de ramificaciones en moléculas de igual peso molecular⁽³⁾.
2. Los compuestos con grupos ionizables (ácidos, aminoácidos, etc.) son rechazados por membranas de OI y NF en mayor extensión que aquellos que no lo son; y mucho más si están disociados.
3. Los compuestos fenólicos e hidrocarburos clorados de bajo peso molecular, como son algunos herbicidas e insecticidas, presentan bajo rechazo.
4. Los compuestos que pueden formar enlaces de hidrógeno (alcoholes, aldehidos, cetonas, ácidos, urea, etc.) tienden a ser separados en menor medida⁽⁴⁾.
5. Las aminas y ácidos orgánicos son separados en menor medida que sus sales.
6. Las interacciones con la materia orgánica natural afecta significativamente el rechazo de compuestos sintéticos.
7. Los compuestos orgánicos polares de bajo peso molecular se separan mejor por membranas no polares⁽⁴⁾.
8. Los compuestos orgánicos volátiles, incluyendo los triahalometanos, la mayoría de compuestos fenólicos, hidrocarburos clorados y muchos pesticidas, son separados mínimamente por membranas para OI.

4.5 MODELOS MATEMÁTICOS PARA EL TRANSPORTE DE MASA EN LA SEPARACIÓN DE SOLUTOS⁽⁵⁾

Cuando se sugieren teorías para describir el transporte a través de membranas se puede optar por una de las dos descripciones siguientes:

I.- **Modelo Físico o mecanisista**, intenta explicar el fenómeno del transporte de masa a través de la membrana. Se forma una idea mental de lo que sucede o puede ocasionar el fenómeno real. De esta forma debe surgir una relación cuantitativa que relaciona fuerzas y flujos, en términos de propiedades de la membrana y de las partículas permeantes, con lo cual se logra una cuantificación del mecanismo de transporte.

Cuando se emplea un modelo mecanicista, se debe considerar que los resultados obtenidos sólo tienen validez en la medida de haber elegido o no el modelo adecuado.

II.- **Modelo Fenomenológico.** Modelos que describen el transporte de masa en base en la observación y caracterización del fenómeno a escala macroscópica, sin preocuparse de los detalles del mecanismo que a escala microscópica hace esto posible. En este caso, se puede optar por una descripción puramente termodinámica en que la membrana se considera como una “caja negra”.

El propósito de emplear un modelo para la transferencia de masa es poder relacionar la eficiencia (generalmente expresada en términos del flujo del solvente y el del soluto) con las condiciones en que se opera (expresada en términos de fuerzas generalizadas de presión y concentración). En el modelo surgen algunos coeficientes que pueden determinarse con base a datos experimentales. El éxito del modelo se evalúa en su capacidad para describir matemáticamente los datos con coeficientes que son razonablemente constantes sobre el rango de condiciones de operación.

La justificación de estos ejercicios teóricos es que, finalmente, el modelo más el coeficiente de transporte, puede describir la eficiencia de la membrana sobre un amplio rango de condiciones de operación. Esta capacidad para predecir la eficiencia es el verdadero poder de los modelos de transporte.

Los flujos de soluto y solvente a través de una membrana están relacionados a la concentración del permeado, mediante un balance de masa por:

$$C_{s3} = \frac{\rho J_s}{(J_s + J_v)} \quad (4.4)$$

en donde: $\rho = \text{Kmol/m}^3$ Densidad molar
 $J_s = \text{Kmol/m}^2 \text{ s}$ Flujo molar de soluto
 $J_v = \text{Kmol/m}^2 \text{ s}$ Flujo molar del solvente

A baja concentración de soluto, $J_v \gg J_s$ y la diferencia entre la concentración molar y molal pueda ser ignorada ($C_{si} \cong m_{si}$), entonces las ecuaciones (4.3) y (4.4) pueden combinarse.

$$f' = 1 - \frac{\rho J_s}{J_v C_{s2}} \quad (4.5)$$

La ecuación (4.5) se utiliza con frecuencia en los modelos que se discutirán a continuación.

4.5.1 Modelos Fenomenológico de Transporte

Estos modelos de transporte son independientes del mecanismo y se basan en la

Teoría de la Termodinámica Irreversible.

4.5.1.1 Principios de Termodinámica Irreversible – Relaciones Fenomenológicas

Premisas del Modelo: En ausencia de cualquier conocimiento del mecanismo de transporte y de la naturaleza de la estructura de la membrana, es posible aplicar la teoría de la termodinámica irreversible a los sistemas de membranas⁽⁶⁾. En ésta teoría, la membrana se considera como “una caja negra”. Los modelos presentan las relaciones entre las fuerzas generalizadas que actúan en el sistema y el flujo de materia a través de la membrana. Para sistemas que no están lejos del equilibrio, la termodinámica irreversible sugiere una razonable escogencia para fuerzas y flujos. Las relaciones fenomenológicas son una forma de expresar las relaciones existentes entre los flujos observados y las fuerzas aplicadas del sistema en estudio.

Formulación Matemática del Modelo: La membrana se considera como una barrera al flujo de especies químicas entre dos subsistemas, 1 y 2, en contacto con las caras de la membrana. Los dos subsistemas presentan valores uniformes de las variables de presión, temperatura, potencial eléctrico y concentración, manteniéndose entre ellos y a través de la membrana, gradiente de estas magnitudes. Las cantidades ΔV , ΔT , Δp , y $\Delta \mu$ (diferencial de potencial químico) serán las fuerzas termodinámicas generalizadas que se denotarán en forma genérica por F_i ($i = 1, 2, \dots, n$), que dan origen a los flujos generalizados J_i ($i = 1, 2, \dots, n$). Bajo las hipótesis descritas, el transporte entre los subsistemas 1 y 2 será un proceso irreversible caracterizado por la magnitud

Producción de Entropía. En sistemas abiertos, el cambio total de entropía, dS , viene dado por la suma de la entropía resultante de la interacción del sistema y sus alrededores, el cual puede ser positivo o negativo, $\pm dS_a$, y el cambio de entropía debido a las modificaciones que ocurren dentro del sistema y que serán siempre iguales a: $dS_i \geq 0$, Así:

$$dS = dS_i + dS_a \quad (4.6)$$

El teorema fundamental de la termodinámica irreversible dice que fuerzas y flujos están relacionados en tal forma que:

$$\Theta = T\phi = \sum_{i=1}^n J_i F_i \quad (4.7)$$

Θ ; función de disipación de energía libre

ϕ ; velocidad de producción de entropía

dS_i/dt ; debida al proceso irreversible. Θ Sólo puede evaluarse cuando los flujos y fuerzas se conocen, por lo cual debe conocerse en forma explícita alguna correlación entre ellos.

Hoy se conoce que puede existir acoplamiento entre fuerzas de un tipo y flujos de otro tipo ⁽⁷⁾. Estos acoplamientos en regiones cercanas al equilibrio son lineales, o sea que un flujo generalizado dependerá linealmente no sólo de su fuerza conjugada sino también de las demás fuerzas termodinámicas aplicadas al sistema. En 1931, Onsanger⁽⁸⁾ formuló las ecuaciones lineales entre los flujos y fuerzas termodinámicas generalizadas conocidas como **Ecuaciones Fenomenológicas**:

$$J_i = L_{ii}F_i + \sum_{i \neq j}^n L_{ij}F_j \quad \text{para } i = 1, 2, \dots, n \quad (4.8)$$

En donde el flujo J_i del componente i , está relacionado a la fuerza F_j por los coeficientes fenomenológicos L_{ij} . Si $i = j$ o lo que es lo mismo L_{ii} ; estos coeficientes a veces pueden interpretarse fácilmente. Por ejemplo, cuando agua pura fluye a través de una membrana, bajo presión y temperatura constante, el único coeficiente fenomenológico para el sistema es L_{11} , el cual relaciona el flujo del agua con la fuerza de la presión; en este caso, la ecuación (4.8) se reduce a una expresión equivalente a la ecuación 3.1 y L_{11} puede interpretarse como la permeabilidad de la membrana.

En los casos en los que hay más de un componente $i \neq j$, y la L_{ij} describe el transporte acoplado de estos componentes. Se ha demostrado teórica y experimentalmente que el efecto de la fuerza j sobre el flujo del componente i es equivalente a considerar el flujo del componente j sobre la fuerza i . Por lo tanto:

$$L_{ij} = L_{ji} \quad \text{pero } i \neq j \quad (4.9)$$

Así, la matriz de componentes proporcionales resulta ser simétrica, reduciendo el número de coeficientes desde n^2 a $(n(n-1)/2) + n$

Estas relaciones se las conoce como las **Relaciones Recíprocas de Onsager**, las cuales son validas cuando el sistema esta cerca al equilibrio. La ley lineal dada por (4.9) es valida si se ha realizado una correcta escogencia de flujos y fuerzas generalizadas. Para sistemas que están lejos del equilibrio, como es el caso de la ósmosis inversa, la ecuación (4.9) puede ser no correcta.

Para el caso del transporte de un no-electrolito a temperatura constante, **Kedem y Katchalsky**⁽⁶⁾, particularizaron la expresión de la función disipación de energía libre en función de los potenciales químicos ($\Delta\mu$), en la forma:

$$\Theta = \sum_{i=1}^n J_i \nabla(-\mu_i) \quad (4.10)$$

Esta ecuación puede integrarse a través de la membrana de espesor δ_m (suponiendo flujo unidimensional)

$$\int_0^{\delta_m} \Theta(z) dz = \int_0^{\delta_m} \sum_{i=1}^n J_i \nabla(-\mu_i) dz = \Theta_{men} \quad (4.11)$$

Para su integración se requiere de varias hipótesis simplificadoras o aproximaciones relativas a las propiedades del transporte por el interior de la membrana⁽⁹⁾. Para el caso de un sistema con dos componentes, la función disipación de energía integrada a través de la membrana toma la forma:

$$\Theta_{men} = J_v \Delta\mu_v + J_s \Delta\mu_s \quad (4.12)$$

en donde los subíndices **v** y **s** se refieren al solvente y al soluto respectivamente. Pero, por definición:

$$\Delta\mu_i = RT \ln a_i + \bar{V}_i \Delta p \quad (4.13)$$

en donde a_i es la actividad del componente **i** y \bar{V}_i su volumen molar parcial.

A partir de (4.12) se pueden construir relaciones fenomenológicas entre las fuerzas y flujos; sin embargo, resulta más ventajoso transformar las fuerzas termodinámicas en otras más simples utilizando las ecuaciones (4.8) y (4.9), generándose las siguientes ecuaciones para los flujos:

$$J_v = L_p \Delta p + L_{pD} \Delta \pi \quad (4.14)$$

$$J_D = L_{Dp} \Delta p + L_D \Delta \pi \quad (4.15)$$

En donde J_v es el flujo volumétrico total que pasa a través de la membrana (soluto más solvente); J_D es el flujo difusivo; L_p , representa la **Permeabilidad Hidráulica de la Membrana**, y representa el flujo de un componente del soluto a través de la membrana; L_D esta relacionada con la permeabilidad del soluto. La tabla siguiente muestra las fuerzas y flujos conjugados correspondientes a las ecuaciones (4.14) y (4.15):

Tabla 4.1: Fuerzas y flujos conjugados

Fuerza	Flujo
Δp	$J_s/C_{sM} - J_w V_w$
$\Delta \pi$	$J_s V_s + J_w V_w$

A partir de las ecuaciones (4.14) y (4.15) se puede derivar las relaciones que se conocen como ecuaciones fenomenológicas del transporte, o ecuaciones “**Prácticas**” para los flujos en la ósmosis inversa. Dichas ecuaciones son:

$$J_v = L_p (\Delta p - \sigma \Delta \pi) \quad (4.16)$$

$$J_s = -\omega \Delta \pi + (1 - \sigma) J_v C_{sM} \quad (4.17)$$

$$\cong -v \omega RT \Delta C_s + (1 - \sigma) J_v C_{sM}$$

En donde los parámetros ajustables L_p , ω y σ son funciones simples de los coeficientes fenomenológicos originales L_{ij} ; Δp es la diferencia de presiones a través de la membrana; $\Delta \pi$ es la diferencia entre la presión osmótica de la derecha (permeado) y la de la izquierda (alimentación). C_{sM} es el promedio logarítmico de la concentración de soluto definido por: $\Delta C_s / \Delta(\ln C_s)$, y ΔC_s la diferencia entre las concentraciones de las soluciones de cada lado de la membrana.¹

El *Coefficiente de Reflexión* σ , se ha definido como: $-L_{pD}/L_p$, y representa la medida de la porción de la membrana a través de la cual el soluto no puede ser transferido. Se podrá decir que σ caracteriza una membrana al mostrar el grado de desviación de la permselectividad ideal cuando se considera que los componentes son totalmente retenidos por la membrana; es un parámetro que mide la idealidad de una membrana⁽¹⁰⁾. σ también recibe el nombre de *Coefficiente de Staverman*⁽¹¹⁾ o de *Reflexión, o Rechazo* y describe el efecto de la fuerza generalizada de presión sobre el flujo del soluto. Teóricamente, para una membrana permeable al agua, pero completamente impermeable a las sales, $\sigma = 1$. Un valor de $\sigma = 0$ sería para un filtro completamente no selectivo. Por ejemplo, un lecho de arena gruesa el cual no puede retener sales.

El valor del coeficiente de reflexión puede determinarse experimentalmente a partir de (4.16) para una membrana determinada. Para ello se determina el Δp al cual el flujo volumétrico (o flujo de permeado) sea cero. Las concentraciones de soluto en ambos lados de la membrana pueden determinarse y mediante estas establecer la diferencia entre las presiones osmóticas $\Delta \pi$. Por tanto, si $J_v = 0$, entonces de 4.16 se obtendrá que:

$$\sigma = \frac{\Delta p}{\Delta \pi} \quad (4.18)$$

El parámetro ω se denomina **Movilidad del Solute**, y su representación en función de los coeficientes fenomenológicos es: $\omega = (L_p L_D - L_{pD}^2) / L_p$, y su significado físico puede verse al aplicar la ecuación (4.17) a una situación en la que J_v sea cero. Esto se logra en la práctica ajustando las presiones, en un sistema formado por dos

El operador Δ para diferencias finitas esta referido al valor de restar el lado derecho menos el del izquierdo. Igualmente se define el operador diferencial “ d ”. Los flujos, J , se toman de izquierda a derecha como positivos.

soluciones de concentraciones diferentes y separadas por una membrana, hasta que no exista flujo neto de volumen. Teniendo en cuenta la ecuación modificada de Van't Hoff para una solución ideal de electrolitos, esto es:

$$\pi_i = \nu RT C_{si} \quad (4.19)$$

y haciendo $\mathbf{J}_v = \mathbf{0}$ en la ecuación (3.17), resulta:

$$\left(J_s \right)_{J_v=0} = -\nu \omega RT \Delta C_{si} \quad (4.20)$$

En donde ν es el número de partículas producidas por la completa disociación del electrolito. Por ejemplo, para el Na_3PO_4 ; $\nu = 4$. Si se compara la ecuación (4.20) con la Ley de Fick de la difusión (ver Tabla 4.1), se apreciará que ω puede interpretarse como una medida de la movilidad por difusión del soluto a través de la membrana cuando $\mathbf{J}_v = \mathbf{0}$. (En la practica el valor de \mathbf{J}_v tiene valores elevados al nivel de planta, Aquí se ha tomado el valor cero para el flujo de volumen con el propósito de ilustrar el significado físico de ω).

Para que ocurra flujo volumétrico se requiere que $\Delta p > \sigma \Delta \pi$. Con base en este requisito, en los procesos de OI la energía teórica para desalinizar 1 m^3 de agua de mar a 27 C es de 0.7 KWh . En la práctica, la presión aplicada es 2 o 3 veces la presión osmótica. Suponiendo sólo un 25 % de recuperación y teniendo en cuenta pérdidas mecánicas etc., la energía real requerida para desalinizar 1 m^3 de agua de mar es aproximadamente 10 veces el valor teórico.

Los solutos de elevado peso molecular producen menor presión osmótica que los compuestos disociables de bajo peso molecular. Así, la presión osmótica puede ser despreciada al calcular el flujo de permeado de la membrana de MF y UF, ya que los grandes materiales coloidales y macromoleculares rechazados por estas membranas ejercen poca presión osmótica y los solutos de peso molecular menor pasan a través de la membrana.

La ecuación (4.17) se puede transformar en la ecuación (4.21), en la que se muestra la relación lineal entre los inversos del flujo del solvente, $1/\mathbf{J}_v$, y la separación $1/f'$.

$$\frac{1}{f'} = \frac{1}{\sigma} + \left(\frac{L_\pi}{L_p} - \sigma^2 \right) \left(\frac{L_p}{\sigma} \right) \pi \left(\frac{1}{J_v} \right) \quad (4.21)$$

De este tratamiento se encuentra que la **Permeabilidad Osmótica** L_π , esta relacionada a la movilidad del soluto ω mediante la ecuación:

$$\omega = \left(\frac{L_{\pi}}{L_p} - \sigma^2 \right) C_{sM} L_p \quad (4.22)$$

Los parámetros: L_{π} , L_p , σ y ω pueden determinarse para un par soluto-membrana, aplicando simultáneamente las ecuaciones (4.16) y (4.21), y datos experimentales obtenidos bajo diferentes condiciones de operación.

Las ecuaciones fenomenológicas para el transporte en membranas sólo han sido aplicadas en forma limitada a sistemas de ósmosis inversa debido a las siguientes razones:

1.- La diferencia de concentración a través de la membrana son siempre lo suficientemente grande para que las leyes lineales no tengan validez. Como resultado de lo anterior, los coeficientes L_{ij} tienen una gran dependencia de la concentración. En muchos sistemas, los coeficientes L_p , L_{π} y σ son casi constantes lo que significa que los cambios de concentración no son lo suficientemente grandes.

2.- Al considerar la membrana como una caja negra, el análisis del sistema no da ninguna idea respecto al mecanismo de transporte.

4.5.2 Modelo Solución - Difusión

Premisas del modelo: Merten y colaboradores^(12, 13) aplicaron a la ósmosis inversa el modelo Solución - Difusión (**SD**), en el cual la capa superficial de la membrana la consideraron homogénea y no porosa.

Consideraron que el transporte tanto del solvente como del soluto ocurre debido a la disolución de las partículas en la fase membranosa y entonces éstas difunden a través de ella.

La **permeabilidad** de una especie es igual al producto de la **difusibilidad** por la solubilidad de cada especie. Teóricamente la solubilidad y difusibilidad pueden ser determinadas para una membrana realizando estudios de equilibrio de absorción y estados no estacionarios de absorción / desorción, respectivamente. El flujo de agua es proporcional a la diferencia del potencial químico (expresado como la diferencia de la presión efectiva a través de la membrana), y el flujo de soluto proporcional a la diferencia del potencial químico del soluto (expresado como la diferencia de concentración de solutos a través de la membrana). En el modelo se asume que el soluto y el solvente sean transportados independientemente a través de la membrana.

Formulación matemática; Los flujos del solvente y del soluto son:

$$J_v = \left(\frac{D_{wM} C_{wM} \bar{V}}{\delta_m} \right) (\Delta p - \Delta \pi) \quad (4.23)$$

$$J_s = - \left(\frac{D_{sM} K}{\delta_m} \right) (C_{s2} - C_{s3}) \quad (4.24)$$

El flujo volumétrico \mathbf{J}_v del modelo termodinámico anterior, se reduce al del modelo solución – difusión si se asume que el transporte de solvente y soluto no están acoplados, esto es, cuando $\sigma = \mathbf{1}$.

El grupo de constantes en la ecuación (4.23) es una definición del coeficiente de permeabilidad hidráulica \mathbf{L}_p . \mathbf{D}_{wM} y \mathbf{D}_{sM} son las difusividades del solvente y del soluto en la membrana respectivamente, \mathbf{C}_{wM} es la concentración de agua en la membrana, \mathbf{V}_w es el volumen parcial molar del agua, \mathbf{R} la constante universal de los gases, \mathbf{T} la temperatura absoluta; $\Delta \mathbf{X}$ es el espesor de la superficie de la membrana y \mathbf{K} el **Coefficiente de Partición**, el cual viene determinado por la razón entre las concentraciones del componente dentro y fuera de la membrana, ya sea medida en la alimentación o en el permeado, esta razón es adimensional, Así:

$$K = \frac{C_{sM}}{C_{sF}} = \frac{\text{kg soluto} / \text{m}^3 \text{ membrana}}{\text{kg soluto} / \text{m}^3 \text{ solución}} \quad (4.25)$$

\mathbf{K} es una medida de la afinidad relativa de la membrana por el soluto ($\mathbf{K} > \mathbf{1}$) o su rechazo ($\mathbf{K} < \mathbf{1}$).

La ecuación (4.24) predice que el flujo de soluto es independiente de la caída de presión transmembrana Δp . El aumento de Δp aumenta directamente a \mathbf{J}_v , y así la selectividad. Matemáticamente estos resultados son idénticos a los que surgen del modelo sorción preferencial – flujo capilar. La interpretación física del fenómeno subyacente y los coeficientes del modelo asociado difieren.

Las ecuaciones (4.23) y (4.24) pueden combinarse con (4.5) y reagruparse para dar:

$$\frac{1}{f'} = 1 + \left(\frac{D_{sM} K}{\delta_m} \right) \frac{1}{J_v} \quad (4.26)$$

la cual predice una relación lineal entre $1/f'$ y $1/J_v$.

Las ecuaciones (4.23) y (4.26) pueden adecuarse a los datos experimentales para conocer los valores de los parámetros ($\mathbf{D}_{wM} \mathbf{C}_{wM} \mathbf{V}_w / \mathbf{RT} \Delta \mathbf{X}$) y ($\mathbf{D}_{sM} \mathbf{K} / \Delta \mathbf{X}$) los cuales se tratan independientemente. Para conocer cualquiera de los términos

componentes de estos dos parámetros se requiere hacer medidas independientes de algunos de los términos, por ejemplo, D_{sM} , D_{wM} y K .

Una de las restricciones aplicada al modelo **SD** cuando se opera a flujo infinito, la separación obtenida es igual a 1. Sin embargo, este límite no se alcanza con algunos solutos. Esta es la razón por la cual el modelo **SD** se aplica a sistemas solvente-soluto-membrana cuando la separación tenga un valor cercano a 1.

A pesar de las restricciones, el modelo ha sido aplicado a numerosos sistemas empleando solutos tanto orgánicos como inorgánicos con diferentes tipos de membrana. Su ventaja primordial radica en emplear sólo dos parámetros ajustables y su facilidad de manejo.

4.5.3 Modelo Solución - Difusión Imperfecto

Premisas del modelo: El modelo Solución-Difusión Imperfecto⁽¹⁴⁾ (**SDI**) surge de considerar que durante la fabricación de la membrana pueden producirse pequeños defectos sobre su superficie los cuales podrían ocasionar filtraciones de la solución a través de ella. Este mecanismo deberá considerarse con membranas que exhiban valores de separación por debajo de los cálculos con base en medidas de solubilidad y difusibilidad. En cierta forma hay alguna correlación entre el modelo **SD** y los modelos de poros.

Formulación matemática: Se asume que las imperfecciones en la membrana no ocasionan ningún cambio en la concentración cuando la solución es transportada desde la capa cercana a la membrana C_{s2} hasta el lado del permeado. Un término adicional debido al transporte convectivo a través de los poros de la membrana debe aparecer en el modelo, tanto para el flujo de soluto como para el disolvente, el cual es proporcional a la fuerza generalizada de la presión como se muestra a continuación.

$$J_v = k'(\Delta p - \Delta \pi) + k''\Delta p \quad (4.27)$$

$$J_s = k''\Delta \pi + k''' \Delta p C_{s2} \quad (4.28)$$

Para el caso particular en el que $\Delta p \gg \Delta \pi$ y las soluciones sean diluidas, entonces las ecuaciones (4.5), (4.27) y (4.28) se podrán combinar y reagrupar en la siguiente forma:

$$\frac{1}{f'} = \left(1 + \frac{k'''}{k'} + \frac{k''RT}{k'} \right) \left(\frac{1}{\Delta p} \right) \quad (4.29)$$

La cual es una relación lineal entre $1/f'$ y $1/\Delta p$. De los tres parámetros que presenta el modelo, k' , k'' , y k''' representan parámetros difusivos para los flujos de

agua y soluto respectivamente y, K''' es un parámetro de transporte relativo al flujo poroso. Por tanto, el promedio de K'''/K' es una medida relativa del flujo poroso comparado con el flujo difusivo. El valor de K'' es proporcional al producto de la difusibilidad del soluto en la membrana y el coeficiente de partición del soluto. La referencia (15) muestra varios sistemas en los cuales el modelo a funcionado correctamente.

4.5.4 Modelos Porosos para el Transporte

Se presenta dos modelos de transporte en el que se asume específicamente que la membrana es porosa.

4.5.4.1 Analisis Kimura – Sourirajan

Premisas del modelo: El análisis Kimura-Sourirajan (AKS)^(4,16) se desarrolló en base al mecanismo **sorción preferencial - flujo capilar** propuesto por Sourirajan⁽¹⁷⁾. El término sorción preferencial se refiere a una capa de agua sorbida a la superficie de la membrana. Esta capa puede existir debido a la repulsión de los iones por los materiales de membrana de baja constante dieléctrica; a la excesiva energía requerida para arrebatar a los iones su esfera de hidratación a medida que se mueven desde el agua hacia la interface agua-membrana; o a la naturaleza hidrófila de la superficie de membrana que coordina activamente y ordena el agua cerca de su superficie. Por otra parte se impide el transporte de soluto a través de la membrana. De acuerdo a las relaciones del modelo **AKS**, la superficie de la membrana es microporosa y el transporte ocurre solo a través de los poros. La membrana tiene una atracción preferencial por el agua, y el resultado es una capa de agua casi pura absorbida por ella y forzada por la presión a atravesarla a través de los poros. Por lo tanto, la separación de soluto y flujo están determinados por interacciones fisicoquímicas entre solvente-soluto-membrana y por el número, tamaño y distribución por tamaño de los poros.

Formulación matemática: El flujo del solvente a través de la membrana es de naturaleza viscosa, y por lo tanto la fuerza generalizada para su transporte es proporcionada por la presión efectiva en el sistema. Así:

$$j_v = A(\Delta p - \Delta \pi) \quad (4.30)$$

en donde **A** representa la permeabilidad hidráulica del agua pura a la membrana.

El flujo de soluto es por difusión y esta gobernado por el gradiente de concentración:

$$J_s = -\left(\frac{D_{sM}K}{\tau}\right)(C_{s2} - C_{s3}) \quad (4.31)$$

en donde:

$$C_{s2} = C_{s3} + (C_{s1} - C_{s3}) \exp\left(\frac{N_T}{\kappa_m C}\right) \quad (4.32)$$

N_T representa el flujo molar total a través de la membrana y κ_m es el coeficiente de transferencia de masa; D_{sM} es la difusibilidad del soluto en los poros de la membrana.

Las ecuaciones (4.30) y (4.31) predicen que el rendimiento de la membrana, medido como caudal de permeado o como remoción de soluto, decrecería con el incremento de la concentración de alimentación. A medida que la concentración de alimentación aumenta, la presión osmótica también se incrementa. El sistema operativo de la membrana a una recuperación r elevada incrementa la concentración de soluto aplicada a la membrana. Para alcanzar el mismo caudal permeado se requiere una mayor presión de trabajo para superar la presión osmótica. La alta concentración de soluto en las proximidades de la membrana, debida a la concentración por polarización, sobrepasa este efecto ya que la presión osmótica resultante será mayor que la calculada a partir de la concentración de alimentación o desde la concentración de la solución. Una mayor concentración del soluto en la alimentación (y, por otra parte, en la membrana) incrementa el caudal de soluto a través de la membrana. En una primera aproximación, el caudal de soluto a través de la membrana es independiente de la presión de trabajo, mientras el caudal de permeado aumenta con el aumento de la presión.

Las ecuaciones (4.5), (4.30), (4.31) y (4.32) se utilizan en el análisis de **Kimura-Sourirajan**. Para soluciones diluidas, estas ecuaciones pueden combinarse para dar una relación entre f' y J_v de la forma:

$$\frac{1}{f'} = 1 + \left(\frac{D_{sM} K}{\tau}\right) \left(\frac{1}{J_v}\right) \quad (4.33)$$

Note que la ecuación tiene la misma forma funcional que la ecuación (4.26) del modelo **SD**. Aquí, los dos parámetros son A y $(D_{sM} K / \tau)$.

Aunque la ecuación (4.33) es similar a (4.26) del modelo **SD**, los coeficientes tienen interpretaciones diferentes. En el modelo **AKS**, D_{sM} es la difusibilidad del soluto en los poros de la membrana más que en el material polimérico de ésta. K es el coeficiente de partición definido basándose en la cantidad de soluto en los poros más que en el material constituyente de la membrana; y τ es la longitud de un poro, más que el grosor de la superficie de la membrana Δx . Al igual que en el modelo **SD**, la ecuación (4.33) predice que f' se aproxima a 1 para flujos infinitos. Esta característica no es real para muchos solutos que no se aproximan a separaciones perfectas cuando el flujo del solvente posee altas velocidades.

El coeficiente, $\mathbf{D}_{sM} \mathbf{K} / \tau$, es similar al utilizado por Sourirajan, $\mathbf{D}_{sM} / \mathbf{K}\delta$, en sus artículos. El cambio obedece al hecho de unificar la definición del coeficiente de partición.

4.5.4.2 El modelo de Poro Fino.

Premisas del modelo: El modelo fue desarrollado por Merten ⁽¹²⁾ basándose en un balance de fuerzas aplicadas y de rozamiento, propuesto inicialmente por Spiegler ⁽¹⁸⁾, en poros unidimensionales. Completas derivaciones del modelo pueden consultarse en las referencias (15) y (19).

Formulación matemática: El modelo relaciona el volumen de flujo \mathbf{J}_v con la separación \mathbf{f}' , en la forma siguiente:

$$\frac{1}{f'} = \frac{1 - \left(1 - \frac{K_3}{b}\right) \exp\left(-\frac{\tau}{\xi D_{sv}}\right) J_v}{\left(1 - \frac{K_2}{b}\right) - \left(1 - \frac{K_3}{b}\right) \exp\left(-\frac{\tau}{\xi D_{sv}}\right) J_v} \quad (4.34)$$

El flujo de solvente esta representado por la ecuación (4.30). Los parámetros en las relaciones son: Permeabilidad del agua pura \mathbf{A} ; Coeficientes de partición en los lados de alta y baja presión, \mathbf{K}_2 y \mathbf{K}_3 respectivamente; parámetro de fricción \mathbf{b} , espesor efectivo de la membrana τ ; y la fracción de área porosa sobre la superficie de la membrana ξ . \mathbf{D}_{sv} es la difusibilidad del soluto en la solución libre.

Los coeficientes de partición \mathbf{K}_2 y \mathbf{K}_3 , se definen como en (4.25) con una diferencia. La concentración de soluto en la membrana se interpreta como la concentración de soluto en el poro de la membrana. El parámetro de fricción \mathbf{b} , se define :

$$b = \left(\frac{f_{sM} + f_{sw}}{f_{sw}} \right) \quad (4.35)$$

En donde \mathbf{f}_{sM} representa la fricción entre el soluto y la membrana y \mathbf{f}_{sw} la fricción entre el soluto y el solvente. Las fuerzas de fricción son inversamente proporcionales a la difusibilidad del soluto dentro de la membrana, \mathbf{D}_{sM} y la difusibilidad del soluto en el solvente libre, \mathbf{D}_{sw} , la ecuación (4.35) puede ser reescrita como:

$$b = \frac{D_{sw}}{D_{sM}} \quad (4.36)$$

los parámetros pueden estimarse basándose en la ecuación de **Faxen**.

El espesor efectivo de la membrana, τ , es igual al producto del espesor de la capa superficial de la membrana multiplicado por la tortuosidad de los poros en la membrana. El factor de tortuosidad corrige el espesor de la “piel” de la membrana a un espesor efectivo que incluye la no-linealidad de la geometría de los poros. La fracción de área porosa sobre la superficie de la membrana es ξ . Para una membrana asimétrica, el valor de ξ es mucho menor que el calculado del contenido del agua del total de la membrana.

El modelo de poro fino, representado por las ecuaciones (4.30) y (4.34), es un modelo de cuatro parámetros: \mathbf{A} , \mathbf{b}/\mathbf{K}_2 , $\mathbf{K}_3/\mathbf{K}_2$ y τ/ξ , los cuales pueden obtenerse al reemplazar datos obtenidos experimentalmente por ósmosis inversa en el modelo. El parámetro τ/ξ por ser una medida del tamaño y número de poros, es una constante que sólo tiene validez para una membrana determinada.

En principio, \mathbf{K}_2 y \mathbf{K}_3 pueden ser diferentes, casi siempre se asume que $\mathbf{K}_2 = \mathbf{K}_3 = \mathbf{K}$. Para que se cumpla la igualdad, se requiere que \mathbf{K} sea independiente de la concentración, presión y estructura de la membrana. Cuando se hace este supuesto, la ecuación (4.34) se reduce a:

$$\frac{1}{f'} = \frac{1 - \left(1 - \frac{K}{b}\right) \exp\left(-\frac{\tau}{\xi D_{sv}}\right)}{\left(1 - \frac{K}{b}\right) \left(1 - \exp\left(-\frac{\tau}{\xi D_{sv}}\right)\right)} \quad (4.37)$$

Resultando un modelo de tres parámetros. Ellos son: \mathbf{A} , \mathbf{b}/\mathbf{K} y τ/ξ .

El modelo ha tenido éxito (utilizando sólo tres parámetros) al aplicarlo a membranas de ósmosis inversa, utilizando como solutos tanto electrolitos como no electrolitos. ^(12, 15, 20, 21)

4.6 COMPARACIÓN Y APLICACIÓN DE LOS MODELOS DE TRANSPORTE

Algunos de los modelos presentados tienen formas matemáticas similares; particularmente las relaciones que predicen el flujo y la separación, por ejemplo, los modelos **SDI** y **AKS**, y el modelo de la Termodinámica Irreversible de Kedem-Spiegler con el modelo de poro fino son matemáticamente idénticos. Sin embargo, cada uno de ellos se fundamenta en supuestos substancialmente diferentes^(15, 19). La simple concordancia entre los datos experimentales y un modelo, no es prueba de que el modelo sea correcto. En este sentido, se debe tener especial cuidado en la interpretación de los parámetros del modelo calculados con él. Para una membrana comercial, si se utiliza un modelo poroso este deberá dar información de la naturaleza porosa de la

membrana, por el contrario, si se utiliza el modelo **SD** éste nos dará información de los coeficientes de difusión y solubilidad en dicha membrana.

Cuando solo se esta interesado en la aplicación de las membranas, sin interesar las consideraciones teóricas, se puede utilizar la siguiente ecuación⁽¹⁵⁾:

$$\frac{1}{1-f'} = E_1 - E_2 \exp(-E_3 J_V) \quad (4.38)$$

Es matemáticamente equivalente a los modelos de Kedem-Spiegler y el de poro fino. Las constantes **E₁**, **E₂** y **E₃** pueden ser tratados como parámetros empíricos que se determinan para cada nuevo sistema soluto - membrana.

Para escoger un modelo de transporte, debemos considerar las siguientes sugerencias. Si el soluto no es retenido considerablemente por la membrana, el modelo de poro fino debe seleccionarse. La ventaja de éste modelo es que puede describir las relaciones entre la eficiencia y las condiciones de operación y además se requiere solo de un parámetro de transporte extra. Si el soluto es altamente retenido (rechazado) por la membrana y no se espera un comportamiento irregular, el modelo **AKS** es el adecuado.

Las ventajas de este modelo es su sencillez y que sus correlaciones para predecir los parámetros de transporte han sido publicadas^(1, 22, 23). Finalmente, si se espera un comportamiento irregular, como ocurre cuando el soluto y la membrana tienen una fuerte afinidad el uno por el otro, entonces el modelo modificado del flujo forzado en superficie porosa es el que debe tenerse en cuenta^(24, 25).

El estudio del transporte de masa a través de membranas es por si mismo interesante, el poder real de un modelo de transporte surge cuando se utiliza para describir y predecir el comportamiento de membranas reales bajo diversas condiciones experimentales de operación, por ejemplo, variación de la presión y/o concentración. Sin la capacidad de predicción, el interés en los modelos de transporte quedaría reducido a consideraciones de tipo académico.

La aplicación de modelos de transporte puede verse alterado en varios casos. El primero es el predecir la eficiencia de la membrana para un soluto pero bajo diferentes condiciones de operación. El segundo caso es la predicción para solutos diferentes. El tercer caso es la predicción del comportamiento para un sistema de mezcla de solutos.

4.7 EFECTOS DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN

Al examinar la literatura procedente de los fabricantes de membranas, se puede intuir que cada membrana tiene características diferentes de eficiencia (flujo y separación) para diverso solutos, independientemente de las condiciones de operación. Esta información, es irreal, la experiencia ha demostrado que la eficiencia de una membrana puede llegar a ser una función con fuerte dependencia de las condiciones de operación, cuyas variables son: concentración, presión, velocidad de flujo de alimentación, temperatura y pH.

4.7.1 Efecto de la Concentración de Alimentación

La concentración de la alimentación puede tener efecto en la eficiencia de la membrana, la razón de dicho efecto es el aumento de la presión osmótica por el aumento en la concentración; cuando la concentración aumenta, el flujo tiende a disminuir. Es necesario observar que cuando la concentración aumenta, la separación inicial aumenta pero luego disminuye. El aumento inicial en la separación es debido a la rápida disminución del flujo, el cual es realmente menor que el producido por el fenómeno de polarización por concentración. El aumento de la concentración disminuye la fuerza efectiva de la presión generalizada en el sistema.

4.7.2 Efecto de la Presión de Operación.

El efecto inicial de aumentar la presión de operación es el aumento de la fuerza generalizada para el solvente (ver ecuación 4.30), afectando solo marginalmente la fuerza generalizada para el soluto. Un buen mezclado de la solución en el lado de alta presión de la membrana ($\kappa_m \rightarrow \infty$), hará aumentar la separación a medida que la presión de operación aumente, hasta llegar a un valor límite constante. Si el coeficiente de transferencia de masa tiene un valor finito, un pequeño descenso en la separación puede observarse luego del aumento inicial.

4.7.3 Efecto de la Velocidad de Flujo de Alimentación

El efecto inicial de la velocidad de flujo de alimentación es cambiar el mezclado en el sistema de prueba. Si solo se considera su influencia, ésta deberá reflejarse en el valor del coeficiente de transferencia de masa. La ecuación (4.11) puede utilizarse para describir el efecto de la velocidad de alimentación en el valor del coeficiente de transferencia de masa κ_m .

4.7.4 Efecto de la Temperatura

El efecto más importante es incrementar el flujo asociado con el aumento de la misma. Este aumento en el flujo puede describirse mediante la ecuación de velocidad de

Arrhenius, debido a la dependencia de la temperatura con el coeficiente de permeabilidad del agua en la ecuación (4.30). Así:

$$A = A_0 \exp\left(-\frac{E_0}{RT}\right) \quad (4.39)$$

En donde E_0 es la **energía de activación aparente** asociada al proceso de transporte del solvente. La energía de activación para la mayoría de las membranas es alrededor de **- 0.017 KJ/Kmol**, valor esperado en base en los cambios de viscosidad del agua. Como una primera aproximación, se puede esperar que la separación no cambia con el aumento de temperatura⁽¹⁾. El efecto de la temperatura dentro de los módulos ha sido examinado; generalmente lo que se hace es aplicar la ecuación de Arrhenius a cada uno de los parámetros del modelo de transporte.

4.7.5 Efecto del pH

El efecto del pH puede ignorarse desde el punto de vista de los modelos de transporte. Sin embargo existen dos casos especiales en los cuales juega un papel importante el pH, ellos son:

Si el pH es muy alto o muy bajo para la membrana, la eficiencia de la membrana disminuye irreversiblemente obligando al cambio de la misma. Los fabricantes dan límites de pH en los cuales se debe operar la membrana.

El otro caso se presenta cuando el soluto se disocia como resultado del cambio de pH en la solución del lado de alta presión. Un caso extremo es el del fénol como soluto utilizando una membrana de acetato de celulosa en un proceso de ósmosis inversa. A pH bajo (ácido) el fénol no se disocia y la separación es nula. Cuando el pH aumenta, la disociación del fénol aumenta y por lo tanto el porcentaje de separación aumentará hasta llegar a un pH >12 en el cual ocurre una disociación total del fénol y la separación se hace independiente del pH. Los resultados experimentales indican que el fénol prácticamente no se separa, pero si lo hace casi totalmente cuando se encuentra disociado.

Cuando el soluto esta parcialmente disociado se obtiene una separación intermedia. En resumen, cuando se trate de separar solutos ionizables, cambios en el pH pueden ocasionar dramáticos cambios en la separación.

4.7.6 Predicción del Efecto de las Condiciones de Operación

Predecir el efecto de las condiciones de operación en la eficiencia de la membrana para el mismo soluto se utiliza uno de los modelos de transporte descritos. Si aplicamos el modelo **AKS** para datos limitados, los parámetros para el transporte: **A**, **D_{sM}**, **K/τ** y **κ_m** pueden ser determinados. Estos parámetros son utilizados para predecir el

efecto de las condiciones de operación en la eficiencia de la membrana. La concordancia obtenida entre las curvas teóricas y las experimentales, son adecuadas. La ecuación (4.39) describe bien la dependencia del flujo con la temperatura, y la separación es aproximadamente independiente de ella. El efecto del pH es más difícil de predecir para solutos disociables (como el fenol) debido a que el sistema es esencialmente un sistema de mezcla de solutos.

4.8 PREDICCIÓN PARA MEZCLAS DE SOLUTOS

La predicción de la eficiencia para sistemas de solutos mezclados se considera más compleja que la predicción para sistemas con un solo soluto. Pueden existir fuertes interacciones entre los distintos solutos, lo que conducirá a relaciones complejas entre las condiciones de operación y la eficiencia.

Para sistemas de solutos mezclados se puede asumir que los solutos actúan independientes uno de otro. En estos casos, las ecuaciones de transporte son lineales. Si se utiliza, el modelo **AKS**, las ecuaciones para el transporte del soluto y para la transferencia de masa para la mezcla en el lado de alta presión de la membrana, para cada especie **i** de soluto podrá escribirse como:

$$J_i = \left(\frac{D_{iM} K}{\tau} \right)_i (C_{i2} - C_{i3}) \quad (4.40)$$

$$J_T = C \kappa_m \ln \left(\frac{C_{i2} - C_{i3}}{C_{i1} - C_{i3}} \right) \quad (4.41)$$

El flujo del solvente agua, J_w , es similar a la ecuación (4.30), excepto que la suma de las presiones osmóticas de cada uno de los solutos deberá ser considerada, Así:

$$J_w = A(\Delta p - \sum_{i=1}^n \Delta \pi_i) \quad (4.42)$$

La ecuación predice que la presión efectiva de operación se reduce debido a que la presión osmótica considerada es el resultado de la suma de las presiones osmótica de cada uno de los solutos.

4.9 PREDICCIÓN PARA DIFERENTES SOLUTOS

El poder real de un modelo de transporte de masa es su capacidad para predecir la eficiencia para solutos que aun no hayan sido probados experimentalmente. Esta

capacidad es una ventaja para la remoción de solutos orgánicos del agua debido a que existen solutos orgánicos que pueden ser probados para cada membrana.

¿Cómo se pueden hacer estas predicciones?. Es claro que el flujo y la separación deberán ser una función de la naturaleza física como química del sistema soluto-membrana. Un método de predicción es examinar las relaciones entre los parámetros del modelo de transporte y la naturaleza fisicoquímica del soluto para un sistema fijo solvente-membrana. En principio, esta metodología puede ser aplicada a cualquier modelo de transporte, la mayoría de los trabajos realizados en ósmosis inversa utilizan el modelo AKS⁽²⁶⁾.

4.10 COMPLICACIONES EN LA PREDICCIÓN DE LOS PROCESOS

En los modelos estudiados se han introducido hipótesis y simplificaciones en su desarrollo, que en muchos casos prácticos no funcionan. No es sorprendente que en algunos sistemas los modelos no describan o predigan correctamente los datos experimentales. Lo anterior sugiere la necesidad de modificar el modelo. En la práctica se pueden presentar tres casos:

4.10.1 Sistemas con Solutos Parcialmente Disociados

Cuando un electrolito débil se disocia, en la solución estará presente tres partículas: El catión, el anion y la molécula no disociada. En este caso la situación se resuelve tratando el sistema como una mezcla de solutos, en que los iones se tratan al igual que se hace con los solutos inorgánicos y la especie no ionizada (o par iónico) se analiza como componentes separados. Por lo tanto, cada especie presente en la solución tendrá sus propios parámetros de transporte. Para las especies que estén en equilibrio se deben escribir las relaciones apropiadas tanto para la solución de alimentación como para el permeado.

4.10.2 Sistemas con Fuertes Atracciones Soluta - Membrana

Experimentalmente se ha encontrado que muchos sistemas existen fuertes atracciones entre el soluto y el material del cual esta fabricada la membrana. Estas atracciones pueden ser la causa de eficiencias anómalas en la ósmosis inversa. Es posible observar separaciones negativas, lo que indica que el soluto se ha enriquecido en el caudal del permeado; en muchos casos la separación tiende a disminuir (en lugar de aumentar) cuando se aumenta la presión de operación; y siempre el flujo del permeado es menor, sobre todo del agua y más si la solución es diluida para que los efectos de la presión osmótica sean ignorados. El fénol, sus derivados y algunos hidrocarburos con membranas de acetato de celulosa exhiben el comportamiento anterior⁽²⁷⁾.

4.10.3 Membranas Cargadas

Los modelos que se han discutido son aplicables a una amplia variedad de solutos con membranas que son de carácter neutro. Cuando se emplean solutos cargados en presencia de membranas que contienen en su estructura grupos cargados en posiciones fijas se observan comportamientos irregulares de los modelos^(28, 29). Por ejemplo, la membrana puede intercambiar iones con la solución de alimentación y grupos intercambiadores de iones presentes en el material de la membrana. Lo anterior puede conducir a un “lavado” (o encogimiento) de la estructura de la membrana, lo cual a su vez, afecta las propiedades de su transporte.

Para estos casos, los modelos que se han estudiado pueden ser aplicados como una primera aproximación al problema, pero teniendo en cuenta que los parámetros de transporte pueden depender fuertemente de las condiciones de operación.

4.11 RESUMEN

Se han propuesto numerosos modelos para describir y predecir la eficiencia de diversos tipos de membranas. Los modelos han sido elaborados utilizando diferentes hipótesis y grados de dificultad y complejidad diferente; sin embargo todos ellos han sido aplicados con éxito en descripciones sencillas de la eficiencia de membranas particulares.

El desarrollo teórico alcanzado ha contribuido al mejoramiento y creación de nuevas membranas artificiales, al igual que han ayudado a mejorar los diseños de sistemas industriales y, en especial los relacionados con la desalinización de agua de mar y de pozo.

Por otra parte, basándose en relaciones semiempíricas es posible predecir el comportamiento de nuevos solutos frente a una membrana, con solo conocer la estructura del soluto. Los modelos estudiados pueden aplicarse a sistemas de mezcla de solutos, sin embargo, pocos trabajos se han realizado en esta área. Al revisar la literatura se encuentran casos en los cuales los modelos presentan fallas en su capacidad para describir la eficiencia, es el caso cuando existen fuertes atracciones entre el soluto y la membrana, o de membranas cargadas con grupos fijos en su estructura.

DIFUSION

Desalination, Volumen 119, (1998), págs. 225-228

“Analysis and behaviour of chloride solutions in flat reverse osmosis membranes”

Presented at the Conference on Membranes in Drinking and Industrial Water Production, Amsterdam, September 21–24, 1998, International Water Services Association, European Desalination Society and American Water Works Association

Tecnología del agua, ISSN 0211-8173, N° 184, (1999), págs. 49-53

“Validación de un modelo matemático para ósmosis inversa con una planta piloto de membranas planas”.

BIBLIOGRAFÍA

1. Sourirajan, S.; 1970; "Reverse Osmosis"; Academic Press, New York. Cap. 2
2. American Water Works Association Research Foundation, et al; (editor); 1998; "Tratamiento del agua por procesos de membrana. Principios, procesos y aplicaciones"; McGraw-Hill/ Intmericana de España S.A.; Madrid.
3. Merten, U.; Nusbaum, I.; Miele, R.; 1968; "Organic Removal by Reverse Osmosis". Gulf General Atomic Inc., San Diego, California.
4. Eisenberg, T. N.; Middlebrooks, E. J.; 1986; "Reverse Osmosis treatment of Drinking Water". Butterworth Publishers; Stoneham, Mass.
5. Arango M., Hernán; "Fundamentos para la Elección y Puesta en marcha de un Sistema de Ósmosis Inversa en el Proceso de Desalinización de agua de mar". Tesis, MSc Ing., UPLGC., Las Palmas, 1996.
6. Keden, O.; Katchalsky, A.; Biochem. Biophys. Acta; 27, 229-246, (1958).
7. Cussler, E. L.; "Diffusion: Mass Transfer in Fluid Phase Systems"; Cambridge University Press, London 1984.
8. Onsanger, L.; Phys. Rev.; 37, 405-425, (1931); 38, 2265, (1931).
9. Spiegler, K. S.; Keden, O.; Desalination; 1 , 311-326, (1966).
10. European Society of Membrane Science and Technology; "Terminology for pressure - driven membrane operations"; Desalination; 68,77- 92, (1988).
11. Staverman, A. J.; Recueil Trav. Chim. Pays-Bas; 70, 344 - 352, (1951).
12. Merten, U.; Ed.; "Desalination by reverse osmosis"; M.I.T. Press, Cambridge, Mass. 1966, p. 15-54.
13. Lonsdale, H. K.; Merten, U. ; Riley, R. L.; J. Appl. Polymer Sci.; 9, 1341 - 1362, (1965).
14. Sherwood, T.K.; Brian, P.L.T.; Fisher, R. E.; Ind. Eng. Chem. Fundamentals; 6, 2-12, (1967).
15. Jonsson, G.; Boesen, C. E.; Desalination, 17, 145-165, (1975).
16. Kimura, S.; Sourirajan, S.; AICHE J.; 13, 497-503, (1967).

17. Sourirajan, S.; *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*; 2, 51-55, (1963).
18. Spiegler, K. S.; *Trans. Faraday Soc.*; 54, 1408-1428, (1958).
19. Soltanieh, M.; Gill, W. N.; *Chem. Eng. Commun*; 12, 279-363, (1981).
20. Burghoff, H.G.; Lee, K. L.; Pusch, W.; *J. Appl. Polymer Sci.*; 25, 323-347, (1980).
21. Jonsson, G.; *Desalination*; 35, 21-38, (1980).
22. Sourirajan, S.; Matsuura, T.; "Reverse Osmosis and Synthetic Membranes"; National Research Council Canada; Ottawa - Canadá, 1977, Cap. 2 y 3.
23. Sourirajan, S.; Matsuura, T.; "Reverse Osmosis/Ultrafiltration Process Principles"; National Research Council Canada; Ottawa - Canada; 1985.
24. Matsuura, T.; Taketani, Y.; Sourirajan, S.; en "Synthetic Membranes", Turbak, A. F.; ed., ACS Symposium Series, Washington, D.C.;(1981), cap. 19
25. Mehdizadeh, H.; Dickson, J. M.; *J. Memb. Sci.* (1988)
26. Parekh, Bipin S.; "Reverse osmosis Technology"; Marcel Dekker Inc., New York, 1988.
27. Matsuura, T.; Sourirajan, S.; *J. Appl. Polymer Sci.*; 16, 2531-2554, (1972).
28. Simons, R. F.; Kedem, O.; *Desalination*; 13, 1-16, (1973).
29. Probstein, R.F; Sonin, A. A; Young, D.; *Desalination*; 13, 303-316, (1973)

V.- FACTORES QUE AFECTAN EL FLUJO - POLARIZACIÓN

5.- FACTORES QUE AFECTAN EL FLUJO – POLARIZACIÓN POR CONCENTRACION Y ENSUCIAMIENTO

5.1. INTRODUCCIÓN

La disminución o caída del flujo en los procesos de separación por membranas, es una de las causas que limitan su aplicación industrial. La membrana se define no solo por su composición química también lo hace por el proceso de fabricación; el módulo por el diseño y geometría; y el fluido por sus propiedades fisicoquímicas.

Los costos de inversión y operación de un sistema de membranas aumentan en función del caudal de permeado. A mayor volumen de producto que pasa a través de la membrana por unidad de tiempo, menor será el área de membrana requerida para producir el caudal de diseño de la planta. El resultado es un costo menor debido a ahorro en el número de módulos, bombas, tuberías y conectores, equipo de instrumentación.

El costo de remplazo de membranas es el mayor componente del costo de operación de la planta. Reduciendo la cantidad de superficie de membrana a remplazar se obtiene un caudal de permeado mayor y, por tanto, un menor costo de operación. De este modo, el caudal de permeado y los factores que lo influyen son las principales consideraciones que determinan el rendimiento y costo de las membranas.

5.2. CAUSAS DE LA CAÍDA DEL FLUJO DE PERMEADO

La caída del flujo es causada por fenómenos que se originan sobre, o en la cercanía de la pared de la membrana: **La polarización por concentración**, se genera por la acumulación de solutos retenidos. Fenómeno reversible que se comienza a generar inmediatamente se inicia el proceso de separación, y que alcanza un valor de equilibrio.

El fenómeno de ensuciamiento (fouling), debido a fenómenos tales como: la adsorción, la formación de una capa de gel, el bloqueo y taponamiento de los poros de la membrana, que son fenómenos más o menos irreversibles que ocurren a través del tiempo. Estas dos causas no son completamente independientes, ya que en muchas ocasiones, el ensuciamiento aparece debido a una polarización por concentración.

El resultado de ambos fenómenos es una disminución de la fuerza generalizada para la filtración o un incremento de la resistencia al transporte a través de la membrana del solvente. El flujo a través de la membrana viene dado por la ecuación:

$$J_V = \frac{dV}{A.dt} = \frac{\text{Fuerza generalizada } (\Delta p, \Delta c, \Delta E, \Delta T)}{\text{Viscosidad x Resistencia total}} \quad (5.1)$$

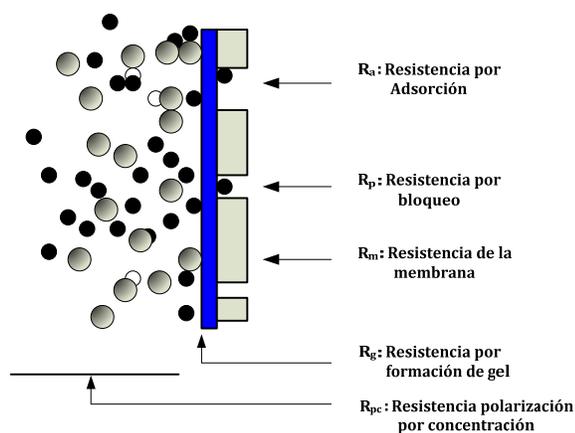


Figura 9.- Tipos de resistencias que pueden originarse en los procesos de transporte de masa a través de membranas.

En un proceso de osmosis inversa, nanofiltración, microfiltración o ultrafiltración, la fuerza generalizada será la diferencia de presiones Δp , la cual es la caída de presión a través de la membrana, denominada presión transmembra. En el proceso de diálisis la fuerza generalizada será la diferencia Δc , que viene dada por la diferencia de concentración a través de la membrana.

Las diferentes resistencias al flujo contribuyen en grado diferente a la resistencia total, R_{tot} . En el caso de una separación ideal, solo la resistencia de la membrana, R_m , está presente. En las membranas porosas es posible que penetren algunos solutos dentro de la membrana y bloqueen sus poros, ocasionando una resistencia por bloqueo de los poros, R_p . Además, si el soluto se adsorbe en las paredes de los poros, o parte del fluido de alimentación se adsorbe sobre la superficie de la membrana, se origina una resistencia de adsorción, R_a , resultando una membrana menos permeable. El proceso de adsorción se inicia tan pronto como la membrana entra en contacto con el fluido de alimentación. La adsorción puede considerarse como un proceso en equilibrio. Otro fenómeno muy importante, es el de polarización por concentración. Debido a que el soluto comienza a ser retenido por la membrana mientras el solvente la atraviesa, deberá ocurrir una acumulación de soluto que irá formando una capa en la cercanía de la membrana con una concentración relativamente más alta que el resto de la solución. Esta capa de alta concentración cercana a la membrana es menos permeable para el solvente en comparación a la solución inicial y genera una resistencia denominada polarización por concentración, R_{pc} . Paralelo a este fenómeno se genera una presión osmótica, $\Delta\pi$, mayor en la interface de la membrana, sobre todo cuando se separaran soluciones de macromoléculas, lo que conduce a una disminución de la fuerza generalizada la cual toma el valor de $\Delta p - \Delta\pi$. El fenómeno de polarización siempre ocurre, ya que es inherente a todos los procesos de membranas. Finalmente, el valor de la concentración en la interface de la membrana puede alcanzar valores más altos que en el resto de la solución, que puede ocasionar la formación de una capa de gel, originando

una resistencia por gel, R_g . Esto ocurre principalmente cuando el fluido de la alimentación contiene proteínas^(1,2).

Aparte de los fenómenos mencionados, otros pueden ocurrir cuando los solutos en la solución muestran interacciones mutuas. Especialmente, la diferencia de carga de los solutos contribuye a la desviación del comportamiento de la solución. Es el caso de la interacción entre algunas proteínas cargadas positiva y negativamente lo que conduce a la formación de agregados moleculares⁽³⁾.

La deposición de solutos en la superficie de la membrana también disminuye el flujo a través de la misma. La deposición puede ser causada, por ejemplo, por agregados de proteínas, aunque la concentración sea baja (mucho menor que la concentración de un gel) o por precipitación de soluciones saturadas de sales. En el primer caso la caída del flujo depende de un tiempo relativamente largo y se presenta en la filtración de soluciones diluidas de proteínas por la formación de agregados⁽⁴⁾.

La formación de **incrustaciones (scaling)** puede ocurrir dentro de la membrana, cuando se filtra leche o suero puede formarse un precipitado de fosfato de calcio si no se controla la temperatura y el pH^(5,6,7).

Para una adecuada discusión del ensuciamiento de las membranas, éstas deben clasificarse como porosas y no porosas. Las no porosas no deben presentar resistencia por bloqueo de poros. Por otra parte, dependiendo del tipo de alimentación, por ejemplo: mezclas gaseosas o solventes orgánicos, no deberán formarse resistencias por geles y por adsorción. Esto significa que en los procesos de pervaporación y separación de gases, las resistencias R_p , R_a , y R_g , no tendrán ningún efecto, y solo deberá tenerse en cuenta las resistencias de la membrana R_m , y la de la polarización por concentración R_{pc} .

En las separaciones mediante procesos de microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración y ósmosis inversa, pueden estar presentes todas las resistencias descritas. Las resistencias varían en función de la composición y el espesor de cada capa, que a su vez están determinadas por la calidad de la corriente de alimentación y las características de transferencia de masa en el módulo de membrana. La tabla 5.1 muestra valores aproximados de resistencia de membranas y presiones transmembrana.

Tabla 5.1 Resistencia de Membrana y Presión Trasmembrana para Procesos a Presión.

Proceso	R_m (m ⁻¹) Aprox.	Δp (Kpa) Aprox.	bar
MF	10 ⁶	30 – 300	0.3 – 3
UF	10 ⁷	50 – 700	0.5 – 7
NF	10 ⁸	350 – 1000	3.5 – 10
OI	10 ¹⁰	800 – 8000	8.0 – 80

5.3 PROCESO ADSORCIÓN

El proceso se inicia cuando la solución de alimentación entra en contacto con la superficie de la membrana, debido a que se origina gran cantidad de interacciones de tipo fisicoquímico entre el solvente, el soluto y los materiales de la membrana. Las macromoléculas suelen ser retenidas por la superficie de la membrana mediante varios mecanismos, entre los que se incluyen interacciones electrostáticas y de fuerzas de Van der Waals (fuera de dispersión de London, fuerzas dipolo-dipolo y dipolo inducido), transferencia de carga (Enlace de hidrógeno y enlaces π - π), efectos hidrofóbicos o a través de combinación de ellos. Larsson⁽⁸⁾, ha escrito una revisión a cerca de las interacciones fisicoquímicas entre las membranas y especies biológicas.

El grado de adsorción en un proceso determinado depende de: el material de la membrana, el tipo de soluto, la concentración y en algunos casos de la fuerza iónica y el pH. La adsorción se puede aumentar incrementando la concentración y, en el caso de las proteínas, se logra aumentando el valor del pH del medio hasta cerca al punto isoeléctrico de la proteína. Las membranas Hidrófilicas, como las de acetato de celulosa y poliacrilonitrilo, tienen menor tendencia a adsorber las proteínas que las membranas Hidrófobicas, como las membranas de polisulfona, politetrafluoroetileno, polipropileno, y polietileno.

5.4 EL FENÓMENO DE LA POLARIZACIÓN POR CONCENTRACIÓN

En los procesos de separación con membranas, los solutos son transportados hacia la membrana, mediante transporte convectivo, en donde son rechazados y acumulados. A continuación, el soluto se difunde en dirección contraria hasta que, en el estado estacionario, ambos efectos se equilibran y da lugar a la formación de un perfil de concentración que se extiende a lo largo de una distancia δ . Por otra parte, en contacto con la membrana se puede formar una capa gel, como consecuencia de haberse alcanzado una situación en que las moléculas se hallan dispuestas del modo más compacto posible, donde la movilidad de las partículas es prácticamente nula. En ambos casos, el resultado es una acumulación de soluto en la superficie de la membrana, que hace que la concentración cerca de la superficie de la membrana (c_m) sea siempre mayor que la concentración en el resto de la solución (c_b). Esto es lo que se denomina fenómeno de polarización por concentración, aunque los fenómenos eléctricos no estén presentes.

El aumento de solutos cerca de la interface membrana-solución, puede describirse mediante la teoría pelicular (film theory), o mediante la descripción del modelo de filtración a través de una “torta” (cake-filtration) o teoría de la filtración. La figura 10 es una representación esquemática de éstas.

Los modelos que describen el fenómeno de polarización por concentración mediante la teoría pelicular (ver figura 10 a), parten de la ecuación:

$$\frac{\partial c}{\partial t} + J_v \frac{\partial c}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D \frac{\partial c}{\partial x} \right) \quad (5.2)$$

En donde $J_v \partial c / \partial x$ representa el transporte convectivo a través de la membrana, ya que $\partial(D \cdot \partial c / \partial x) / \partial x$ representa la difusión hacia atrás como resultado de un gradiente de concentración sobre la membrana. La ecuación 5.2 puede resolverse analítica como numéricamente, sabiendo que para algunos solutos el coeficiente de difusión D es una función de la concentración.

En algunos casos el coeficiente de difusión puede representar la difusión de varios solutos.

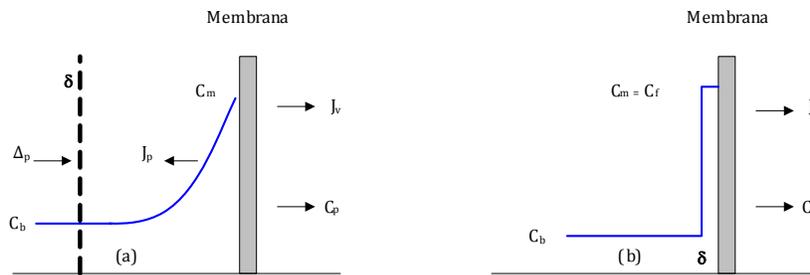


Figura 10.- Perfil de concentración debido a la Polarización

a) Teoría Pelicular y b) teoría de la filtración a través de una “torta”.

Cuando el coeficiente de difusión es constante, y el estado estacionario se alcanza, al hacer el balance de masa ésta se conserva (ver figura 10 a). Por tanto, el transporte convectivo de soluto a la membrana será igual al flujo de permeado más el transporte difusivo hacia atrás de la membrana. La ecuación 5.2 se transforma en:

$$j_v c = j_p + \left(-D \frac{dc}{dx} \right) \quad (5.3)$$

en donde J_p es el flujo de permeado y c la concentración.

Si las condiciones de frontera son:

Cuando: $x = 0$, entonces $c = c_m$

$x = \delta$, entonces $c = c_b$

y además:

$$J_p = J_v c_p \quad (5.4)$$

en donde c_p es la concentración de soluto en el permeado. Si la ecuación (5.4), la reemplazamos en la ec. (4.3); reagrupamos términos e integramos con las condiciones de frontera dadas, se obtiene:

$$\frac{J_V \delta}{D} = \ln \left[\frac{c_m - c_p}{c_b - c_p} \right] \quad (5.5)$$

ahora bien, si definimos el coeficiente de transferencia de masa κ_m como:

$$\kappa_m = \frac{D}{\delta} \quad (5.6)$$

entonces la ecuación (5.5) se transforma en:

$$J_V = \kappa_m \ln \left[\frac{c_m - c_p}{c_b - c_p} \right] \quad (5.7)$$

que es la ecuación básica para el estudio del fenómeno de polarización por concentración. Si ahora dividimos cada una de las concentraciones de la ecuación anterior por c_m y definimos la **retención intrínseca** mediante la ecuación:

$$R_{int} = 1 - \frac{c_p}{c_m} \quad (5.8)$$

al reemplazar en la ecuación (5.7), y reagrupar términos se obtiene la ecuación:

$$\frac{c_m}{c_b} = \frac{\exp\left(\frac{J_V}{\kappa_m}\right)}{R_{int} + (1 - R_{int}) \exp\left(\frac{J_V}{\kappa_m}\right)} \quad (5.9)$$

El promedio c_m/c_b se denomina **módulo de la polarización por concentración**, su valor aumenta, cuando la concentración sobre la membrana, c_m , aumenta debido a un aumento del flujo de alimentación, con aumento en la retención R_{int} , y una disminución en el valor del coeficiente de transferencia de masa κ_m .

Cuando el soluto es retenido completamente por la membrana ($c_p = 0$, y $R_{int} = 1$), y tanto la ecuación (5.7) como la ec. (5.9), se transforman en una ecuación más sencilla:

$$J_V = \kappa_m \ln \frac{c_m}{c_b} \quad (5.10)$$

El coeficiente de transferencia de masa, es importante en la determinación del flujo de volumen, cuando tiene lugar el fenómeno de polarización por concentración. Depende de la hidrodinámica del sistema y puede variarse y optimizarse. Recordemos que para su definición, se ha supuesto que D sea independiente de la concentración, lo cual es aproximadamente válido, en casi todos los casos de interés industrial⁽⁹⁾.

Con el fin de calcular el coeficiente de transferencia de masa se han propuesto varias teorías⁽¹⁰⁾. Se puede hacer una analogía entre el problema de la transferencia de masa y el de la transferencia de calor. Si se hace así, se obtiene una relación de números adimensionales utilizada por varios autores^{(10),(11)}:

$$Sh = \frac{\kappa_m d_h}{D} = A Re^\alpha Sc^\beta \quad (5.11)$$

en donde:

Sh = $\kappa_m d_h / D$ Número de Sherwood

Re = $v \rho d_h / \eta$ Número de Reynolds

Sc = $\eta / \rho D$ Número de Schmidt.

d_h = Diámetro hidráulico del canal por el que pasa el fluido en contacto con la superficie de la membrana, en metros.

v = Velocidad del fluido sobre la superficie de la membrana, $m s^{-1}$.

ρ = Densidad del líquido, (Kg/m^3) .

η = Viscosidad cinética del fluido.

A, α , β = Parámetros ajustables

El número de Sherwood es una medida de la relación entre la transferencia de masa conservativa y molecular; es a la vez, la razón entre el diámetro hidráulico y el espesor de la capa límite formada durante el fenómeno, si se tiene en cuenta la ecuación (5.6). En general, cuando el número de Reynolds, que mide el estado de turbulencia, tiene un valor por debajo de 2000 se trata de flujos laminares, mientras valores mayores de 4000 se considera para flujos turbulentos.

El **diámetro hidráulico** se define como:

$$d_h = 4 (\text{Sección recta del canal} / \text{Perímetro}) \quad (5.12)$$

Así, si el flujo marcha por un canal cilíndrico, **d_h** es el diámetro del tubo (Por ejemplo, el de una membrana de fibra hueca o tubular). Si se trata de un conducto prismático de base de lados **a** y **b** (es el caso de una membrana plana rectangular con flujo tangencial), entonces:

$$d_h = \frac{2ab}{(a+b)} \quad (5.13)$$

en particular, si $a \gg b$ (membrana en módulo en espiral), entonces la ecuación anterior se reduce a:

$$d_h = 2b$$

finalmente, los parámetros α y β pueden determinarse experimentalmente. La tabla 5.2 recoge algunos valores.

Tabla 5.2 Valores de α y β en distintas condiciones de flujo a lo largo del canal de longitud L

Tipo de Flujo	α	β	Relación
Laminar	1/3	1/3	Graetz – Leveque
	1/2	1/3	Grober
Turbulento	0.8	1/3	Chilton – Colburn o Dittus –Boelter
	0.875	1/4	Deissler

$$A = A' \left(\frac{d_h}{L} \right)^\omega \quad (5.14)$$

La constante A, corrige contribuciones debidas a la densidad, la viscosidad y a la falta de uniformidad del coeficiente de difusión al acercarse a la pared de la membrana. Su valor se ha estimado en función de d_h y L, como:

Para la relación de Graetz - Leveque se ha calculado: $A' = 1.86$ cuando se trate de un canal y $A' = 1.62$ si se trata de un tubo, en ambos casos el valor de ω es 0.50. Para la relación de Grober, $A' = 0.664$ y $\omega = 0.50$. El valor estimado de A para un flujo turbulento en la relación de Deissler es de 0.023.

Combinando las ecuaciones (5.11) y (5.14), podemos calcular el coeficiente de transferencia de masa. Para lo cual se requiere conocer la geometría del módulo de membranas para calcular el diámetro hidráulico con la ecuación (5.12) y determinar la longitud del canal por el cual pasará el flujo en contacto con la membrana. Además, se requiere conocer la densidad, la viscosidad, el coeficiente de difusión y la velocidad del fluido, propiedades que cambian fuertemente cuando el proceso es de flujo tangencial.

Los valores experimentales para el coeficiente de transferencia de masa en procesos con membranas son menores que los predichos por las relaciones semi empíricas. Una revisión de las relaciones para el calculo del coeficiente de transferencia de masa en flujo turbulento es la realizada por Gekas et al.⁽¹²⁾. Las relaciones que frecuentemente se utilizan para él calculo del coeficiente de transferencia de masa en flujo laminar son las de Graetz-Leveque, y para flujo turbulento la relación de Deissler (ver tabla 5.2).

Uno de los métodos más directo de obtener el coeficiente de transferencia de masa es el denominado de *variación de la concentración*, el cual utiliza la ecuación (5.7): Experimentalmente se observa que el flujo de solvente (agua) puro a través de una membrana es directamente proporcional a la presión hidrostática aplicada, de acuerdo a la ecuación (5.1), la resistencia total, en este caso, corresponde a la resistencia hidráulica de la membrana, la cual a su vez, es constante y no depende de la composición de la alimentación ni de la presión aplicada. Resultando una línea recta como la mostrada en la figura 11. Cuando se agregan solutos a la alimentación, se observa un comportamiento diferente principalmente en procesos de microfiltración y ultrafiltración.

Para una concentración determinada, cuando la presión se aumenta, el flujo aumenta, hasta alcanzar una presión (mínima) a la cual el flujo se hace constante (máximo para esa concentración) aunque la presión se siga aumentando. Si además se mide la concentración del permeado c_p , y se repite la experiencia con concentraciones diferentes, al graficar los datos se obtiene la figura 11..

Observe que existe un flujo límite, J_∞ , para cada concentración, además dicho flujo aumenta a medida que la concentración disminuye, y el coeficiente de transferencia de masa aumenta.

Si ahora hacemos una representación de J_∞ en función de $\ln(c_b - c_p)$ utilizando la ecuación (5.7) y los datos anteriormente obtenidos para J_∞ , se obtiene una recta de pendiente - κ_m , que intersectará el eje de las abscisas en $\ln(c_m - c_p)$. De esta forma podemos obtener la concentración c_m y el coeficiente de transferencia de masa κ_m . La figura 5.4 muestra lo anterior.

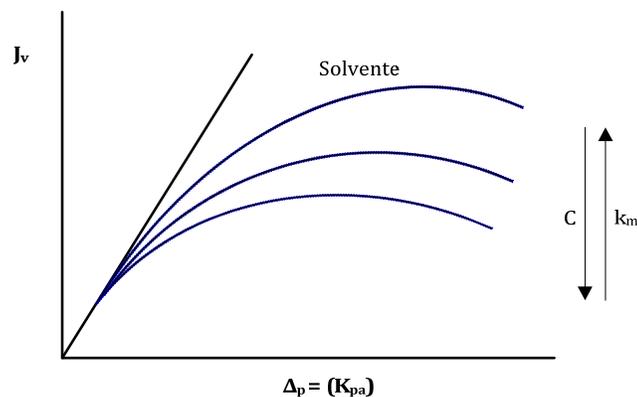


Figura 11.- El flujo como función de la presión aplicada a diferentes concentraciones de alimentación y diferentes coeficientes de transferencia de masa.

El comportamiento del flujo límite anotado arriba es típico en los procesos de ultrafiltración, y en menor grado se da en la microfiltración.

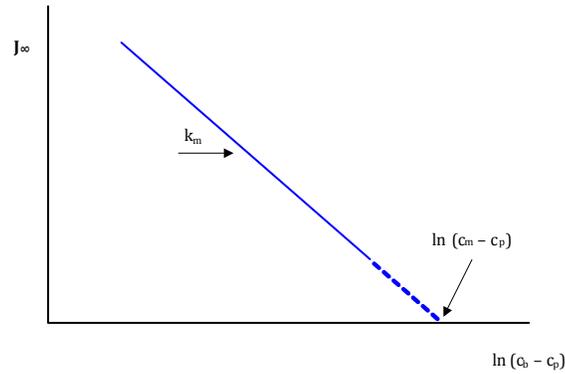


Figura 12.- Determinación gráfica de κ_m y c_m

Estudiamos el modelo de la filtración por la teoría de la filtración para describir el fenómeno de polarización por concentración, en la cual se asume una capa cercana a la membrana de concentración constante, que depende, en algunos casos, de la presión aplicada y cuyo espesor aumenta con el volumen de permeado. Para una filtración convencional y sin agitación, esta concentración en la capa de frontera puede calcularse mediante un balance de masa (ver figura 5.2 b). Así:

$$c_b \mathfrak{R}_{obs} V_p = \delta \cdot A c_f \quad (5.15)$$

En donde c_b es la concentración en el resto de la solución (Kmol/m³), \mathfrak{R}_{obs} es la retención observada, definida como $\mathfrak{R}_{obs} = 1 - c_p/c_b$, V_p el volumen total de permeado (m³), δ es el espesor de la capa de frontera o “torta” (m), A es el área de la membrana (m²), y $c_f = c_m$ la concentración cerca de la membrana o de la “torta”.

Si se utiliza la ecuación (5.1) para el flujo, y se hace la resistencia total igual a la suma de la resistencia de la membrana R_m más la resistencia de la concentración en la capa de frontera (torta) R_f , entonces:

$$J_v = \frac{\Delta p}{\eta(R_m + R_f)} \quad (5.16)$$

en donde η es la viscosidad del solvente puro, y R_f viene definido por:

$$R_f = \delta \cdot r_f \quad (5.17)$$

En donde r_f es la resistencia específica de la capa de frontera. Combinando las ecuaciones (5.15) y (5.17), se puede conocer el valor de R_f , el cual se puede remplazar en

la ecuación (5.16), si el resultado se invierte y se reagrupan términos de obtiene la expresión:

$$\frac{1}{J_v} = \frac{1}{J_w} + \left(\frac{\eta \cdot c_b R_{obsrf}}{c_m \Delta p} \right) \left(\frac{V_p}{A} \right) \quad (5.18)$$

En donde J_w es el flujo del agua (solvente puro). La validez de esta ecuación se ha demostrado en experimentos de ultrafiltración sin agitación⁽¹⁾. En la figura 13 se representa $1/J_v$ en función de V_p/A cuando: a.- Sé varia la concentración manteniendo constante la presión y b.- Variando la presión y manteniendo constante la concentración.

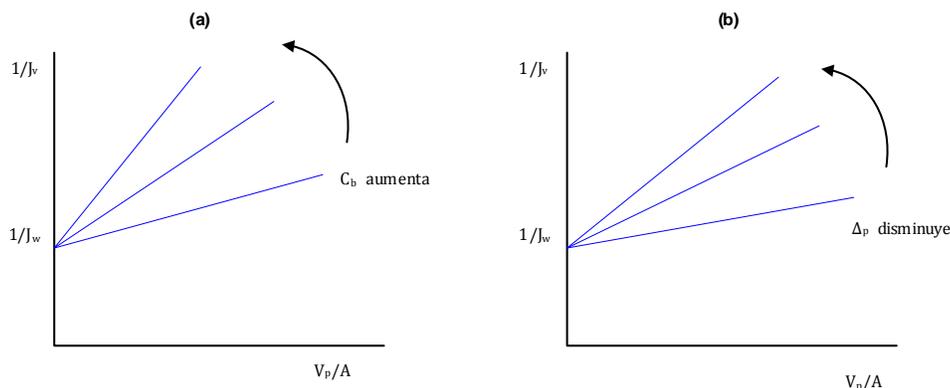


Figura 13.- Recíproco del flujo como una función del volumen de permeado. a) Presión constante, b) Concentración constante.

Observamos que en ambos casos, y todas las rectas, interceptan en el mismo punto con el eje de las ordenadas, siendo su valor $1/J_w$; por lo tanto, conocido J_w , podemos conocer el valor de la resistencia de la membrana ($J_w = \Delta p / \eta R_m$).

La integración de la ecuación (5.18), con $J_v = dV_p / A dt$ conduce a:

$$t = \left(\frac{\eta \cdot c_b R_{obsrf}}{c_m \Delta p} \right) \left(\frac{V_p}{A} \right)^2 \quad (5.19)$$

Relación típica para filtraciones convencionales no agitadas, en las cuales $V_p \sim t^{1/2}$. Si la ecuación anterior se expresa en función del volumen total de permeado V_p , se deriva con respecto al tiempo y se reagrupan los términos, se demuestra que:

$$J_v = \left(\frac{4c_m \Delta p}{\eta \cdot c_b R_{obsrf}} \right)^{1/2} t^{-1/2} \quad (5.20)$$

La cual predice que la caída del flujo es inversamente proporcional a la raíz cuadrada del tiempo. La figura 14 muestra el comportamiento de J_v en función de $t^{-1/2}$.

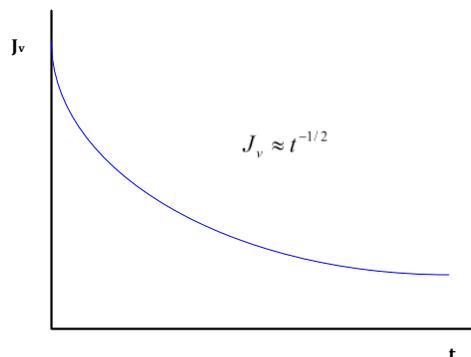


Figura 14.- Caída típica del flujo en función del tiempo, según la ecuación 4.20

Los dos modelos estudiados describen el fenómeno de polarización por concentración de acuerdo a la teoría pelicular y el modelo de la teoría de la filtración. Existen modelos que cubren los efectos de este fenómeno. Podemos subdividirlos en tres grupos: *A. Modelos de resistencia*, *B. Modelos de polarización por gel* y, *C. Modelos de presión osmótica*.

5.5 MODELOS DE RESISTENCIA

Existen dos clases de modelos de resistencia: Los modelos de filtración y Los modelos de Resistencia de la capa de frontera. Los primeros utilizan las relaciones de Kozeny-Carman para calcular la resistencia específica a concentración constante. Los modelos de la capa de frontera para calcular la resistencia específica utilizan la relación entre la permeabilidad del solvente a una capa de concentrado y la sedimentación del soluto a alta concentración.

5.5.1 Modelos de Filtración

En el modelo de filtración, el soluto se considera que forma un depósito de partículas cerca a la pared de la membrana, de concentración constante (Ver figura 10 b). Se utiliza para determinar el índice de ensuciamiento de la membrana. En él, la resistencia total R_f que se requiere en la ecuación (5.17), en general, puede calcularse mediante la relación:

$$R_f = \int_0^{\delta} r_f dx \quad (5.21)$$

La cual es igual a $r_f \delta$ cuando se emplea la teoría de la filtración a través de una “torta”.

La resistencia específica se calcula mediante la ecuación de Kozeny-Carman:

$$r_f = 180 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3 d_p^2} \quad (5.22)$$

En donde ε es la porosidad de la capa de concentrado, y d_p , el “diámetro” de las partículas del soluto. En el caso de un depósito sólido que se halla formado y al cual se le pueda conocer su masa, m_s , el espesor de dicha capa será igual a:

$$\delta = \frac{m_s}{(1-\varepsilon)\rho_s A} \quad (5.23)$$

en donde ρ_s es la densidad del soluto y A , el área de la membrana.

El grosor efectivo de la capa de concentrado es del orden de varias micras, lo que hace suponer que este formada por varias monocapas de macromoléculas (100 a 1000). El grosor de la capa depende del tipo de soluto y especialmente de las condiciones y del tiempo de operación. El modelo de filtración se ha utilizado con todo tipo de filtraciones: ultrafiltraciones tangenciales, filtraciones convencionales agitadas, y no agitadas, filtraciones con varios solutos⁽¹³⁻¹⁷⁾.

5.5.2 Modelos de la Resistencia de la Capa de frontera

El modelo se fundamenta en la correspondencia que existe entre la permeabilidad para el solvente en una capa concentrada cerca de la interface de la membrana y la permeabilidad de un soluto en una solución estancada, como ocurre durante un experimento de sedimentación. La figura 15 ilustra lo anterior.

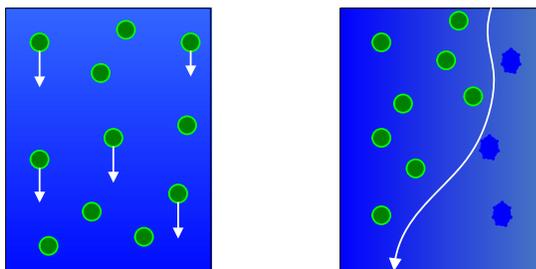


Figura 15.- Sedimentación y la Permeabilidad

En el modelo, la capa de frontera se considera como una solución concentrada a través de la cual las moléculas de soluto permean; la permeabilidad de ésta capa estancada depende de la concentración y del peso molecular del soluto (ver figura 16).

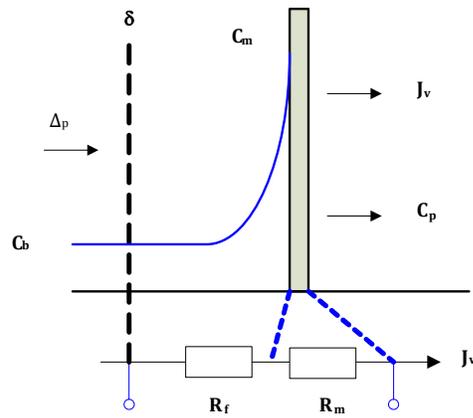


Figura 16.- Representación esquemática del modelo de resistencia de capa de frontera

La permeabilidad, L_p , está relacionada con el coeficiente de sedimentación en función de la concentración, $s(c)$, mediante la relación:

$$L_p = \frac{\eta s(c)}{(1 - \frac{\bar{V}_2}{\bar{V}_1})C} \quad (5.24)$$

La resistencia que ejerce esta capa es mayor cuando se trate de solutos macromoleculares (Ultrafiltración) que cuando se traten de solutos de bajo peso molecular (ósmosis inversa). En donde \bar{V}_1 y \bar{V}_2 , son los volúmenes molares parciales del solvente y el soluto respectivamente, y C la concentración de soluto. El coeficiente de sedimentación puede determinarse mediante ultrafiltración.

La resistencia específica, r_f , es igual al recíproco de la permeabilidad, L_p^{-1} , la cual es requerida para calcular la resistencia total, R_f , mediante la ecuación (5.21) y poder describir el flujo mediante la ecuación (5.16).

El coeficiente de sedimentación, el cual depende fuertemente de la concentración, se describe mediante:

$$\frac{1}{s} = \frac{1}{s_0} (1 + K_1 C + K_2 C^2 + K_3 C^3 + \dots) \quad (5.25)$$

en donde las K_i representan constantes; generalmente, solo se emplean los términos que contienen hasta la segunda potencia de la concentración.

Para una ultrafiltración de flujo cruzado, el presente modelo utiliza la ecuación (5.10), expresando la concentración de soluto como una función de la distancia a la membrana mediante la expresión:

$$C(\delta-x) = C_b \exp\left(\frac{J_v \cdot (\delta-x)}{D}\right) \quad (5.26)$$

si se combinan las ecuaciones (5.24), (5.25) y (5.26), y se reemplazan en la ecuación (5.21) se obtiene:

$$R_f = \frac{\left(1 - \frac{\bar{V}_2}{\bar{V}_1}\right) D}{\eta \cdot s_0 J_v} = \left[(c_m - c_b) + \frac{K_1}{2} (c_m^2 - c_b^2) + \frac{K_2}{3} (c_m^3 - c_b^3) + \frac{K_3}{4} (c_m^4 - c_b^4) \right] \quad (5.27)$$

Se puede calcular la resistencia de la capa de frontera, si se conoce el valor de c_m con la ecuación (5.10). El valor exacto del coeficiente de transferencia de masa es difícil de determinar. Un error pequeño en el valor de κ_m produce un error grande en el valor de c_m , ya que ambos valores están relacionados mediante una función de tipo exponencial, por consiguiente, el error en el cálculo de R_f puede ser grande.

5.6. MODELOS DE LA POLARIZACIÓN POR GEL

Todos los modelos de polarización por gel hacen uso de la teoría pelicular para describir el fenómeno de polarización (ver ecuación 5.2). La característica de estos modelos es asumir que la concentración de soluto en la interface con la membrana no excede a un valor fijo c_g , es decir, la concentración de la capa de gel que se forma sobre la membrana. Por lo tanto, un aumento en la presión aplicada, solo debe aumentar el espesor de la capa de gel, y no aumentar el flujo a través de la membrana.

La concentración del gel depende del tamaño, forma, estructura química y grado de solvatación de los solutos, es independiente de la concentración del resto de la solución c_b . La figura 17 muestra los dos fenómenos, la polarización por concentración y la formación de la capa de gel.

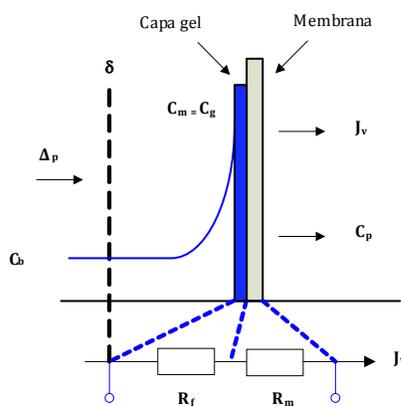


Figura 17.- Representación del perfil de concentración en la cercanía de interfase de la membrana de acuerdo con la teoría de polarización por gel.

Los modelos de polarización por gel^(18,19,25), parten de la teoría pelicular y asumen que $c_m=c_g$ en todo tiempo t , por lo que la ecuación (5.10), para el flujo limite se transforma en:

$$J_v = J_\infty = \frac{\Delta p}{\eta(R_m + R_g)} = \kappa_m \ln \frac{c_g}{c_b} \quad (5.28)$$

Si J_∞ se gráfica como una función de $\ln c_b$ el resultado puede ser una línea recta de pendiente $-\kappa_m$ e intercepto en la abscisa igual a $\ln c_g$, cuando $J_\infty = 0$. (Ver la figura 12). En este caso, el coeficiente de transferencia de masa sea constante, su valor es difícil de predecir de los parametros del proceso.

En general, según lo descrito, se obtienen concentraciones c_g menores que las concentraciones reales de gelificación. La concentración en contacto con la membrana se hace constante debido a algún fenómeno que no se considerado, y que actúa antes de que se alcance un empaquetamiento suficientemente alto como para justificar la presencia de un gel en la capa de polarización por concentración. Este fenómeno consiste en la presencia de un límite osmótico.

5.7. MODELOS DE LA PRESIÓN OSMÓTICA

En general⁽²⁰⁻²⁴⁾, una solución de macromoléculas tiene una presión osmótica mucho menor que otra solución de igual porcentaje en peso de solutos de bajo peso molecular. En ultrafiltración, las macromoléculas son retenidas por la membrana mientras los componentes de bajo peso molecular pueden permear libremente a través de ella. Como la presión osmótica de una solución depende principalmente de los solutos de bajo peso molecular, y si su concentración a ambos lados de la membrana es igual, entonces la presión osmótica (baja) ejercida por las macromoléculas retenidas puede despreciarse si ésta se compara con las altas presiones aplicadas en el proceso. Sin embargo, en el lado de la membrana de las altas presiones, la concentración de solutos macromoleculares en contacto con la superficie de la membrana, puede llegar a ser muy elevada, y de aquí, que la influencia del correspondiente gradiente de presión osmótica debe tenerse en cuenta. La tabla 5.3 muestra algunos valores de la presión osmótica de algunas soluciones de macromoléculas.

Tabla 5.3: Presiones Osmóticas de soluciones macromoleculares de concentración 400 g/L

Macromolécula	π (Kpa)	Referencia
Dextran T 10	1300	(20)
Dextran T 70	710	(21)
BSA (pH: 5.4)	130	(22)
β - lactoglobulina pH:6.6)	260	(23)
Proteína del suero	650	(24)

Wijmans et al.⁽²⁵⁾, demostraron matemáticamente que el modelo de presión osmótica tiene muchas características en común con el modelo de polarización por gel. Por lo tanto, si se tiene en cuenta el diferencial de presión a través de la membrana, entonces la ecuación 5.1 la podemos escribir en la forma:

$$J_v = \frac{\Delta p - \Delta \pi}{\eta(R_m + R_f)} = \frac{\Delta p - \Delta \pi}{\eta R_m} \quad (5.29)$$

Se ha reemplazado la resistencia total del modelo de la resistencia de la capa de frontera, $(R_m + R_f)$, por el valor de la Resistencia de la membrana R_m .

La dependencia de la presión osmótica de la solución de la concentración de soluto, se puede expresar como una función exponencial de la forma:

$$\pi = a.c^n \quad (5.30)$$

en donde a es una constante y n , un exponente mayor que 1, para concentraciones no muy altas es 2, y para concentraciones elevadas es incluso mayor⁽²⁶⁾.

Si utilizamos la ecuación (5.26) para conocer la concentración de la solución en contacto con la membrana c_m , y la reemplazamos en la ec. (5.30); y éste lo reemplazamos en la ec. (5.29), se obtiene la ecuación para el flujo:

$$J_v = \frac{\Delta p - a.c_m^n \exp\left(\frac{nJ_v}{\kappa_m}\right)}{\eta R_m} \quad (5.31)$$

En la cual se ha supuesto que los solutos queden completamente retenidos por la membrana. Resulta evidente, de la ecuación, que el flujo de volumen no crece linealmente con los cambios de presión. Sin embargo, su derivada con respecto a la presión, $\partial J_v / \partial \Delta p$, muestra como cambia el flujo con el aumento de la presión:

$$\frac{\partial J_v}{\partial \Delta p} = \left[\eta R_m + \frac{n}{\kappa_m} a.c_m^n \exp\left(\frac{nJ_v}{\kappa_m}\right) \right]^{-1} \quad (5.32)$$

Igualamos las ecuaciones (5.29) y (5.31), y despejamos el valor de $\Delta \pi$; y el resultado lo reemplazamos en la ecuación anterior, obtenemos una ecuación para el cambio del flujo con la presión, más fácil de manipular:

$$\frac{\partial J_v}{\partial \Delta p} = \left(\eta R_m + \frac{n}{\kappa_m} \Delta \pi \right)^{-1} = \frac{1}{\eta R_m} \left(1 + \frac{n \Delta \pi}{\eta R_m \kappa_m} \right)^{-1} \quad (5.33)$$

Para altos gradientes efectivos de presión osmótica el incremento de J_v por unidad de Δp es prácticamente nulo, esto es, se llega a un flujo límite; y cuando $\Delta\pi$ tiende a cero, el flujo se convierte en el flujo del solvente puro. La figura 11 muestra estos dos extremos.

La variación del flujo de volumen con el $\ln c_b$ se expresa como:

$$\frac{\partial J_v}{\partial \ln c_b} = - \left[\frac{1}{\kappa_m} + \frac{\left(\frac{1}{n}\right)}{\left(\frac{\Delta p}{\eta R_m}\right)} \right]^{-1} = -\kappa_m \left[1 + \frac{\eta R_m \kappa_m}{n \Delta \pi} \right]^{-1} \quad (5.34)$$

Si la fracción del segundo término de la igualdad anterior es grande, entonces la derivada (pendiente) será igual a $-\kappa_m$. Dicho resultado también se obtiene cuando se gráfica J_v en función de $\ln c_b$, de acuerdo con el modelo de la polarización por gel.

La figura 18 muestra una gráfica del flujo J_∞ como una función de la concentración del resto de la solución⁽²⁴⁾. Observamos que, cuando $J_\infty = 0$, entonces $\Delta p = \Delta\pi$. La obtención experimental de dicha gráfica es complicada ya que se deben manejar altas concentraciones, para las cuales la viscosidad es tan alta que el bombeo y la agitación de la solución se hacen muy difíciles.

Tanto la ecuación (5.33) como la ecuación (5.34) incluyen el término $n\Delta\pi/\eta R_m \kappa_m$, el cual es una resistencia, obtenida del cociente entre la resistencia causada por el gradiente de presión osmótica y la resistencia de la propia membrana.

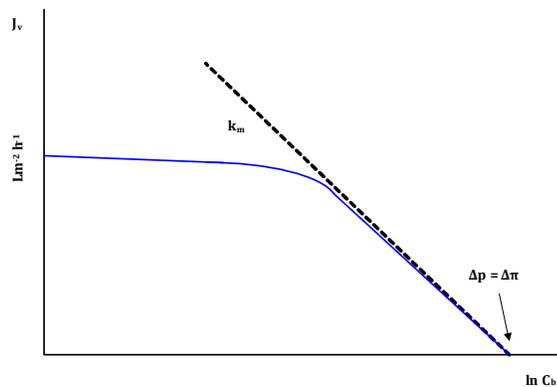


Figura 18.- Variación del flujo de volumen como una función del $\ln c_b$.

Para demostrar lo anterior, se deriva la ecuación (5.29) con respecto a J_v , obteniéndose:

$$\frac{\partial \Delta p}{\partial J_v} = \eta R_m + \frac{\partial \Delta \pi}{\partial J_v} \quad (5.35)$$

si se invierte la ecuación (5.33) y se iguala con la anterior, se obtiene:

$$\frac{n\Delta\pi}{\eta R_m \kappa_m} = \frac{\partial\Delta\pi}{\partial J_v} / \eta R_m \quad (5.36)$$

en donde la derivada del lado derecho representa la resistencia causada por el gradiente de presión osmótica.

5.8. EL ENSUCIAMIENTO DE LAS MEMBRANAS

El fenómeno conocido como **ensuciamiento (fouling)** de las membranas, se presenta en la ejecución del proceso de separación y se manifiesta mediante la disminución del flujo a través de la membrana (permeado) en función del tiempo, o afectando otros parámetros de eficiencia, como muestra la figura 19. En general, el ensuciamiento produce dificultades para lograr las condiciones de operación en estado estacionario, lo que afecta la vida útil de las membranas.

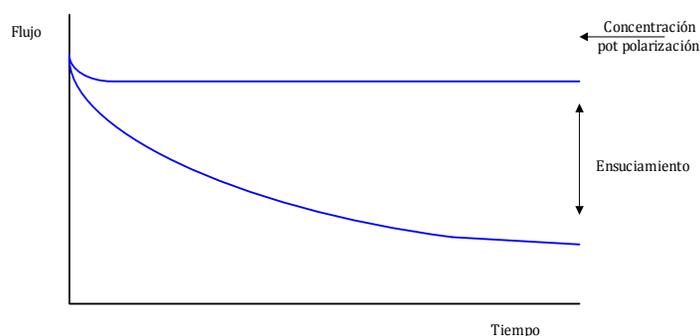


Figura 19.- Perfil del flujo en función del tiempo en la Polarización por concentración y en el ensuciamiento

El ensuciamiento puede definirse como la deposición irreversible de partículas tales como: coloides, macromoléculas, sales etc., que son retenidas en la superficie de la membrana y/o en las paredes de los poros de la misma, lo que ocasiona una caída continua del flujo.

En la microfiltración y ultrafiltración, la caída del flujo es muy severa, es al comienzo de la separación un 5% menor que el flujo del agua pura en la misma membrana. En contraste, el problema es menos severo en las separaciones de gases y en la pervaporación.

El ensuciamiento se diferencia de la polarización por concentración porque es el resultado de complejas interacciones de carácter químico entre soluto y membrana, cuyas características dependen de la composición de la membrana empleada en el proceso y de los solutos a separar, lo que hace necesario que cada conjunto membrana – soluto deba ser analizado específicamente.

Por lo general, el ensuciamiento es causado por algunos constituyentes de la solución de alimentación. Esto hace que su caracterización adquiera gran relevancia para el diseño y operación del proceso de membranas. Existe una basta literatura sobre el ensuciamiento que puede ser consultada fácilmente^(5,14,15,27,28).

En los procesos de microfiltración y ultrafiltración, cuando se utiliza membranas porosas, ocurre principalmente el fenómeno de ensuciamiento, por la tendencia inherente de éstas al ensuciamiento. En la microfiltración la declinación del flujo puede alcanzar valores de más del 90% del valor del flujo del agua. El comportamiento del ensuciamiento en la microfiltración es más complejo que en la ultrafiltración. Para la microfiltración de flujo tangencial se dispone de gran número de modelos que describen esta caída de flujo. Davis⁽²⁸⁾ da un excelente resumen de dichos modelos. En la pervaporación y en la separación de gases utilizando membranas densas, el ensuciamiento esta ausente aunque el fenómeno de Polarización por concentración esta presente. En la osmosis inversa están presentes ambos fenómenos.

Los factores que causan el ensuciamiento de las membranas incluyen: La formación de geles, precipitación de solutos sobre la superficie de la membrana, atascamiento de poros debido a materia suspendida, ensuciamiento biológico, y la degradación de la membrana, ocasionados por:

- Precipitados orgánicos (macromoléculas, sustancias biológicas, etc.)
- Precipitados inorgánicos (Hidróxidos metálicos, sales de calcio, magnesio)
- Particulados.

Los modelos más simples que se han descrito son típicamente semi empíricos, una de las relaciones más sencillas y ampliamente utilizadas es:

$$J_v = J_0 c^n \quad (5.37)$$

En donde J_v es el flujo actual mientras que J_0 es el flujo inicial y el exponente n es una función de la velocidad del flujo tangencial. Existe gran número de modelos (semi) empíricos y más fundamentados que describen la caída del flujo en forma más o menos satisfactoria y su lectura se remite a la literatura^(5,28-31). La desventaja de estos modelos es su no aplicabilidad de forma general debido a la naturaleza compleja del ensuciamiento. Sin embargo, valores confiables de la declinación del flujo son necesarios para el diseño del proceso. Estos valores se pueden obtener a partir de estudios en planta piloto.

Una medida de la tendencia al ensuciamiento, puede obtenerse al realizar una “prueba de ensuciamiento” se basa en una filtración convencional. Esta declinación del flujo a través de una membrana de microfiltración (tamaño de poro en el rango de 0.1 - 1 μm) puede medirse como una función del tiempo a presión constante; Así, el volumen de permeado que se recoja se debe medir como una función del tiempo

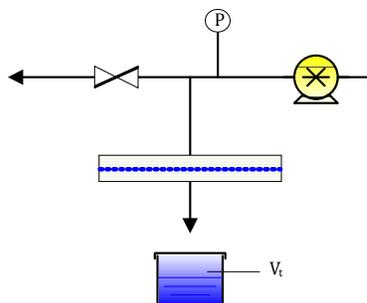


Figura 20.- Esquema del sistema para realizar una prueba de ensuciamiento en membranas

Varios parámetros se han aprovechado para describir la velocidad a la que ocurre el ensuciamiento por partículas suspendidas o coloides disueltos.

- Índice de ensuciamiento (fouling index) (**FI**) o índice de densidad de sedimentación (silt density index) (**SDI**).
- El índice de taponamiento (plugging index) (**PI**)
- El índice modificado de ensuciamiento o índice de filtración de la membrana (**MFI**).

Los índices se utilizan principalmente en osmosis inversa para obtener una medida del potencial de ensuciamiento, en principio pueden aplicarse en microfiltración y ultrafiltración para obtener una indicación cualitativa del ensuciamiento. Una desventaja de estas pruebas es que se basan en filtraciones convencionales. Mientras que las aplicaciones comerciales se realizan con flujo tangencial. Esto implica que las condiciones de flujo en el módulo no se toman en cuenta, mientras que éste es un parámetro crucial en la optimización del proceso. Sin embargo, la determinación experimental de estos parámetros es muy simple y, por lo tanto, son de uso frecuente.

El índice de densidad de sedimentación (**SDI**) se basa en el tiempo requerido para filtrar un volumen de solución a través de un filtro de membrana estándar a una presión fija, o más precisamente, la velocidad a la cual una membrana se tapon a la presión de la solución de alimentación. La determinación experimental se hace en una membranas de acetato de celulosa de 47 mm de diámetro y tamaño de poro 0.45 μm . La alimentación se presuriza a 210 KPa (2.1 bar). Dos variables son medidas: el tiempo requerido para filtrar 500 mL de la solución de alimentación Δt_1 , y el tiempo de la filtración de un volumen igual Δt_2 , después de 5 a 15 minutos de haber recogido el primero, dependiendo de la calidad del agua. El tiempo total de la prueba **T**, también se registra (generalmente 15 minutos). El valor de SDI se calcula de acuerdo a ⁽³²⁾.

$$SDI = \frac{\left(1 - \Delta t_1 / \Delta t_2\right)}{T} \times 100 \quad (5.38)$$

Si el valor del paréntesis en la ecuación (llamado factor de taponamiento) es mayor de 0.75, entonces la prueba se repite pero disminuyendo el tiempo **T**. El valor de **SDI** es el parámetro más utilizado en la determinación de la calidad del agua de alimentación en aplicaciones de ósmosis inversa. Cuando se utilizan membranas de fibra hueca de diámetro pequeño, los valores de **SDI** deben ser bajos. Así, Dupont (Permasep) y Toyobo (Hollosep) indican valores máximos de 3 y 4 respectivamente. Para módulos en espiral (DOW/Filmtech, y Toray/Hydronautics) valores de **SDI** de 5 o menos.

La gran ventaja de esta prueba, es su simplicidad y el corto tiempo requerido para realizarla, una de las desventajas que presenta es no responder a las sustancias de tipo húmico cuando estas se encuentran a concentraciones por debajo de 1 mg/L en las aguas de alimentación.

El índice de taponamiento (**PI**) es muy similar al índice **SDI**, y solo el tiempo de medida Δt_2 es variable. Dicho índice se define como⁽³³⁾:

$$PI = 1 - \frac{\Delta t_1 \Delta V_2}{\Delta t_2 \Delta V_1} \quad (5.39)$$

El índice de filtración de las membranas (**MFI**)⁽³⁴⁾ se basa en la filtración a través de una torta (“blocking filtration”) como ocurre en el ensuciamiento por coloides. El flujo a través de la membrana puede ahora ser descrito como un flujo a través de dos resistencias en serie. Por ejemplo la resistencia de la “torta” (**R_t**) y la resistencia de la membrana (**R_m**). Aquí, la resistencia de la torta (**R_t**) se asume que sea independiente de la presión aplicada. Así:

$$J = \frac{dV}{Adt} = \frac{\Delta p}{\eta(R_m + R_t)} \quad (5.40)$$

Cuando el espesor de la torta sea **l_t**, la resistencia de la torta está dada por:

$$R_t = r_t l_t \quad (5.41)$$

En donde **r_t**, es la resistencia específica que se asume constante en todo el espesor de la torta. Para un rechazo del 100%, **R_t** puede ser obtenida por un balance de masa, así:

$$R_t = \frac{r_t c_b V}{c_t A} \quad (5.42)$$

Ahora el flujo puede escribirse como:

$$J = \frac{dV}{Adt} = \frac{\Delta p}{\eta \left[R_m + \frac{r_t c_b V}{c_t A} \right]} \quad (5.43)$$

después de reagrupar términos e integrar la ecuación anterior, es posible demostrar que⁽¹⁶⁾:

$$\frac{t}{V} = \frac{\eta R_m}{A \Delta p} + \frac{\eta^c b^r t}{2A^2 c_t \Delta p} V \quad (5.44)$$

Una gráfica de t/V como una función de V deberá dar una línea recta después de una sección inicial curva.

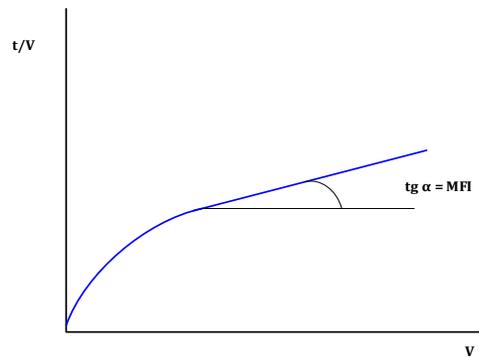


Figura 21.- Perfil que se obtiene experimentalmente con la ecuación (5.43) para determinar el valor de MFI

La pendiente de ésta línea es la que define el **MFI** (ver figura 5.13). Así:

$$tg \alpha = MIF = \frac{\eta^c b^r}{2A^2 c_t \Delta p} \quad (5.45)$$

Aunque el MFI se basa en una filtración a través de una “torta”, los otros modelos dan también una relación de $J_v \sim t^{-1/2}$ y $V \sim t^{-1/2}$. Esto es aplicable para:

- El modelo de polarización por gel⁽³⁵⁾
- El modelo de presión osmótica⁽²⁵⁾
- El modelo de resistencia de la capa de frontera⁽³⁶⁾; y
- El modelo de filtración⁽¹⁶⁾.

El uso de los valores **MFI** puede tener algunas ventajas⁽²⁾:

- Al comparar varias soluciones, puede observarse diferentes comportamientos de ensuciamiento;
- Un valor máximo permitido para **MFI** puede ser dado para una planta específica;
- La caída de flujo puede predecirse con alguna extensión.

Sin embargo, también hay ciertas desventajas, los valores de **MFI** son solo cualitativos y no deberán ser sobre valorados. Además, los experimentos en los cuales se determina son filtraciones convencionales, en los cuales se asume que la resistencia de la torta es independiente de la presión. Existen otros factores que contribuyen al ensuciamiento los cuales no son considerados, el método se utiliza como una estimación inicial del potencial de ensuciamiento de la solución de alimentación.

5.9 MODELOS DE ENSUCIAMIENTO

Los distintos parámetros de ensuciamiento, tales como **SDI** o **FI**, se utilizan más específicamente en procesos de osmosis inversa. Sin embargo en los procesos de microfiltración es donde el fenómeno de ensuciamiento determina completamente la eficiencia de la separación, a pesar de considerarlos como una extensión de la ultrafiltración, cuyos modelos se han utilizado en la microfiltración. Sin embargo, la caída del flujo en la microfiltración es mucho más severa y su mecanismo es diferente. Por lo tanto, se requiere de otros modelos para describir el fenómeno de ensuciamiento observado^(28,37,38).

El primer modelo que se considerará^(2,29), se basa en el modelo pelicular (ecuación 5.10), la expresión de Lévêque se utiliza para el coeficiente de transferencia de masa de “longitud promedia”(length- averaged) de las partículas.

$$J_v = 0.807 \left(\frac{\gamma_o D^2}{L} \right)^{1/3} \ln \frac{c_m}{c_b} \quad (5.46)$$

γ_o es la velocidad de rompimiento (s^{-1}), y D es el coeficiente de Difusión Browniano de una partícula esférica, el cual está dado por la relación de Stokes-Einstein:

$$D = \frac{kT}{6\pi\eta r} \quad (5.47)$$

en donde k representa la constante de Boltzmann y T la temperatura absoluta.

El modelo aplicado en la ultrafiltración, predice flujos mucho menores que los observados experimentalmente. Se debe principalmente a los valores teóricos utilizados en el coeficiente de difusión que se calcula mediante la Ecuación de Stokes-Einstein.

Varios investigadores han propuesto modificaciones^(39,40). El llamado modelo continuo, toma en cuenta un mejoramiento del transporte en retroceso desde la pared. El resultado es un coeficiente de difusión hidrodinámico de rompimiento inducido. Bailey y Shapiro⁽⁴¹⁾ y Zydney y Colton⁽³⁹⁾, utilizaron el coeficiente de difusión de rompimiento inducido (shear-enhanced diffusion coefficient) de Eckstein, en lugar de la relación de Stokes-Einstein. Con $D = 0.003\gamma_0 r^2$, la ecuación para el flujo que se obtiene es:

$$J_V = 0.079 \left(\frac{r^4}{L} \right)^{1/3} \gamma_0 \ln \frac{c_m}{c_b} \quad (5.48)$$

Otro modelo que toma en cuenta un mejoramiento del transporte en retroceso (back-transport) de las partículas desde la pared de la membrana, es el modelo de disipación inercial^(39,42). Debido a los efectos inerciales, las partículas en la capa de frontera se dispersan desde la superficie al resto de la solución. Es referido como el efecto de apretujamiento tubular (tubular pinch effect). En el estado estacionario el flujo es dado por:

$$J_V = \frac{v_1}{(1-\delta)^m} \quad (5.49)$$

en donde $m = 4$ para canales bidimensionales y $m = 6$ para tubos, δ es el espesor adimensional del depósito, y v_1 es la velocidad de disipación para la limpieza del tubo o canal. Para una partícula esférica, cerca a la pared de un canal bidimensional, la velocidad máxima de dispersión es:

$$v_1 = 0.577 \frac{\rho r^3 \gamma_0^2}{16\eta} \quad (5.50)$$

Altena et al.⁽⁴²⁾ demostraron que cuanto más largo sea el flujo de permeado, mayor será la máxima velocidad de dispersión y una deposición de partículas ocurrirá formando una capa de la “torta”.

Otro modelo se basa en el balance de las fuerzas friccionales en una partícula⁽⁴³⁾. Las fuerzas de Drag inducidas por el flujo convectivo deberán forzar las partículas a depositarse en la superficie de la membrana. Las fuerzas de Drag inducidas por la velocidad del flujo tangencial deberán mover las partículas a lo largo de la superficie de la membrana. Si éstas últimas exceden a las primeras, no se forma ningún depósito. Para una membrana tubular la siguiente relación es dada para el flujo:

$$J_V = 0.22\mu^{-1} \text{Re}^{1.26} \left(\frac{\eta d p}{\rho d_i^2} \right) \quad (5.51)$$

μ es un factor de proporcionalidad el cual incorpora las fuerzas de Drag, d_p es el diámetro de la partícula y d_i el diámetro del tubo.

Schulz y Ripperger⁽⁴⁴⁾, introdujeron una modificación en el modelo de filtración a través de una “torta”, descrito previamente. Tomaron en cuenta las fuerzas de rompimiento con relación a la pared. Para flujo turbulento se ha derivado la siguiente relación entre el flujo y la velocidad en la superficie de la membrana v_s .

$$J_v = \left[\frac{k\rho\Delta p(\rho_p - c_b)}{r_t c_b} \right]^{1/2} \frac{v_s}{\eta} \quad (5.52)$$

en donde k es una constante y, ρ_p y ρ son las densidades de las partículas y la solución respectivamente.

Para flujo laminar, ecuaciones similares han sido derivadas, en la que el flujo es proporcional a la raíz cuadrada de la velocidad.

$$J_v = \left[\frac{K\Delta p(\rho_p - c_b)v_s}{\eta d_i r_t c_b} \right]^{1/2} \quad (5.53)$$

en donde d_i es el diámetro interno de un capilar y K una constante.

5.10 CONTROL DE LA POLARIZACIÓN POR CONCENTRACIÓN Y EL ENSUCIAMIENTO

Las consecuencias de estos dos fenómenos es una disminución en la eficiencia del proceso de separación. El grado de ésta disminución está relacionada con la aplicación industrial específica. Los métodos para reducir la polarización por concentración y el ensuciamiento pueden describirse de forma genérica por la complejidad de estos.

Los métodos que existen para controlar estos fenómenos pueden clasificarse en cuatro categorías:

- Pretratamiento de la solución de alimentación;
- Confeccionar o pretratar la membrana;
- Limpieza de las membranas;
- Ajuste de las condiciones de operación.

Una buena revisión del control del ensuciamiento en la ultrafiltración se encuentra en el artículo de Matthiasson y Sivik⁽²⁷⁾ y en el de Fane y Fell⁽⁵⁾.

5.10.1 Pretratamiento

La reducción de la Polarización por concentración y el ensuciamiento se inicia con el diseño de la unidad de pretratamiento. La clasificación de las membranas como porosas y no porosas es requerida, ya que el concepto y grado de ensuciamiento es diferente. En la pervaporación y la separación de gases, las precauciones que se toman es para prevenir el daño que pueda causar las partículas a las membranas o prevenir la reducción en la eficiencia de la separación, debido a la presencia de uno o más solutos específicos. En una permeación de gases o vapores un simple filtro de 1µm puede utilizarse para mover partículas y en algunos casos, una columna de carbón activado se instala para remover hidrocarburos superiores. En la pervaporación algunas ocasiones se requiere de corrientes de alimentación limpias, lo que puede lograrse mediante una columna de destilación. En aguas superficiales o subterráneas que se requiere remover, trazas de compuestos orgánicos casi siempre un filtro de arena o una vela filtrante es suficiente. En la separación de gases la presencia de agua puede cambiar las propiedades de la separación con membranas (plastificación) por lo que es necesario eliminar el contenido de agua del flujo de alimentación. Esto puede lograrse por adsorción en un tamiz molecular.

Para desalinización mediante ósmosis inversa, existen diversos pretratamientos que dependen del tipo (agua de mar, agua salobre) y calidad del agua de alimentación (sólidos en suspensión, bacterias, compuestos orgánicos). Una unidad típica para el pretratamiento constara de un varios sistemas⁽¹⁴⁾. Así, adición de cloro para remover bacterias y algas. Adición de floculante (polielectrolito o tricloruro de hierro) para remover sólidos en suspensión. Ajuste del pH (adición de ácido sulfúrico para prevenir incrustaciones. Adición de sulfito ácido de sodio (para remover el exceso de cloro). Tratamiento del calor, tratamiento ultravioleta, carbón activado, y todo tipo de filtros como filtros multicapa, de arena y filtros de cartucho, entre otros.

En microfiltración y ultrafiltración debido a que muchas de sus principales aplicaciones están en el campo de la industria de alimentos, bebidas y láctea, debe tenerse cuidado en no introducir algún aditivo debido a un pretratamiento inadecuado. El tomar simples medidas puede reducir en alto grado el ensuciamiento, en el caso de las proteínas la es máxima en el punto isoeléctrico, un ajuste del pH reducirá su adsorción y por lo tanto mejorara la eficiencia del proceso de separación.

5.10.2 Pretratamiento de la membrana

Las propiedades de la membrana afectan las interacciones membrana – soluto y, en consecuencia, el grado de adsorción y ensuciamiento. En el caso de las proteínas, las cuales se adsorben más fuertemente a superficies hidrofóbicas que a hidrófilas. Un desarrollo de membranas hidrófilas (ésteres de celulosa, poliamidas aromáticas) puede ayudar a reducir el ensuciamiento. También una modificación química (por ejemplo, sulfonación de polisulfonas) y enlazar el polímero hidrofóbico (polieterimida,

polivinilidenofluoruro) con un hidrófilico (polivinilpirrolidona) puede ser utilizada para conseguirlo. Otra forma de influenciar las interacciones membrana-soluto es mediante el uso de surfactantes o enzimas hidrófilicas. Las membranas convencionales para ultrafiltración tales como las de polisulfonas, polietersulfonas o polivinilideno fluoruro puede ser más hidrófilicas por modificación de la superficie de la membrana. Varios métodos pueden ser aplicados^(2,28):

- Tratamiento de la superficie con plasma;
- Polimerización o grafitización de la superficie inicializada por UV, calor o químicos;
- Polimerización interfacial;
- Introducción de grupos polares (-OR, -F) o ionicos (-HSO₃) por reacción con agentes reactivos tales como bases fuertes, ácidos fuertes, bromuros o fluoruros.

Otra propiedad es la morfología de la membrana (tamaño, distribución del tamaño y geometría de los poros) especialmente en la superficie, puede tener un efecto considerable en el ensuciamiento, Debido a la adsorción en la pared dentro de la pared de los poros, los poros pequeños pueden ser bloqueados y los más grandes pueden sufrir estrechamiento. Esos fenómenos de adsorción no solo afectan la velocidad de permeación si no también la selectividad.

5.10.3 Limpieza

Aunque los métodos anteriores reducen el ensuciamiento, los métodos de limpieza son empleados, la frecuencia con la cual se requiere limpiar las membranas puede estimarse de la optimización del proceso. Cuatro métodos de limpieza pueden distinguirse: Limpieza hidráulica, limpieza mecánica, limpieza química y limpieza eléctrica. La elección del método depende de la configuración del modulo, la resistencia química de la membrana y el tipo de ensuciante encontrado.

5.10.3.1 Limpieza Hidráulica

Los métodos de limpieza hidráulica incluyen: lavado en retroceso (back-flushing), el cual solo es aplicable a la microfiltración y ultrafiltración de membranas abiertas; lavado pulsante en retroceso (back-shock), aplicado solo durante fracciones de segundo; presurización y despresurización alterna (pulsación del flujo); y la inversión de la dirección del flujo con cierta frecuencia determinada. Estos métodos también suelen mejorar la hidrodinámica de la solución.

5.10.3.2 Limpieza mecánica

La limpieza mecánica solo puede ser aplicada en sistemas con módulos tubulares utilizando bolas esponjosas.

5.10.3.3 Limpieza química

Es el método más importante para reducir el ensuciamiento, utilizando químicos ya sea usados separadamente o combinados. La concentración de los químicos, por ejemplo, cloro activo, y el tiempo de limpieza son parámetros importantes con relación a la resistencia química de la membrana. Se mencionan los más utilizados: ácidos fuertes, como el H_3PO_4 , y débiles como el ácido cítrico, álcalis como el NaOH. Además, detergentes (alcalinos, no iónicos), enzimas, agentes complejantes (EDTA) y desinfectantes como H_2O_2 y NaOCl.

5.10.3.4 Limpieza eléctrica

Un método reciente es la aplicación de un campo eléctrico intermitente de corriente alterna o directa a través de membranas de MF o UF durante la filtración, pueden promover desplazamientos de la capa de polarización – o capa de ensuciamiento adherido a la membrana –, mejorando sustancialmente y en forma sostenida el flujo de permeado. El mecanismo del proceso no es claro, puede llegar a ser una estrategia de prevención de considerable utilidad práctica, la limpieza se puede realizar sin necesidad de interrumpir el proceso⁽⁴⁵⁾. Una desventaja del método es que requiere de una membrana conductora de electricidad (por ejemplo, una membrana metálica) y un diseño especial del módulo.

5.10.4 Mejoramiento de las Condiciones de Operación

El mejoramiento de la transferencia de masa es el factor más importante para la reducción de la polarización por concentración y el ensuciamiento. Como el coeficiente de transferencia de masa es un parámetro que depende tanto de la hidrodinámica de la solución y como del diseño del módulo, entonces ambos deben ser optimizados pero independientemente.

5.10.4.1 Hidrodinámica de la Solución

Aumento de la velocidad de flujo tangencial (cross-flow)

El aumento de la velocidad tangencial es el método más utilizado. Un aumento de la velocidad del flujo tangencial produce un incremento del flujo. Sin embargo, con el incremento de la velocidad también aumenta el consumo de energía. El consumo de energía está relacionado a la tercera potencia de la velocidad. Por lo tanto, una optimización de la velocidad tangencial deberá ser determinada para toda clase de corrientes de alimentación y la configuración del módulo utilizado. Otros métodos relacionados con la hidrodinámica de la solución para el mejoramiento de la transferencia de masa son las pulsaciones del flujo y la dirección reversa del mismo.

Promotores de Turbulencia

Otro método para el mejoramiento de la transferencia de masa tanto en sistemas de flujo laminar como turbulento puede clasificarse dentro del grupo de “promotores de turbulencia”: Mezcladores estáticos en módulos tubulares, Espaciadores (mesh screens) en módulos en espiral y de placas. Colocación de aditamentos sobre la superficie de la membrana, y camas de fluidización en módulos tubulares. En todos los casos se mejora la transferencia de masa, estos métodos no se utilizan industrialmente con frecuencia, excepto los materiales espaciadores los cuales están presentes en los módulos en espiral y de placas, debido a que ocurre una caída de presión (mezcladores estáticos) y daño en los materiales de la membrana (camas de fluidización) combinada con la dificultad para su fabricación.

5.11.4.2 Métodos relacionados con los Módulo

La polarización por concentración es un fenómeno inherente a los procesos de separación. No puede ser eliminado pero su efecto si puede ser reducido por un adecuado diseño del modulo. Una reducción de la longitud del modulo resulta un mejoramiento en la transferencia de masa. En algunos modelos el flujo esta proporcionalmente relacionado al coeficiente de transferencia de masa y la reducción a la mitad de la longitud puede producir hasta un 25% de incremento en el caso de flujo laminar.

Las cuatro configuraciones básicas de los módulos de membranas son: la tubular, fibra hueca, placas y en espiral, cuyas características son conocidas y han sido ampliamente estudiados. Dentro de estos diseños básicos se han introducido gran número de pequeñas modificaciones, es interesante ver que no se ha aceptado ningún progreso para el desarrollo de un diseño nuevo.

Conceptos a considerar:

- Modulo rotante;
- Membranas corrugadas; y
- Modulo de flujo transversal.

Los módulos rotantes^(46, 47), consisten de dos cilindros coaxiales. El cilindro interno, el cual rota contiene las membranas. La figura 4.15 esquematiza el módulo que en la actualidad se encuentran en el mercado (Sulzer/Suiza y Membrex/USA).

Los vórtices de Taylor se generan en la abertura entre los dos cilindros (anulus), generándose una mejora en la transferencia de masa, y reduciendo la polarización por concentración y el ensuciamiento. Altas velocidades de rompimiento (shear) son inducidas a baja velocidad de flujo axial, entonces, el sistema puede ser operado a presión baja. Uno de los inconvenientes del sistema es su costo, lo cual limita su aplicación.

Otro ejemplo para reducir la polarización por concentración y el ensuciamiento son las membranas corrugadas, se introducen corrugaciones sobre su superficie, las cuales actúan como promotores de turbulencia⁽⁴⁸⁾. Con este diseño se mejora el transporte de masa. Sin embargo la introducción de corrugaciones en la superficie de las membranas tiene dificultades para ser aplicada en forma practica en los diferentes módulos, excepto en él modulo de placas.

El último diseño que explicamos es el modulo de flujo transversal, utiliza membranas de fibra hueca o membranas capilares en la capa externa⁽⁴⁹⁾. En este modulo la alimentación fluye perpendicularmente a las fibras, como se muestra en la fig. 5.15 que mejora la transferencia de masa. Las fibras actúan como promotores de turbulencia.

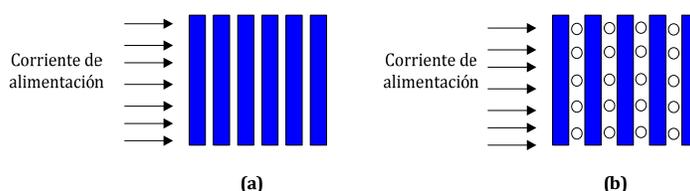


Figura 22.- Esquema de módulos de flujo transversal: a) arreglo de fibras en línea paralela, b) en línea cruzada

Este tipo de diseño no solo es de interés para procesos a presión generalizada (microfiltración, ultrafiltración y ósmosis inversa), también es aceptable la pervaporación, membranas líquidas y espaciadores de membranas donde la resistencia de la capa de frontera suele ser muy severa.

La descripción de la caída del flujo es muy compleja y depende de las condiciones hidrodinámicas y del tipo de solución de alimentación. El espesor de una capa estacionaria o en movimiento de partículas suele ser controlado al cambiar los parametros hidrodinámicos: la velocidad de flujo, el diámetro del tubo (configuración tubular), altura del canal (configuración en espiral y de placas), longitud del modulo etc.

La superficie de la membrana es considerada como un medio continuo y un crecimiento continuo de una capa de deposición deberá efectuarse. La formación de esta torta puede interrumpirse mediante la aplicación de promotores de turbulencia. En los módulos para flujo transversal la propia membrana actúa como promotora de turbulencia.

BIBLIOGRAFÍA

1. Van den Berg, G. B.; Smolders, C. A.; (1990); "Flux decline in ultrafiltration processes"; *Desalination*; 77,101-133.
2. Mulder, M. H. V.; (1995); "Membrane separations technology, Principles and Applications" (Noble, R.D.; Stern, S.A.; Eds.); Elsevier Science B.V.; Amsterdam; p. 45-84.
3. Yagisawa, S.; (1975); "A method for observing protein-protein interaction"; *J. Biochem.*; 77, 605-616.
4. Suki, A.; Fane, A. G.; Fell, C. J. D.; (1986); "Modeling fouling mechanisms in protein ultrafiltration"; *J. Membrane Sci.*; 27, 181-193.
5. Fane, A.G.; Fell, C.J.D.; (1987); "A review of fouling and fouling control in ultrafiltration"; *Desalination*; 62,117-136.
6. Staude, E.; Assenmacher, W.; (1984); "A contribution to fouling in hiperfiltration induced by chemical reaction"; *Desalination*; 49,215.
7. Patts, D. E.; Ahlert, R. C.; Wang, S. S.; (1981); "A critical review of fouling of reverse osmosis membrana"; *Desalination*; 36, 235.
8. Larsson, K.; *Desalination*; (1980); 35, 105-114.
9. Bird, R. B.; Stewart, W. E.; Lightfoot, E. N.; (1960); "Transport Phenomena". John Wiley and Sons.; New York.
10. Treybal, R. E.; (1981); "Mass Transfer Operations"; McGraw Hill, New York.
11. Kimura, S.; Sourirajan, S.; (1967); *AICHE J.*; 13,497-503.
12. Gekas, V.; Hallström, B.; (1987); "Mass transfer in the membrane concentration polarization layer under turbulent cross flow. I. Critical literature review and adaption of existing sherwood correlation to membrane operation"; *J. Membrane Sci.*; 30, 153-170.
13. Howell, J.A.; Velicangil, O.; (1980); "Polymer Science and Technology, Vol 13."; (Cooper, A. R.; Ed.); Plenum Press, New York. p. 217-229.

14. Arango M., H.; (1996); "Fundamentos para la elección y puesta en marcha de un sistema de ósmosis inversa en el proceso de desalinización de agua de mar"; TMs; ULPGC, España.
15. Baker, R. J.; Fane, A.G.; Fell, C.J.D.; Yoo, B. H.; (1985); "Factors affecting flux in crossflow filtration"; *Desalination*; 53, 81-93.
16. Chudacek, M. W.; Fane, A. G.; (1984); "The dynamics of polarisation in unstirred and stirred ultrafiltration"; *J. Membrane Sci.*; 21, 145-160.
17. Fane, A.G.; (1984); "Ultrafiltration of suspensions"; *J. Membrane Sci.*; 20, 249-259.
18. Porter, M. C.; (1972); "Concentration polarization with membrane ultrafiltration"; *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.*; 11, 234-248.
19. Blatt, W, F.; Dravid, A.; Michaels, A. S.; Nelsen, L.; (1970) "Membrane Science and technology"; (Flinn, J.E.; Ed.); Plenum Press, New York. p. 47-97.
20. Dejmek, P.; (1975); "Concentration Polarization in UF"; Tesis Ph.D.; Universidad de Lund. Suecia.
21. Wijmans, J. G.; Nakao, S.; Van der Berg, J. W. A.; Troelstra, F. R.; Smolders, C.A.; (1985); "Hydrodynamic resistance of concentration polarization boundary layer in ultrafiltration"; *J. Membrane Sci.*; 22, 117-135.
22. Vilker, V. L.; Colton, C. K.; Smith, K. A.; (1981); "The osmotic pressure of concentrated protein solutions: effect of concentration and pH in saline solutions of bovine serum albumin"; *J. Coll. Interf. Sci*; 79, 548-566.
23. Van der Berg, G. B.; Hanemaaijer, J. H.; Smolders, C.A.; (1987); "Ultrafiltration of protein solutions; the role of protein association in rejection and osmotic pressure"; *J. Membrane Sci.*; 31, 3077-320
24. Jonsson, G.; (1984); "Boundary layer phenomena during ultrafiltration of dextran and whey protein solutions"; *Desalination*; 51, 61-77.
25. Wijmans, J. G.; Nakao, S.; Smolders, C.A.; (1984); "Flux limitation in ultrafiltration: osmotic pressure model and gel layer model"; *J. Membrane Sci.*; 20, 115-124.
26. Des Gennes, P. G.; (1979); "Scaling concepts in polymer physics"; Cornell U. Press, Ithaca.

27. Matthiasson, E.; Sivik, B.; (1980); "Concentration polarization and fouling"; Desalination; 35, 59-103.
28. Davis, R. H.; (1992); "Membrane handbook"; (Ho, W. S. W.; Sirkar, K. K.; Eds.); Van Nostrand Reinhold; Capitulo 33, p.480.
29. Porter, M. C.; (1972); "Concentration polarization with membrane ultrafiltration"; Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Develop.; 11(3), 234.
30. Fane, A. G.; (1983); "Factors affecting flux and rejection in ultrafiltration"; J. Separ. Proc. Technol.; 4(1), 15-23.
31. Green, G.; Belfort, G.; (1980); "fouling of ultrafiltration membrane, lateral migration and the particle trajectory model"; Desalination; 35,129.
32. E.I DuPont de Nemours & Co.; (1982); "Permasep Engineering Manual".
33. Channabasappa, K. C.; (1975); Desalination; 17,31
34. Schippers, J. C.; Verdouw, J.; (1980); "The modified fouling index, a method of determining the fouling characteristic of water"; Desalination; 32, 137-148.
35. Trettin, D. R.; Doshi, M. R.; (1980); "Ultrafiltration in an unstirred batch cell"; Ind. Eng. Chem. Fundam.; 19, 189-194.
36. Nakao, S.; Wijmans, J. G.; Smolders, C.A.; (1986); "Resistance to the flux in unstirred ultrafiltration of dissolved macromolecular solutions"; J. Membrane Sci.; 26, 165-178.
37. Gekas, V.; Hallström, B.; (1990); "Microfiltration membranes, Cross-Flow transport mechanisms and fouling studies"; Desalination; 77, 195-218.
38. Belfort, G.; Nagata, N.; (1985); "Fluid mechanics and cross-flow filtration: some thoughts"; Desalination; 53, 57-79.
39. Zydney, A.; Colton, C.; (1986); "A concentration polarization model for the filtrate flow channels: application to membrane filtration"; Chem. Eng. Comm.; 47, 1-21.
40. Davis, R.; Birdsell, S.; (1987); "Hydrodynamic model and experiments for crossflow microfiltration"; Chem. Eng. Comm.; 49, 217-234.

41. Eckstein, E. C.; Bailey, D. G.; Shapiro, A. H.; (1972); "Self-diffusion of particles in shear flow of a suspension"; J. Fluid Mech.; 79, 191
42. Altena, F.; Belfort, G.; (1984); "Lateral migration of spherical particles in porous flow channels: application to membrane filtration"; Chem. Eng. Sci.; 39, 343.
43. Rautenbach, R.; Schock, G.; (1988); J. Membrane Sci.; 36, 231.
44. Schulz, G.; Ripperger, S.; (1989); J. Membrane Sci.; 40, 173.
45. Bowen, W. R.; Kingdon, R. S.; Sabuni, H. A. M.; (1989); J. Membrane Sci.; 40, 219.
46. Kroner, K. H.; Nissinen, N.; Ziegler, H.; (1989); "Improved dynamic filtration of microbial suspensions"; Bio/Technology; 5, 921-926.
47. Riesmeier, B.; Kroner, K. H.; Kula, M. R.; (1990); "Harvest of Microbial suspensions by Microfiltration"; Desalination; 77; 219-233.
48. Van der Waal, M. J.; Rácz, I. G.; (1989); J. Membrane Sci.; 40:243
49. Knops, F. N. M.; Futselaar, H.; Rácz, I. G.; (1992); J. Membrane Sci.; 73, 153.

VI.- PROCESOS DE ELECTROMEMBRANA ED/EDR

6.- PROCESOS DE ELECTROMEMBRANA ED/EDR

6.1. INTRODUCCIÓN

Son procesos continuos conducidos eléctricamente, la corriente induce la separación parcial de los componentes de una solución iónica, sólo los iones y el agua asociada con ellos son transferidos, la separación se logra colocando alternativamente membranas selectivas catiónicas y aniónicas, al aplicar la corriente los cationes son atraídos eléctricamente y pasan a través de la membrana de intercambio catiónico en una dirección; los aniones atraviesan por la membrana de intercambio aniónico en la otra dirección, así obtenemos compartimentos de elevada salinidad y baja salinidad en el paquete de membranas paralelas; el agua pasa a través de varios paquetes de membranas sucesivamente hasta obtener la salinidad requerida.

La invención del proceso se atribuye a Morse y Pierce (1903) al introducir electrodos en cámaras interior y exterior de un dializador de laboratorio, al aplicar el voltaje se eliminaban más rápido la impurezas electrolíticas, Pauli (1924) aplicó los principios de diseño para reducir la concentración de polarización.

Las membranas inicialmente no eran selectivas y se producía contra difusión hacia el comportamiento de salinidad reducida que limitaba la capacidad del sistema.

El desarrollo de las membranas selectivas a los iones permitió operar los paquetes de membranas con gradientes de concentración y eficacias de corriente aceptables. La capacidad de discriminar especies de distinta carga (iones monovalentes y/o divalentes) es la base de los procesos de Electrodialisis ED y Electrodialisis inversa EDI, determinadas membranas de intercambio aniónico han sido desarrolladas para ofrecer una baja permeabilidad a los iones hidrógeno¹ (Boudet-Dumy, Lindheimer y Gavach, 1991) son efectivas en concentraciones acidas,

6.2. MEMBRANAS DE INTERCAMBIO IÓNICO

Las membranas que se utilizan en los procesos electrodiáliticos son de intercambio catiónico y aniónico, están formadas por sustancias sólidas llamadas resinas de intercambio iónico que presentan cadenas polimérica orgánica de elevado peso molecular unidas por un enlace iónico con un catión (resinas catiónicas) o un anión (resinas aniónicas) contraiones. Son selectivas es decir que son permeables a los cationes pero no a los aniones, o viceversa. Las cadenas de polímero están unidas químicamente a grupos con carga negativa, están entrelazadas y presentan también enlaces cerrados, los iones positivos se muestran dispersos libremente en los huecos entre las cadenas. Sin embargo, las cargas negativas fijas rechazan a los iones negativos que tratan de penetrar en la membrana y los excluyen. Por causa de las cargas negativas fijas, los iones negativos no pueden permear la membrana, pero los positivos sí, con la

presencia de cargas positivas agregadas a las cadenas de polímeros en vez de cargas fijas negativas, se consigue la selectividad para las cargas iónicas negativas exclusión Donnan ²(Helfferrich, 1962).

Además de la selectividad de la membrana, debe presentar un grado de resistencia mínimo que se logra con el entrecruzamiento para incrementar las distancias medias inter-cadenas y las longitudes de segmento de polímero que están libres para moverse, sin comprometer el efecto repulsión con una apropiada relación selectividad-resistencia.

Las membranas que existen actualmente combinan excelente selectividad con baja resistencia, alta resistencia física y tiempos de vida extensos, generalmente se dispone de dos tipos de membranas: heterogéneas y homogéneas.

Las membranas heterogéneas cuyas partículas de intercambio iónico se han incorporado a resinas formadoras de películas, están constituidas por:

- Mezclas laminadas de materiales de intercambio iónico y formación pelicular.
- Láminas de materiales laminares de dispersión en soluciones de material de intercambio
- Láminas de dispersión de materiales de intercambio iónico en materiales polimerizados,

Las membranas homogéneas se caracterizan por presentar:

- Polimerización de mezclas de reactantes para lograr la polimerización por condensación.
- Polimerización de mezclas de reactantes con una polimerización adicional.
- Polimerización transferida de partes que son aniónicas o catiónicas en películas preformados.
- Láminas de polímero lineal formando lámina y polielectrolito lineal, permitiendo evaporarse al solvente.

Las membranas de intercambio iónico más utilizadas son las que basan su estructura en los modelos homogéneos de ³(Davis y Brockman, 1972). Mackay y Meares (1955).

6.3. MODELOS DE SELECTIVIDAD

6.3.1. Rendimiento de corriente y concentración de salmuera

El régimen de caudal en la ED/EDI es un sistema de tres puertos, la solución de alimentación pasa entre las membranas y abandona el sistema. La composición del

permeado está determinada completamente por el rendimiento de la membrana bajo las condiciones del proceso.

Las membranas y caudales en un par de celdas se muestran esquemáticamente en la figura 23, relaciona la cantidad de sal J , que abandona e por unidad de tiempo y unidad de superficie del par de membranas ; C : membrana de intercambio catiónico (1 cation, 2 el anión)

$$J = J_1^C - J_1^A \quad ; \quad J = J_2^C - J_2^A \quad (6.1)$$

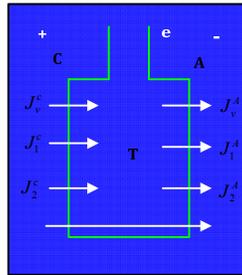


Figura 23.- Caudales en la celda de salmuera. ⁴(Kedem, Bar-On y Warshawsky, 1986.)

El caudal total de sal que entra en la celda de salmuera a través de la membrana es la suma de dos contribuciones separadas desde ambas membranas:

$$J = J^C - J^A \quad (6.2)$$

el rendimiento de corriente η_c es la suma de dos contribuciones:

$$\eta_c = \eta_c^C + \eta_c^A \quad (6.3)$$

el volumen total de solución que abandona una celda unitaria por unidad de área A es:

$$J = J_v^C + J_v^A \quad (6.4)$$

la concentración de la salmuera C_b está dada por:

$$C_b = \frac{J^C - J^A}{J_v^C - J_v^A} \quad (6.5)$$

El proceso se caracteriza por presentar tres caudales y fuerzas independientes: corriente eléctrica y potencial, caudal volumétrico y presión/presión osmótica, caudal de sal y diferencia de concentración. Para pequeños caudales y gradientes pueden escribirse las ecuaciones lineales para cada uno de los caudales, incluyendo la influencia de los gradientes ⁵(Kedem y Katchalsky, 1963).

En la práctica en bombeo electroosmótico, los caudales y fuerzas son grandes, las ecuaciones lineales no son suficientes incluso si los coeficientes de transporte de membrana son constantes. De hecho, los coeficientes de transporte pueden variar considerablemente en el rango de concentraciones entre alimentación y salmuera. Para una discusión aceptable de los caudales debe seguirse el análisis dado previamente para la osmosis inversa ⁶(Spiegler y Kedem, 1966). En la representación esquemática de la Figura (24) la membrana está rota en elementos diferenciales, separados por segmentos uniformes de solución que están en equilibrio con las dos caras contiguas de la membrana.

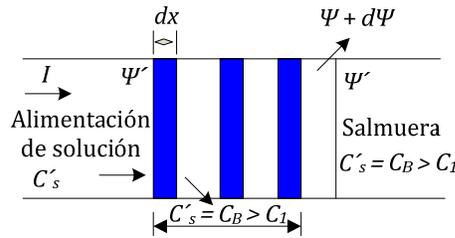


Fig 24.- Representación esquemática de intercambio catiónico

El caudal de sal a través de una capa diferencial de una membrana de intercambio catiónico puede escribirse en función de la corriente eléctrica, caudal volumétrico y gradiente de concentración:

$$J^C = \frac{J_1^C + J_2^C}{2} = C_s (1 - \sigma^C) J_V^C - \bar{P}^C \frac{dc_s}{dx} + \frac{\Delta t}{2} \frac{I}{F} \quad (6.6)$$

$$\Delta t = t_1 - t_2 = 2t_1 - 1$$

\bar{P}^C ; permeabilidad específica de la sal
 σ^C ; coeficiente de reflexión

En una membrana de intercambio catiónico idealmente selectiva,

$$\Delta t \rightarrow 1, \bar{P}^C \rightarrow 0, \sigma^C \rightarrow 1 ; J^C = I/2F,$$

En una membrana ideal de intercambio aniónico, $-J^A = I/2F$ $J^A = I/2F$, con $\eta_c = 1$.

Si estimamos una membrana de intercambio catiónico, en la cual la exclusión de sal no es completa, con co-iones que transportan una fracción significativa de la corriente ; $\Delta t < 1$ y decrece con el incremento de C_s a medida que la invasión de sal se incrementa, la permeabilidad aumenta con C_s

Si la influencia del caudal volumétrico es despreciable, es posible un valor constante y estacionario de J^C sólo si el perfil de la concentración es cóncavo; por ejemplo, dc/dx decrece desde la alimentación hasta la superficie de la salmuera. A alta densidad de corriente, puede desarrollarse una zona de C_s constante cerca de la superficie de la salmuera., El límite superior de las eficiencias o rendimiento parcial de corriente η_c^c está determinado por Δt^c caracterizando la membrana equilibrada con la solución de salmuera.

$$\eta_c = < \frac{\Delta t^C (C_b) + \Delta t^A (C_b)}{2} \quad (6.7)$$

El método convencional para la determinación de números de transporte es la medición del potencial de membrana, $\Delta\Psi$ entre dos soluciones separadas por la membrana examinada sin corriente eléctrica. El potencial a través de la capa diferencial está dado por ⁴(Kedem, Bar-On y Warshawsky, 1986):

$$-F \frac{d\Psi}{dx} = \Delta t \frac{1}{2} \frac{d\mu_s}{dx} - F \frac{\beta}{L_p^k} J_V \quad (6.8)$$

β es el coeficiente electrolítico

L_p la permeabilidad hidráulica.

El último término representa un potencial de corriente. Si éste puede despreciarse, el potencial entre alimentación y salmuera está dado por:

$$\Delta\Psi_m = \frac{RT}{F} \int_{c_f}^{c_b} \Delta t \left(1 + \frac{d \ln \gamma^\pm}{d \ln c_s} \right) d \ln c \quad (6.9)$$

para una membrana ideal, $\Delta t = 1$

$$\Delta\Psi_i = \frac{RT}{F} \ln \frac{(c_s \gamma^\pm)_b}{(c_s \gamma^\pm)_f} \quad (6.10)$$

donde γ es un coeficiente de actividad y el número medio de transporte es:

$$\bar{\Delta t} = \frac{\Delta\Psi_{medido}}{\Delta\Psi_{teórico}} \quad (6.11)$$

6.3.2. Discrepancia entre números de transporte derivados de medidas potenciales y rendimientos de corriente realmente obtenidos

Las relaciones a ser utilizadas cuando se mide el potencial de membrana para la predicción de desalación en ED/EDI; ⁷(Schoeman, 1992):

$$\left[\frac{J}{I} \right]_{\Delta\mu_s; J_V=0} = \frac{\Delta t}{F} = - \left[\frac{\Delta\Psi}{\Delta\mu_s} \right]_{I=0; J_V=0} \quad (6.12)$$

La relación correcta de Onsager para medida de potencial es a corriente nula y a caudal volumétrico nulo y para el número de transporte, a cero de gradiente de concentración y caudal volumétrico nulo.

En la práctica, las medidas ED/EDI se llevan a cabo a presión nula y en presencia de gradientes de concentración y caudal, en la medida del potencial de membrana, el caudal volumétrico está contra el potencial de concentración y, en general, disminuye el potencial. En ED/EDI el caudal de agua ayuda a aumentar el rendimiento de corriente, pero el gradiente de concentración actúa contra el rendimiento de corriente.

6.4. PREDICCIÓN DEL RECHAZO SALINO A PARTIR DE MEDIDAS DEL EQUILIBRIO

Hiperfiltración en membranas cargadas. Hoffer y Kedem ⁸(1972) establecieron una correlación cuantitativa entre la conducción de co-iones y el rechazo de sal para membranas de colodionpolisina. El modelo simple ⁹(Garza 1973) se ha modificado al considerar la interacción electrostática entre la matriz cargada y los contraiones. Se asumió similar al modelo TMS, que la solución intersticial era ideal, pero la concentración de contraiones venía dada por los contraiones libres.

El equilibrio Donnan entre la solución y la membrana, en la interfase está dado, por:

$$\frac{\bar{C}_1}{\phi_w} \cdot \frac{\bar{C}_2}{\phi_w} = \frac{\bar{X} + \bar{C}_s}{\phi_w} \cdot \frac{\bar{C}_s}{\phi_w} = C_s^2 \quad (6.13)$$

\bar{C}_2 ; concentración de co-iones por cm³ de fase membrana,

\bar{C}_s ; concentración de sal

\bar{C}_1 ; concentración de contraiones libres por cm³

\bar{X} ; densidad de carga efectiva

Considerando que el coeficiente de actividad de los co-iones es la unidad.

La ecuación en términos del coeficiente de distribución K_d entre la solución externa e intersticial :

$$K_d = \frac{\bar{C}_s}{C_s \phi_w} ; \phi_w = \text{fracción de volumen de agua} \quad (6.14)$$

La efectividad de la hiperfiltración está descrita por el rechazo salino R;

$$R = 1 - \frac{C_s''}{C_s'} \quad (6.15)$$

C'' , C' son las concentraciones salinas en las soluciones de alimentación y producto, A hiperfiltración estacionaria, la concentración del producto viene dada por la relación entre caudal de sal y caudal volumétrico:

$$C_s'' = \frac{J_s}{J_V} \quad (6.16)$$

El cálculo del rechazo salino de las membranas del modelo TMS indica que, a tasas altas de caudal, el perfil de concentración de sal en la membrana se aplanan conforme se aproxima a los límites de la alimentación, el proceso total está gobernado por, la exclusión salina en la alimentación límite, y el rechazo puede expresarse como función de la densidad de carga de la membrana y las movilidades relativas de los iones.

En el equilibrio Donnan¹⁰ la interfase de alimentación y el mantenimiento de la electro neutralidad durante la hiperfiltración lleva a una expresión sencilla para el rechazo salino a tasas altas de caudal R_∞ ; t_1 número de transporte de la solución libre $t_1 = u_1 / (u_1 + u_2)$:

$$R_\infty = 1 - \frac{C_s' \phi_w}{\bar{C}_s' + t_1 \bar{X}} \quad (6.17)$$

\bar{X} = la densidad efectiva de carga,

La relación entre rechazo de sal, y el equilibrio de distribución medido de cationes, a la concentración externa C_s' :

$$R_\infty = 1 - K_d' \frac{1}{t_2 K_d'^2 + t_1} ; t_2 = 1 - t_1 \quad (6.18)$$

La validez de la ecuación esta limitada al modelo de asociación simple en que la densidad de carga efectiva se utiliza para describir las propiedades de equilibrio y transporte.

A partir de modelos simples, se puede predecir el comportamiento en hiperfiltración de las membranas cargadas. Alternativamente, la permselectividad de las membranas cargadas puede predecirse a partir de modelos sencillos.

6.5. SELECTIVIDAD ENTRE IONES DE LA MISMA CARGA

La permselectividad específica entre iones de la misma carga (iones A y B), S_B^A , se define ¹¹(Nishiwaki, 1972):

$$S_B^A = \frac{t_A C_B}{t_B C_A} \quad (6.19)$$

t_A = número de transporte del ion A

t_B = número de transporte del ion B

c_A = concentración del ión A en la solución diluida

c_B = concentración del ión B en la solución diluida

En las membranas univalentes selectivas corrientemente disponibles, ¹²Yawatayao et al. (1962) ha demostrado que los números de transporte de cationes divalentes a través, de las membranas univalentes de intercambio catiónico selectivo se incrementaron con el aumento de densidad de corriente. Estos cambios en los números de transporte producen cambios en la permselectividades específicas de acuerdo con la definición de S_B^A . Se halló también que la concentración de iones en la solución diluida y la velocidad lineal de la solución diluida afectaba a S_B^A ligeramente. Por tanto, deben considerarse la densidad de corriente, las concentraciones iónicas y la velocidad de la solución diluida, al seleccionar las condiciones para la operación de proceso de concentración electrodiálitica con membranas selectivas univalentes.

6.6. ELECTRODIÁLISIS EN TRATAMIENTO AVANZADO DE AGUAS RESIDUALES - SELECTIVIDAD

Las ecuaciones de flujo constituyen una base matemática para el tratamiento cuantitativo de selectividad en un sistema de electrodiálisis:

$$J_i = \frac{-\bar{\mu}_i \bar{c}_i}{|z_i| F} \left[RT \text{ grad} (\ln \bar{c}_i \bar{\gamma}_i) + z_i F \text{ grad} \phi \right] + \omega \bar{u}_o \bar{c}_i \text{ grad} \phi \quad (6.20)$$

$\bar{u}_i, \bar{c}_i, \bar{\gamma}_i$; coeficientes de movilidad, concentración y actividad de las especies i en la fase membrana

ϕ ; potencial eléctrico (V)

ω ; valencia electro química de los grupos iónicos fijados

\bar{u}_o ; movilidad del líquido en el poro del interior de la membrana

R ; constante universal de los gases

T ; temperatura absoluta

z_i ; valencia electroquímica de las especies i

F ; constante de Faraday.

La ecuación del caudal se aplica a todas las especies móviles del sistema. El conjunto de ecuaciones de flujo está sujeto a la restricción de electroneutralidad:

$$\sum_i z_i \bar{c}_i + \omega \bar{X} = 0 \quad (6.21)$$

\bar{X} ; concentración de los grupos iónicos fijados.

El conjunto de ecuaciones de flujo está referido a la densidad de corriente (100 % de eficiencia)

$$\frac{i}{A} = F \sum_i z_i J_i \quad (6.22)$$

Las ecuaciones de flujo se resuelven simultáneamente para llegar al flujo J_i de todas y cada una de las especies.

Las consideraciones son:

- Membrana permselectiva idealizada, con una concentración iónica fija tan elevada que los cationes están. Conforme se incrementa la proporción entre las concentraciones residuo/producto, llega a ser una hipótesis limitada; las ecuaciones del flujo deben incluirse para todas las especies co-iónicas lo mismo que para concentraciones co-iónicas, en la relación de electroneutralidades.
- Condiciones de estado libre
- Las ecuaciones de flujo, implican la validez de las relaciones de difusión y movilidad eléctrica. Es equivalente a despreciar el «acoplamiento» de los flujos individuales por otras fuerzas como las eléctricas y convectivas.
- Se ha despreciado cualquier diferencia en la interacción de las distintas especies con las partes estructurales de la membrana.
- Se supone que las especies cruzan la membrana simplemente (no de manera compleja con otras especies del interior de la membrana) y su movimiento no está geoméricamente acoplado.
- Control completo de la difusión de la membrana. Las ecuaciones deben resolverse simultáneamente.

En la práctica, la transferencia iónica por electrodiálisis no es completamente una difusión de membrana ni una difusión de película controlada, con las simplificaciones expuestas las ecuaciones (6.20), (6.21) y (6.22) constituyen una base matemática para el tratamiento cuantitativo de la selectividad en un sistema de electrodiálisis.

La tasa de remoción (flujo o caudal) de una especie particular depende de las tasas de remoción de las otras especies así se convierte en una función de las concentraciones y movilidades de todas las especies. Para obtener información útil concerniente a las tasas de remoción de varias especies presentes en un efluente secundario de aguas residuales urbanas, se han utilizado tres aproximaciones separadas¹³(Smith y Eisenmann, 1967):

- Los efectos de parámetros externos de la solución son analizados, para estudiar las tasas relativas de transferencia a través de membranas aniónicas permeables.
- Los efectos de parámetros de membrana han sido determinados estimando las tasas de transferencia relativas a partir de los datos de equilibrio de la membrana.
- Determinar los efectos totales de varias condiciones de operación, incluyendo el ensuciamiento de membrana y la incrustación,

Factor de separación. El concepto de selectividad nos indica la capacidad de una membrana de intercambio iónico para transferir especies iónicas de modo preferencial. A efectos prácticos puede describirse por un factor de separación:

$$\alpha_k^i = \frac{dc_i}{c_i} \cdot \frac{ck}{dc_k} \quad ; \quad \alpha_k^i = \frac{J_i/c_i}{J_k/c_k} \quad (6.23)$$

α_k^i ; Separación relativa de las especies i sobre las especies k .

Una membrana no selectiva podría tener un factor de separación igual a la unidad para todas las combinaciones de especies. Por la ecuación de flujo (5.20), el significado teórico del factor de separación es:

$$\alpha_T^i = \frac{\% \text{ especies } i \text{ eliminadas}}{\% \text{ total miliequivalentes eliminados}} \quad (6.24)$$

Este factor de separación es útil, al estimar los efectos totales de los parámetros de varias soluciones y operación sobre tasas relativas de remoción. Se adapta a los cálculos de ingeniería para estimar tasas de remoción y determinar los límites de especies iónicas a efectos de diseño.

Efecto de los parámetros de la solución sobre el factor de separación.

La experiencia de campo en electrodiálisis y los fundamentos generales del intercambio iónico ha demostrado que los factores de separación son dependientes de parámetros tales como la concentración total de la solución, el pH y la temperatura de la solución, la concentración fraccionaria de las especies concernidas y la naturaleza de la concentración fraccionaria de las especies concurrentes. La ecuación de flujo muestra la dependencia, relacionando las concentraciones individuales de membrana c_i y las valencias z con las características de la solución externa.

Efecto de los parámetros de membrana en el factor de separación.

La tasa de transferencia de cualquier especie i es proporcional al producto de su concentración de membrana c_i , su movilidad en la fase membrana u_i y la fuente total conductora actuante sobre las especies,

$$J_i = \frac{\bar{u}_i \bar{c}_i}{|z|F} [\text{fuerza impulsora}] \quad (6.25)$$

En una aplicación de electrodiálisis, los componentes eléctricos de la fuerza impulsora son más significativos que el componente difusivo, entonces la relación de flujo de las especies se aproxima a la relación de productos de sus movilidades y concentraciones:

$$\frac{J_i}{J_k} = \frac{\bar{u}_i \bar{c}_i}{\bar{u}_k \bar{c}_k} \frac{\text{grad } \phi}{\text{grad } \phi} = \frac{\bar{u}_i \bar{c}_i}{\bar{u}_k \bar{c}_k} \quad (6.26)$$

Esta relación conduce a un método simple de examinar membranas por su utilidad en separar especies iónicas cargadas.

6.7. EFECTOS DE CONCENTRACIÓN-POLARIZACIÓN EN EL PROCESO DE ELECTRODIÁLISIS

La teoría del efecto de concentración-polarización bajo corriente continua sobre la ED y selectividad contraiónica de una membrana de intercambio iónico es básica para el análisis realizado por ¹⁴(Rubenstein 1990). El equilibrio de selectividad está inducido por la distinta incorporación de contraiones por la membrana, debida a la diferencia en sus coeficientes de distribución entre las fases membrana y solución.

Rubinstein demuestra que la mayor parte de la selectividad reductora en ED ocurre por corrientes mucho menores que el valor límite. Esta reducción tiene lugar más rápidamente para concentraciones más bajas del ión preferencial.

La electrodifusión próxima al equilibrio en la membrana es el paso determinante de la velocidad en la transferencia iónica, la composición iónica de la membrana en el equilibrio determina su selectividad, esto implica alta selectividad para el contraión extraído preferencialmente. En una corriente más elevada, la transferencia preferencial incrementa su agotamiento en la capa excitada, de forma que la membrana está en equilibrio con una solución que contiene una cantidad relativa apreciablemente menor del ion preferido con respecto a la que hay en la masa de la solución. Estos cambios en el contenido iónico de la membrana dan por resultado una rápida reducción de la selectividad contraiónica, la curva de corriente-tensión permanece casi lineal incluso a tensiones menores, si la capa de Nernst se encuentra mermada en ambos iones, la etapa límite de contraiones transfiere recursos desde la membrana a la capa no excitada. Como resultado, la selectividad se aproxima a su valor límite, mientras la curva de tensión-corriente muestra una no linealidad típica, con saturación.

6.8. PROCESOS DE TRANSPORTE EN ELECTRODIÁLISIS

La selectividad iónica o permselectividad describe las membranas que, si se interponen entre dos soluciones de electrolito, muestran una permeabilidad selectiva hacia los iones de un signo particular ¹⁵(Malherbe y Mandersloot, 1960). Son membranas intercambiadores iónicos en forma de hoja, un cambiador catiónico es selectivamente permeable a los cationes, y un cambiador aniónico muestra: el mismo comportamiento hacia los aniones.

El transporte de contraiones constituye el mayor movimiento eléctrico en el proceso; los contraiones transportan por electroosmosis una cierta cantidad de agua. El transporte no-iónico es comparativamente pequeño y depende de la calidad de la membrana iónico-selectiva y de la concentración de salmuera. El agua también se transporta electroosmóticamente con los co-iones. La difusión del electrólito tiene lugar desde la salmuera al compartimento del diluido, en el proceso de electrodiálisis la corriente de salmuera está normalmente más concentrada que la corriente del diluido, el transporte de agua está asociado con la difusión del electrólito. Debido a la ósmosis el transporte tiene lugar desde el compartimento de baja concentración del diluido, hacia el compartimento de alta concentración de salmuera.

La eficiencia de la desmineralización del líquido en el compartimento del diluido se reduce por el contraefecto del transporte co-iónico, difusión, transporte asociado de agua con el movimiento contraiónico y ósmosis.

El efecto de estos procesos de transferencia no deseados se reduce con la selección correcta de membranas que presenten cualidades como estabilidad química, resistencia mecánica y estabilidad dimensional y la selección del procedimiento operativo correcto para cada aplicación particular.

Características especiales de una membrana iónico selectiva ¹⁶(Wilson et al., 1960):

- Selectividad iónica alta, expresada en términos de número de contra- iones que crecen en proporción al incremento de la concentración salina de la solución en contacto con la membrana.
- Elevada conductividad eléctrica cuando esté en equilibrio con la solución más diluida, factor que influye en la resistencia óhmica de una unidad de electrodiálisis.
- Admitir una tasa despreciable de difusión libre del electrólito bajo condiciones de diferencia de concentración. La difusión salina a través de la membrana actúa en contra del transporte electrodiálítico de sal y ocasiona una pérdida de rendimiento. A mayor selectividad de la membrana, menor el incremento relativo en la difusión para un incremento dado en la diferencia de concentración.
- Baja permeabilidad osmótica. Las membranas iónico-selectivas muestran un comportamiento osmótico anómalo en los sistemas electrolíticos presentando un caudal muy elevado comparado con los sistemas no electrolíticos.

6.8.1. Rendimiento de Coulomb.

Es la relación de los equivalentes de electrólito desplazados a faradays de electricidad pasada en el proceso, el rendimiento de Coulomb expresa el rendimiento del proceso con respecto a la corriente y difiere del termodinámico o rendimiento energético mínimo, que expresa el rendimiento con respecto al consumo de energía.

En los procesos de electrodiálisis, las membranas no muestran una selectividad iónica ideal y la desviación del rendimiento ideal se expresa por el rendimiento de Coulomb o de corriente. En la práctica, el rendimiento de Coulomb de un proceso electrodiálítico se determina frecuentemente por un método inexacto. Se determina el caudal de una corriente efluente y se toman muestras de la corriente influente y efluente.

La cantidad de electrólito desplazado se obtiene multiplicando el caudal efluente por el cambio de concentración encontrado, está sujeto a error debido a la transferencia de agua, como resultado de la cuál los caudales de influente y efluente de una misma corriente no son idénticos; hay un menor cambio de volumen resultante del desplazamiento de la sal.

En proceso continuo, el rendimiento de Coulomb (η_c) : (Wilson et al., 1960):

$$\frac{N^\circ \text{ de equivalentes transportados}}{N^\circ \text{ de Faradays pasados } \times N^\circ \text{ pares de membranas}}$$

$$\eta_{cd} = \frac{Q_d (c_{od} - c_{id}) F}{\eta_{pr} I} \quad (6.27)$$

$$\eta_{cb} = \frac{Q_b (c_{ob} - c_{ib}) F}{\eta_{pr} I} \quad (6.28)$$

η_{cd}, η_{cb} ; rendimientos aparentes de Coulomb (corrientes diluidas y concentradas),

η_{pr} ; número de pares de membranas

Q_d, Q_b ; caudales diluidos y de salmueras (mL/s)

C_{od}, C_{ob} ; concentración de efluente diluido y efluente salmuera en tiempo cero, (eq/mL)

C_{id}, C_{ib} , concentraciones de efluente diluido y concentrado en el tiempo t, (eq/mL)

F ; constante de Faraday, (coulombios/eq)

I ; corriente pasada, A

η_{cd}, η_{cb} nos capacitan para calcular los verdaderos rendimientos y los moles de agua transportada por equivalente de sal transferido.

Los factores que limitan el rendimiento de Coulomb real son los siguientes:

- Selectividad imperfecta. La penetración de co-iones en el interior de la membrana reduce el transporte de contraiones e impulsa a la difusión del electrólito por la membrana.
- Transferencia iónica no deseada. Puede influir en el rendimiento de Coulomb obtenido en una disposición de tres compartimentos, por la permeabilidad relativamente alta de iones hidrógeno y oxhidrilo de la mayoría de las membranas permeables aniónicas y catiónicas, respectivamente.
- Pérdida eléctrica y cortocircuito. El cortocircuito parcial de un conjunto de membranas por conducción o por la interconexión de los sistemas de alimentación del electrólito a los electrodos. La extensión de la pérdida eléctrica es una función compleja del dimensionamiento interno de la multicélula, de la concentración de líquidos manejados y de la conductividad eléctrica de las membranas.

BIBLIOGRAFIA

1. Boudet-Dumy, M., A. Lindheimer, and C. Gavach, 1991, "Transport Properties of Anion-Exchange Membranes in Contact with Hydrochloric Acid Solutions: Membranes for Acid Recovery by Electrodialysis", *Journal of Membrane Science*, 51: 57-68.
2. Helfferich, F. G., 1962, *Ion-Exchange*, McGraw-Hill, New York.
3. Davis, T. A., and G. F. Brockman, 1972, "Physiochemical Aspects of Electromembrane Processes", in R. E. Lacey and S. Loeb (eds.), *Industrial Processing with Membranes*, Wiley-Interscience, New York.
4. Kedem, O., Z. Bar-On, and A. Warshawsky, 1986, "Electro-Osmotic Pumping in a Sealed-Cell ED Stack", *Industrial Membrane Processes*, 82(248):19-27.
5. Kedem, O., and A. Katchalsky, 1963, "Permeability of Composite Membranes, Part I: Electric Current, Volume Flow and Flow of Solute Through Membranes", *Trans. Faraday Soc.*, 59: 1918-1930.
6. Spiegler, K. S., and O. Kedem, 1966, "Thermodynamics of Hyperfiltration (Reverse Osmosis): Criteria for Efficient Membranes", *Desalination*, 1:311-326.
7. Schoeman, J. J., 1992, "Electrodialysis of Salts, Acids and Bases by Electro-Osmotic pumping", University of Pretoria, South Africa.
8. Hoffer, E., and O. Kedem, 1972, "Hyperfiltration in Charged Membranes: Prediction of Salt Rejection from Equilibrium Measurements", *Journal of Physical Chemistry*, 76(24):3638-3641.
9. Garza, G., 1973, "Electrodialysis by Electro-Osmotic Pumping and Ion Separation with Charged Membranes", Ph.D.diss. Weizmann Institute of Science, Rehovot, Israel.
10. Donnan, F. G., and E. A. Guggenheim, 1932, "Exact Thermodynamics of Membrane Equilibrium", *Z. Physik. Chemie, A* 162:346-360.
11. Nishiwaki, T., 1972, "Concentration of Electrolytes Prior to Evaporation with an Electromembrane Process", in R. E. Lacey and S. Loeb (eds.), *Industrial Processing with Membranes*, Wiley-Interscience, New York.
12. Yawataya, T., H. Hani, Y. Oda, and A. Nishihara, 1962, *Dechema Monograph*, 47,501

13. Smith, J. D., and L. Eisenmann, 1967, "Electrodialysis in Advanced Waste Treatment", report submitted in fulfillment of Contract No. SAph 76690 between the Public Health Service, Inc. submitted February 1, 1965, U.S. Department of the Interior, Federal Waste Pollution Control Administration, Cincinnati, Ohio, February 1967.
14. Rubinstein, I; 1990, "Theory of Concentration Polarization Effects in Electrodialysis on Counter-Ion Selectivity of Ion-Exchange Membranes with Differing Counter-Ion Distribution Coefficients", *J. Chem. Soc. Faraday Trans.*, 86(10):1857-1861.
15. Malherbe, P. Le Roux, and G. B. Mandersloot, 1960, "The Physical Chemistry of Ion-Selective Membranes", in J. R. Wilson(ed.), *Demineralization by Electrodialysis*, Butterworths Scientific Publication, London.



Pensar siempre en azul

Agua que alumbró conmigo y me educó en el río,
Agua que me ofrece el mar y que se escapa al viento,
Agua que regala al campo y que se expone al sol,
Agua que elabora vida y se desliza al alba,
Agua del pincel y de la escalas,
Agua del amor y de los sueños,
Agua que impregna y que se difunde,
Agua que se vuelve gente y también humana,
Agua que se contamina y que se destruye,
Agua que se muere pero que renace,
Agua que se implica y que se rebela,
Agua que es cándida y cristalina,
Agua del elixir, agua eterna,
Agua, “únicamente agua”.

APLICACIÓN EXPERIMENTAL

En esta sección se exponen las facetas que constituyen el proyecto de investigación en su apartado experimental, partiendo del estudio de la calidad del agua donde se formula la metodología utilizada en el monitoreo, análisis y normativa complementada con la relación de sus índices característicos y que son considerados en todo el proyecto.

Es imprescindible abordar la aplicación de las variables químicas de los ensayos de tratabilidad que indican los parámetros operativos y dosificaciones de reactivos válidos para el tratamiento fisicoquímico, tratamiento que fue necesario instalar debido a la calidad del agua de la depuradora que era nuestra fuente de provisión; este apartado se complementa con las determinaciones de dosificación del desinfectante con especial atención al “break point” y su efecto residual.

En los procesos de membranas {ultrafiltración, osmosis inversa y electrodiálisis}, la determinación del SDI, normalización de flujos de permeado, guías {start-up-operación-mantenimiento} ASTM, permiten realizar una evaluación continua de la planta; el intercambio iónico, electrodesionización y ultravioleta se sujetan a evaluaciones individuales propias de cada equipo.

En un breve resumen se explica la caracterización de las depuradoras de la Isla y descripción del emplazamiento de la Estación Depuradora de Gáldar con su línea de tratamiento.

Posteriormente se describen los sistemas instalados, su acoplamiento, las diferentes configuraciones y arranques iniciales para establecer los métodos estándar operativos de cada módulo, su trabajo diario, gasto energético y determinación de caudales y calidades de agua; a la vez formular la línea de producción de agua básica para el funcionamiento del proyecto experimental de riego de plataneras por un período de dos años, “*fundamento del apartado práctico*”.

El análisis de datos permite evaluar los resultados y determinar su grado de rendimiento y eficiencia en las operaciones de los tratamientos que posibiliten un amplio rango de utilidad cuando se trabajan con este tipo de aguas. Es lógico acotar una breve evaluación económica sujeta a los condicionantes que conllevan estos proyectos demostrativos.

VII.- ESTRATEGIA METODOLÓGICA – EDAR GUÍA GALDAR

7.- ESTRATEGIA METODOLOGICA

7.1.- ESTUDIO DE LA CALIDAD DEL AGUA

El agua es un recurso limitado y su calidad está bajo presión constante, su preservación es vital, una de cada tres personas en el mundo no disponen agua para satisfacer sus necesidades, este problema se agrava a causa del crecimiento demográfico, uso indiscriminado y su incesante contaminación. “Se estima que diariamente dos toneladas de desechos son arrojados en aguas receptoras incluyendo residuos industriales, químicos, vertidos urbanos y desechos agrícolas” (Unesco, 2003).

Además del factor contaminante que supone el vertido de las aguas residuales, existe una continua demanda de aguas blancas de una población en creciente desarrollo que está ocasionado una explotación intensiva de los recursos hidráulicos tradicionales, superficiales y subterráneos, extrayendo importantes volúmenes de los acuíferos que conlleva un alarmante descenso del nivel freático y el consiguiente aumento de la intrusión marina.

Los vertidos de las aguas residuales, urbanas e industriales, que se generan en grandes y pequeñas poblaciones constituyen un grave problema en la agresión del litoral, es importante distinguir entre la eliminación de las aguas residuales brutas y el vertido procedente de una estación depuradora, además si el vertido tiene lugar sobre la línea de costa o a través de un emisario submarino; de igual manera el nivel de contaminación depende de la procedencia del vertido [agrícola, industrial o urbano].

Los vertidos agrícolas se caracterizan por ser ricos en materia orgánica y en sustancias químicas a diferencia de los vertidos industriales cuya tipología depende de su voluminosidad y toxicidad como la salmuera en menor grado, luego los originados por particulares de industrias aisladas y los más agresivos que son los provenientes de polígonos industriales que vierten productos tóxicos sobre el mismo barranco.

Las descargas urbanas se distinguen por su caudal, las de procedencia particular son menores y provienen de núcleos de población con precaria canalización o de fosas sépticas que presentan pérdidas e infiltraciones; los vertidos de núcleos de mayor densidad de población son el caudal más voluminoso y cuya red de alcantarillado desemboca en la misma costa.

7.1.1 Procedimiento Analítico

El conocimiento de las características del agua residual es básico para la correcta implantación del proyecto y explotación de las infraestructuras tanto en la recolección como en el tratamiento, utilización y gestión de la calidad de las aguas. Para caracterizar el agua se emplean métodos de análisis cuantitativos para la determinación de la

composición química del agua residual [gravimétricos, volumétricos o fisicoquímicos]; y métodos cualitativos para el conocimiento de las características físicas y biológicas.

Se escogieron más de 40 parámetros representativos que conceden una información básica a la investigación y están representados por índices de calidad que nos proporciona rangos de tratabilidad y eficiencia en la aplicación del nuevo concepto analítico de presentar sus valores en parámetros asociados que garantizan las operaciones y no con cuantificaciones aisladas.

El conocimiento de sus características más representativas permitió analizar si la calidad del agua que está ligada con el uso del recurso sufre alteraciones que afectan su uso real o potencial, enunciamos breves acotaciones:

Características físicas: Analiza el contenido total de sólidos [materia en suspensión, sedimentable, coloidal y materia disuelta], y aquellas tipologías del agua que impresionan los sentidos e inciden directamente sobre las condiciones estéticas y de aceptabilidad como temperatura, densidad, color, y la turbiedad.

Características químicas: Analizan específicamente la materia orgánica e inorgánica, el contenido orgánico y los gases que se encuentran en el agua residual.

Materia orgánica: sólidos cuya procedencia son de origen animal y vegetal y de actividades humanas relacionadas con la síntesis de compuestos orgánicos. Los principales grupos de sustancias orgánicas [proteínas, hidratos de carbono, grasas y aceites] formados por combinaciones de carbono, hidrógeno y oxígeno con presencia de nitrógeno, azufre, fósforo, hierro y moléculas orgánicas sintéticas [agentes tensoactivos, pesticidas, compuestos orgánicos volátiles].

Contenido Orgánico: Determina las concentraciones del contenido orgánico [DBO, DQO y COT] y la disponibilidad del nitrógeno para mantener la actividad biológica [Nitrógeno total y amoniacal y oxígeno consumido].

Materia Inorgánica: Son indicativos de la concentración de sustancias inorgánicas por acción del contacto del agua natural con formaciones geológicas y aguas residuales que en ella descargan [pH, alcalinidad, nitrógeno, cloruros, azufre, fósforo, compuestos tóxicos y metales pesados].

Gases: Los que están presentes en las aguas residuales [N₂, O₂, CO₂, H₂S, NH₃ y CH₄].

Características Biológicas: Analiza los grupos de microorganismos biológicos [bacterias, hongos, algas, protozoos, virus]; organismos patógenos que proceden de desechos humanos infectados o portadores de cierta enfermedad; los indicadores de contaminación [organismo coliforme] y ensayos de toxicidad.

7.1.2 Procedimiento de toma de muestras

Para la caracterización del agua residual en cuanto a propiedades físicas, químicas y biológicas, se ha seguido un procedimiento preestablecido por las condiciones del sistema. Se tomaron muestras en el canal de entrada y de salida de la estación depuradora en los puntos donde los efluentes ya estaban mezclados, inicialmente se realizaron muestras puntuales que permitieron establecer los rangos de trabajo y los niveles operativos de la depuradora. Se establece un patrón de toma de muestras compuestas en función del caudal de entrada de la EDAR, con intervalos de una hora en cada toma por un período de ocho horas, valorando la punta de máximo caudal para tener una referencia completa del tipo de agua.

La variación horaria de caudal en la planta depuradora sigue determinados patrones de comportamiento: caudales mínimos durante las primeras horas de la mañana, la primera punta de caudal se presenta inmediatamente después del uso máximo producido a última hora de la mañana; normalmente un segundo pico se presenta a última hora de la tarde, éstas variables dependen del tamaño de la población servida y la red de alcantarillado.

Por sus variabilidad es necesario medir ciertos parámetros in-situ {pH, conductividad, temperatura, oxígeno disuelto, turbidez y cloro}, el conjunto de muestras a determinar en laboratorio se recolectaron tomando en cuenta la especificidad de cada análisis (recipientes, volumen, preservación y almacenamiento) que garanticen la no alteración de sus características. [PSO de muestreo y preservación].

La calidad del agua producto de los diferentes procesos es parte fundamental y constituye el aval que garantiza su utilización, el muestreo general se realizaba a la salida de cada unidad que a la vez constituía la alimentación de la siguiente conforme las especificaciones establecidas en las líneas de trabajo; la frecuencia de control de los parámetros operativos [pH, conductividad, temperatura, SDI] son propios de la instrumentación de cada planta.

7.1.3 Métodos Analíticos Empleados

Los métodos empleados para los análisis de aguas se llevaron a efecto in situ y en el laboratorio de la Sección de Medio Ambiente Industrial con equipamiento propio, cuyos PSO² se basaron en los del Standard Methods¹, se elaboró la siguiente tabla donde constan el parámetro, método normalizado y equipo utilizado:

Tabla 7.1.- Métodos y parámetros seleccionados

PARAMETRO	MÉTODOS STANDARD ASTM		EQUIPO
DETERMINACIÓN DE PROPIEDADES FÍSICAS Y DE AGREGACIÓN			
pH	4500 H ⁺ B	ELECTROMETRIA	CRISON 2002
COLOR	2120 C	ESPECTROFOTOMETRIA	HACH DR/3000
CONDUCTIVIDAD	2510 B	ELECTROMETRIA	CRISON S22
TEMPERATURA	2550 B	TERMOMETRIA	CRISON S22
TURBIDEZ	2130 B	NEFELOMÉTRICO	HACH
ACIDEZ	2310 B	TITULACION	BASICO
ALCALINIDAD	2320 B	TITULACION	BASICO
SOLIDOS TOTALES	2540 B	GRAVIMETRIA WHATMAN 0.45 μm	HORNO
S. DISUELTOS	2540 B	GRAVIMETRIA WHATMAN 0.45 μm	FILTRO
S. SUSPENDIDOS	2540 F	GRAVIMETRIA WHATMAN 0.45 μm	MUFLA
DUREZA TOTAL	2340 C	TITULOMETRICO EDTA	BASICO
DUREZA CALCICA	2340 C	TITULOMETRICO EDTA	BASICO
SALINIDAD	2520 B	CONDUCTIVIDAD ELECTRICA	CRISON S22
MATERIAS FLOTABLES	2530 B	GENERAL PARTICULAS	CONO IMHOFF
PRUEBA EN LODOS	2710 D	INDICE VOLUMEN	SETTLING
DETERMINACION DE METALES			
CALCIO	3111 B	AIRE-ACETILENO ABS. ATÓMICA	PERKIN E. 3100
MAGNESIO	3111 B	AIRE-ACETILENO ABS. ATÓMICA	PERKIN E. 3100
SODIO	3111 B	AIRE-ACETILENO ABS. ATÓMICA	PERKIN E. 3100
POTASIO	3111 B	AIRE-ACETILENO ABS. ATÓMICA	PERKIN E. 3100
HIERRO TOTAL	3111 B	AIRE-ACETILENO ABS. ATÓMICA	PERKIN E. 3100
CROMO	3500-Cr	COLORIMETRICO	HACH DR/3000
ALUMINIO	3500-Al D	ERIOCROMO	HACH DR/3000
PLOMO	3111 B	AIRE-ACETILENO ABS. ATÓMICA	PERKIN E. 3100
MANGANESO	3111 B	AIRE-ACETILENO ABS. ATÓMICA	PERKIN E. 3100
ZINC	3111 B	AIRE-ACETILENO ABS. ATÓMICA	PERKIN E. 3100
DETERMINACIÓN DE CONSTITUYENTES NO METÁLICOS			
BORO	4500-B C	COLORIMETRICO CARMIN	HACH DR/3000
BICARBONATOS	2320 B	TITULACIÓN	BASICO
CARBONATOS	2320 B	TITULACIÓN	BASICO
CLORO RESIDUAL	4500-Cl	COLORIMÉTRICO	HACH DR/3000
CLORUROS	4500-Cl ⁻ B	ARGENTOMETRICO	BASICO
OXIGENO DISUELTO	4500-O G	ELECTRODO MEMBRANA	OXI 196
NITROG. AMONICAL	4500-NH ₃ C	NESSLER ESPECTROFOTOMETRÍA	HACH DR/3000
NITRITOS	4500-NO ₂ ⁻ B	COLORIMÉTRICO	HACH DR/3000
NITRATOS	4500-NO ₃ ⁻ E	REDUCCION CADMIO	HACH DR/3000
FLUORUROS	4500-F ⁻ D	SPANDS	HACH DR/3000
FOSFATOS	4500-P E	ACIDO ASCORBICO	HACH DR/3000
SULFATOS	4500-SO ₄ ²⁻ E	TURBIDIMETRICO	HACH DR/3000
SILICE	4500-Si D	SILICOMOLIBDATO	HACH DR/3000
DETERMINACIÓN DE COMPONENTES ORGÁNICOS			
DETERGENTES	5540 C	MBAS	HACH DR/3000
ACEITES Y GRASAS	5520 B	PARTICION GRAVIMETRIA	BASICO
FENOLES	5530 C	EXTRACCION CLOROFORMO	HACH DR/3000
DEMANDA QUIMICA	5220 D	COLORIMETRICO	REACTOR HACH
DEMANDA BIOQUIMICA	5210 B	DILUCION TEST 5 DIAS	OXI 196
DETERMINACIÓN BACTERIOLÓGICA			
COLIFORMES TOTALES	9221 B	DILUCIÓN MPN	INCUBADOR
BACTERIAS Fe y S	9240 D	NUMERACIÓN Y ENRIQUECIMIENTO	
DETERMINACIONES ESPECÍFICAS			
TRIHALOMETANOS	6232 B	CROMATOGRAFÍA EXTRACCIÓN	
PESTICIDAS	6630 B	CROMATOGRAFÍA EXTRACCIÓN	

¹ Standard Methods for the examination of water and wastewater APHA/WWA-WPCF

² Procedimientos operativos standar

7.1.4 Índices de Calidad

En este apartado se explica la relación de índices asociados a estos análisis y que evalúan la calidad de los efluentes, se consideran en amplio espectro debido a las diferentes calidades de agua.

CARBONATO SODICO RESIDUAL (RSC)

Índice de la acción degradante del agua, estima la peligrosidad del sodio una vez que han reaccionado los cationes calcio y magnesio con los aniones carbonato y bicarbonato.

> 2.5 meq/L:	No son aptas para riego
> 1.25 y < 2.5 meq/L	Dudosas: Se puede permitir su uso con empleo de correctores químicos.
> 1.25 meq/L	Son aptas para riego

Formulación $C.S.R. = [(CO_3^{2-}) + (CO_3H^-)] - [(Ca^{2+}) + (Mg^{2+})]$

INDICE DE LANGELIER (LSI)

Es un modelo de estabilidad derivado del concepto del equilibrio de solubilidad o saturación de sales poco solubles y proporciona un indicador del grado de saturación de agua con respecto al carbonato de calcio. El LSI se suele interpretar como el cambio de pH requerido para llevar agua al equilibrio, nos permite detectar problemas de corrosión o incrustación. Sus parámetros básicos son la alcalinidad, calcio, solidos disueltos y pH.

LSI = 3	Extremadamente incrustante
LSI = 2	Muy incrustante
LSI = 1	Incrustante
LSI = 0.5	Ligeramente incrustante
LSI = 0	Agua estable
LSI = -0.5	Ligeramente agresiva
LSI = -1	Agresiva
LSI = -2	Fuertemente agresiva
LSI = -3	Muy fuertemente agresiva

Formulación $I_s = pH - pH_s$

INDICE DE RYZNAR (RSI)

El índice de estabilidad es un método empírico generalmente más representativo que nos ayuda a predecir el carácter agresivo del agua, relaciona el contenido de sales solubles existentes en el agua, con su grado de corrosividad en presencia de determinados factores tales como el pH y la temperatura.

$4 < I_R \leq 5$	Muy incrustante
$5 < I_R \leq 6$	Débilmente incrustante
$6 < I_R \leq 7$	En equilibrio
$7 < I_R \leq 7.5$	Agresiva
$7.5 < I_R \leq 9$	Fuertemente Agresiva
$9 < I_R$	Muy fuertemente agresiva

Formulación $I_s = 2 pH - pH_s$

INDICE DE SCOOT (Coeficiente Alcalimétrico K)

El coeficiente K, evalúa la toxicidad que pueden producir las concentraciones de los iones cloruro y sulfato y sodio, aportadas con el agua de riego y que permanecen en el suelo tras formar cloruro y sulfato de sodio respectivamente.

$K > 18$	Buena: se puede utilizar varios años sin tomar especiales precauciones para impedir la acumulación de sales.
$18 > K > 6$:	Tolerable: Es aconsejable prestar atención a la acumulación de sales, excepto en los suelos sueltos con drenaje libre.
$5.9 > K < 1.2$	Mediocre: Es necesario drenaje artificial
$K < 1.2$	Mala (no apta para riego)

Relaciones iónicas $Na^+ - 0.65 Cl^- \leq 0$; $0.48 SO_4^{-2} > Na^+ - 0.65 Cl^- > 0$; $Na^+ - 0.65 Cl^- - 0.48 SO_4^{-2} > 0$

Formulación $K_1 = \frac{2040}{|Cl^-|}$, $K_2 = \frac{6620}{\{[Na^+] + 2.6 * |Cl^-|\}}$, $K_3 = \frac{662}{\{[Na^+] - 0.32 * |Cl^-| - 0.43 * |SO_4^{-2}|\}}$

INDICE DE SALINIDAD

$C_1 > 100 < 250$ uS/cm	Agua de baja salinidad: apta en la mayoría de suelo y cultivos, el lavado natural es suficiente.
$C_2 > 250 < 750$ uS/cm	Agua de salinidad media: a ser usada a condición que exista un grado moderado de lavado.
$C_3 > 700 < 2500$ uS/cm	Agua altamente salina: inclusive con drenajes adecuados necesita controlar su salinidad.
$C_4 > 2500$ uS/cm	Agua muy altamente salina: Los suelos deben ser permeables, drenaje adecuado, y debe aplicarse con exceso de agua para un buen lavado. Cultivos altamente tolerables.

INDICE DE ADSORCION DE SODIO (SAR)

Indica la proporción relativa que se encuentran el ión sodio y los iones calcio y magnesio, expresada en meq/l. Es una medida del poder de degradación de la estructura del suelo por su contenido en sodio

S ₁	Bajo contenido sodio	Solo plantas muy sensibles como frutales de hueso son dañados.
S ₂	Contenido medio sodio	Cierto peligro al regar suelos de textura fina con alta capacidad de cambio, especialmente en condiciones de lavado deficientes. Pueden emplearse en suelos de textura gruesa.
S ₃	Alto contenido sodio	Ocasiona elevados niveles de sodio intercambiable, los suelos necesitan prácticas especiales de manejo, buen drenaje, intenso lavado y adiciones de materia orgánica.
S ₄	Contenido muy alto	Inadecuada para riego

$$\text{Formulación} \quad SAR = \frac{Na}{[(Ca + Mg)/2]^{1/2}} \quad SAR_{aj} = \frac{Na}{[(Cax + Mg)/2]^{1/2}}$$

NORMAS RIVERSIDE

Relaciona la conductividad eléctrica y el S.A.R., en diferentes categorías de aguas.

C ₁ S ₁ C ₂ S ₁	Grado 1	Calidad excelente para riego: agua sin peligro para la mayoría de los cultivos
C ₂ S ₂	Grado 2	Calidad buena: agua que puede ser utilizada sin control para riego de plantas medianamente tolerantes a la sal sobre suelos con buena permeabilidad. Presentan problemas las plantas sensibles al sodio.
C ₃ S ₁ C ₄ S ₁ , C ₄ S ₂	Grado 3	Calidad admisible: agua para riegos de cultivos tolerantes a la sal sobre suelos drenados.
C ₄ S ₃ C ₃ S ₄	Grado 4	Calidad Mediocre: agua fuertemente mineralizada, se puede regar en especies tolerantes a la sal y suelos bien drenados
C ₄ S ₄	Grado 5	Calidad mala para riego: Agua no apta para riego

7.2.- DETERMINACIÓN DE LAS VARIABLES QUÍMICAS EN EL TRATAMIENTO PRIMARIO

Una de las operaciones unitarias de mayor eficiencia en el tratamiento del agua para remoción de turbidez orgánica e inorgánica es el proceso de coagulación-floculación previo a la sedimentación y filtración, en este apartado experimental se impone efectuar los ensayos de tratabilidad que permiten evaluar los efectos que se produce al variar el valor de un parámetro específico. Existe la normativa ASTM D 2035³ de prueba de jarras, pero las características especiales de la planta establecen que sigamos un ensayo de tratabilidad modificado (Arboleda, 1981)⁴ que incluya la determinación de las variables químicas y la eficiencia de remoción de turbidez y/o color del agua mediante las variaciones de gradientes de velocidad y tiempos de retención.

Los procedimientos realizados fueron:

1. Selección del coagulante
2. Dosis óptima del coagulante
3. Concentración óptima de coagulante
4. Determinación de la influencia del ph
5. Evaluación de la eficiencia de los ayudantes de coagulación y floculación
6. Tiempo óptimo de mezcla rápida y gradiente de velocidad
7. Tiempo óptimo de floculación y gradiente de velocidad
8. Parámetros de sedimentación

Los factores a considerar en el ensayo:

Secuencias de dosificación y muestreo

La turbidez en el agua es causada por la presencia de materia en suspensión {arcilla, partículas orgánicas, plankton y otros organismos microscópicos} presentándose cuatro tipos:

- Alta turbiedad-alta alcalinidad
- Alta turbiedad-baja alcalinidad
- Baja turbiedad-alta alcalinidad
- Baja turbiedad-baja alcalinidad

Soluciones químicas empleadas

La preparación de las soluciones se realizaron en planta con reactivos comerciales y el agua del proceso, el ensayo es inmediato a la preparación de la solución patrón, no se puede conservar por el riesgo de hidrolizarse.

Tabla 7.2: Dosificaciones químicas

Producto Químico	Concentración Patrón	
Coagulantes		
Sulfato de Aluminio	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	10 %
Sulfato Férrico	$Fe_2(SO_4)_3 \cdot xH_2O$	10%
Cloruro Férrico	$FeCl_3 \cdot 6H_2O$	10%
Ayudantes de coagulación		
Polielectrolitos		0.1 – 0.05 %
Polímeros		0.1 – 0.05 %
Modificadores de pH		
Ácido Sulfúrico	H_2SO_4	0.1 N
Hidróxido de sodio	NaOH	0.1 N

Tamaño y tiempo de formación del floc producido

Se determina en segundos el tiempo que tarda en aparecer el primer indicio de formación de floc, nos ayuda a cuantificar la velocidad de reacción. En cuanto al tamaño de floc se evaluó cualitativamente según sus características y lo expresamos según el Índice de Willcomb:

Tabla 7.3: Valores Índice Willcomb

Número Índice	Descripción
0	Coloidal: Floc sin signos de aglutinación
2	Visible: Floc pequeño, casi imperceptible
4	Disperso: Floc bien formado, sedimenta muy lentamente
6	Claro: Floc de tamaño grande que precipita lentamente
8	Bueno: Floc que se deposita fácilmente pero no completamente
10	Excelente: Floc que se deposita dejando al agua cristalina

Determinación del pH, alcalinidad, coagulante y turbiedad residual

Suspendida la agitación se extraen las paletas, se deja sedimentar durante 10 minutos y se extrae la muestra para el análisis mediante sifones que se encuentran a la misma altura en todos los recipientes.

DOSIS ÓPTIMA COAGULANTE

Se determina la dosis de coagulante que produce más desestabilización de las partículas coloidales y que permita la formación de un floc pesado y compacto, fácil de ser retenido en los sedimentadores.

Procedimiento del Ensayo

1. Determinar la temperatura del agua cruda, color, turbiedad, pH, alcalinidad y dureza total si son significativos Fe y Mn;
2. Mezcla rápida a 100 rpm durante dos minutos e inyección coagulante en diferente dosis;
3. Disminuir la velocidad de rotación a 40 rpm y dejamos flocular durante 20 minutos;
4. Suspensión de la agitación, extracción de las paletas y sedimentar durante 10 minutos;
5. Tomar las muestras descartando 10 ml iniciales y medir la turbidez y pH.
6. Elaborar la gráfica correspondiente turbiedad final vs dosis coagulante, seleccionando la dosis óptima la que corresponde a la menor turbiedad, como consta en la figura..

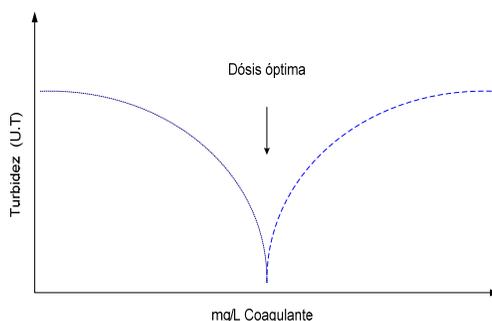


Fig. 25.-Turbidez agua frente a adiciones de coagulante

De forma similar se procede para la determinación de la concentración de coagulantes, variando concentraciones [0.01, 0.1, 1, 2, 5 y 10 %] con la dosis óptima ya obtenida, en este caso también evaluamos el tamaño del floc producido. Se elabora la curva T_F vs concentración.

Realizamos el siguiente ensayo que permite evaluar la eficiencia de los ayudantes de floculación, en este caso agregamos la dosis de coagulante determinada a la concentración establecida y aplicamos diversos ayudantes durante la mezcla rápida entre 0.01 y 1 mg/L de polielectrolito de acuerdo a las recomendaciones de los fabricantes. Curva T_F vs Ayudante floculación.

Si es necesario efectuamos un nuevo ensayo con los modificadores de pH, importante en la formación del floc y dependiendo del tipo de agua a tratar, si sus valores se encuentran entre 6 y 8 unidades no efectuamos la prueba.

TIEMPO DE MEZCLA RÁPIDA Y GRADIENTE ÓPTIMO

Mezcla de alta intensidad cuyo propósito es dispersar el coagulante e iniciar el proceso de agregación de las partículas, se efectúa en la zona de mayor turbulencia para favorecer su contacto, una inadecuada mezcla rápida conlleva a un proceso deficiente y el incremento en el consumo de los productos químicos. La velocidad de las reacciones del coagulante con la alcalinidad del agua define la velocidad con la cual deben dispersarse en toda la masa de agua.

1. Determinar la turbiedad inicial
2. Mezcla rápida a 100 rpm e inyectamos el coagulante, ayudante de floculación y modificadores de ph;
3. Se varían los tiempos de mezcla rápida 30, 60, 90, 120,150 y 180 seg.
4. Se disminuye el tiempo de mezcla a 40 rpm durante 20 minutos;
5. Dejamos sedimentar 10 minutos y determinamos la turbiedad remanente;
6. Graficamos (T_F/T_O) vs tiempo de mezcla, el punto más bajo nos indica el tiempo de mezcla rápida.

GRADIENTE ÓPTIMA DE FLOCULACION

Es un factor fundamental para determinar la probabilidad que las partículas entren en contacto, valores altos de gradiente de velocidad ocasionan que los flóculos formados sufran cizallamiento mecánico que los destruye, valores bajos indican una floculación incompleta comprometiendo la decantación. En el ensayo determinamos los parámetros “G” y “T” en función de la dosis de coagulantes.

1. Medimos la turbiedad Inicial (T_O);
2. Mezcla rápida a 100 rpm durante el tiempo óptimo que nos indicó el ensayo anterior;
3. Aplicamos dosis óptima de coagulante, ayudante y modificador pH;
4. AL finalizar la mezcla rápida, variamos las gradientes de velocidad 20, 30, 40 s^{-1} , dejamos flocular el agua `por 5 minutos y dejamos sedimentar por 10 minutos., las siguientes incrementando 5 min. cada vez la floculación y la sedimentación 10 min.;
5. Determinamos la turbiedad residual (T_F) para cada muestra y calculamos la eficiencia remocional (T_F/T_O);
6. Graficamos los valores [$(T_F/T_O) \times 100$] vs gradientes de velocidad en diferentes períodos de floculación, para cada valor de gradiente se obtiene un tiempo de floculación en el cual se produce un valor mínimo de [$(T_F/T_O) \times 100$].
Obtenemos: $Y = a + bX$
 $\text{Log } T = Y$, $\text{Log } G = X$ determinamos los valores de “a” y “b”;

7. Seleccionamos el número de compartimientos (N). El período de retención de cada compartimiento es: $(T \text{ total})/N$; Con estos valores determinamos el gradiente correspondiente $G^n T = K$;
8. Por norma general tres gradientes (máximo cuatro) son suficientes para una información válida.

En la gráfica adjunta observamos gradientes tomadas de Camp con recipientes de 2 L.

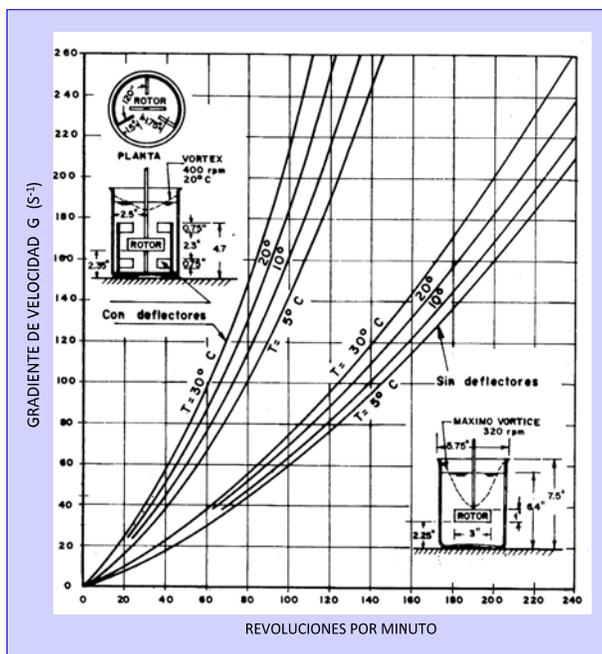


Fig.26.- Gradientes de velocidad para equipos con y sin deflectores

PARAMETROS DE SEDIMENTACIÓN

Determinamos los parámetros de diseño y la eficiencia remocional del sedimentador laminar de placas planas en condiciones ideales.

1. Medimos la turbiedad Inicial (T_0);
2. Mezcla rápida a 100 rpm durante el tiempo óptimo que nos indicó el ensayo anterior;
3. Aplicamos dosis óptima de coagulante, ayudante y modificador pH;
4. Gradiente de floculación y tiempo óptimo
5. Concluida la floculación tomamos muestras cada minuto hasta acumular 6 min. y de 2 en 2 hasta los 10 min. de sedimentación, medimos la turbiedad residual;
6. Graficamos valores de T_F/T_0 y velocidad de sedimentación V_S considerando 6cm la profundidad de toma de muestra;

7. Elaboramos una tabla con valores de cargas superficiales variables (m/día) y se deducen los valores V_S (cm) para cada carga, de la figura $(T_F/T_O) \times V_S$ extraemos los valores de (C_O) concentraciones y los valores de “ C_F ” y “ a ”; calculamos $1 - (C_O - C_F)$, el porcentaje total de remoción R_T , la turbiedad removida T_R y la turbiedad final T_F ;
8. La carga superficial del sedimentador es aquella que corresponde al valor de T_F ;
9. Dejar sedimentar uno de los recipientes 30 min. desechar el sobrenadante y vaciar los lodos a una probeta para determinar los ml de lodos producidos por litro de agua tratada; nos sirve para diseñar el volumen de la tolva del decantador.

NUMERO DE FILTRABILIDAD “F”

Conjuntamente con la prueba de tratabilidad modificada mediante un equipo de filtración complementario, podemos determinar las velocidades de filtración ($m^3/m^2 \times d$), caudal (L/min) y duración de la carrera (min), es importante establecer el número de filtrabilidad que permite relacionar las cualidades de una suspensión a ser filtrada con el material filtrante por su propiedad interactiva. Este número “F” incluye la mayor parte de los parámetros de filtración a profundidad como calidad del influente y efluente [eficiencia de la clarificación], pérdida de carga por unidad de tiempo [características de colmatación], y tasa de filtración, además nos permite controlar la operación de la planta.

³Annual Book of ASTM Standards, Vol 11.01

⁴Arboleda, J., 1981, “Teoría, diseño y control de los procesos de clarificación del agua”

7.3.- METODOLOGIA ESTABLECIDA EN LOS PROCESOS DE MEMBRANAS

Inicialmente se definió el dimensionamiento de la instalación de la planta y sus diferentes circuitos para posteriormente y en base a las especificaciones, determinar su control de calidad, gestión [construcción y transporte] y montaje de la instalación, posteriormente ya en el apartado de operación se realiza acciones constantes de monitorización de producción y calidad del agua. Para establecer un funcionamiento eficiente del sistema integral nos guiamos de las normas ASTM con la lógica adaptabilidad a la operación de campo y a las condiciones propias de cada planta. .

Pruebas Iniciales

- Pruebas Hidráulicas
- Test mecánicos
- Test de calibración en base a las recomendaciones de los fabricantes
- Test de automatismos y circuitos
- Control de niveles y medidores
- Pruebas de funcionamiento [Puesta en marcha]
- Propuestas de modificación

Operación

Los procesos de membranas que componen el sistema requieren un registro y control constante de sus parámetros operativos que permiten evaluar el rendimiento de cada unidad. La monitorización se realiza gracias a la instrumentación instalada en línea:

- Caudales de entrada, salida y rechazo y/o [retorno, by-pass];
- Presiones de alimentación, producto y rechazo y entre etapas;
- pH y Temperatura en alimentación, producto y concentrado;
- Conductividades/STD de cada unidad, en cada etapa y permeador
- SDI después de la microfiltración

En la planta de Electrodiálisis Reversible los datos monitorizados corresponden a:

- Caudales [entrada, diluido, reciclado, concentrado y lavado]
- Presión [alimentación, corriente diluido y corriente concentrado]
- pH [alimentación, diluido, reciclado, concentrado y lavado de electrodos]
- Conductividad [alimentación, diluido, reciclado y concentrado]
- Temperatura [alimentación]
- Eléctrica [Voltaje y amperaje aplicado a cada etapa]

De cada unidad se realizan análisis de otros parámetros específicos que determinan la cantidad, calidad y caudal del agua para diferentes usos.

Normativas ASTM

- D4189 Método para el análisis del Índice de Densidad (SDI);
- D5090 Normalización del flujo de permeado en sistemas de Ultrafiltración
- D5091 Guía del análisis de agua de alimento para Electrodiálisis/Electrodialisis Reversible
- D5131 Guía de registro de datos en sistemas de Electrodiálisis/Electrodialisis Reversible
- D7285 Guía de registro de datos en sistemas de microfiltración y ultrafiltración
- D3739 Cálculo y ajuste del Índice de Saturación Langelier de Osmosis Inversa
- D4582 Cálculo y ajuste del Índice de Estabilidad de Stiff-Davis para Osmosis Inversa
- D4194 Características del funcionamiento de los dispositivos de ósmosis inversa
- D4516 Normalización del flujo de permeado en Osmosis Inversa
- D3923 Detección de fugas en los dispositivos de Osmosis Inversa
- D4472 Guía de registro de datos en sistemas de Osmosis Inversa
- D6807 Guía de procedimiento operativo en los sistemas de Electrodesionización Continua
- D6302 Práctica 98R04 para evaluar el comportamiento cinético de resinas de intercambio iónico
- D4195 Guía para el análisis de agua de alimento de la Osmosis Inversa
- D5127 Características del agua ultrapura utilizada en la electrónica e industrias de semiconductores
- D2035 Standard práctica de Jar Tets para coagulación-floculación de agua
- D1291 Estimación de la demanda de cloro

7.4.- DESCRIPCIÓN DEL EMPLAZAMIENTO DE LA ESTACION DEPURADORA

La Isla de Gran Canaria cuenta con 19 depuradoras construidas y entregadas a los municipios para su explotación, la mayoría de éstos no disponen de medios técnicos y económicos para llevarla a cabo, como consecuencia de ello en la actualidad no todas funcionan eficientemente, la calidad de agua es variable, sus redes de saneamiento presentan pérdidas y las acometidas domiciliarias siguen siendo insuficientes.

Inicialmente se seleccionaron las EDARs que se encontraban operativas y se realizó un plan de caracterización mediante análisis de muestras puntuales y muestras compuestas para determinar la EDAR que presente mayor problema y variabilidad en su efluente en cuanto a calidad de agua y caudal.

El proyecto de reuso de los vertidos por su complejidad consideró realizar su emplazamiento en la depuradora de Gáldar, por cuanto posee un sistema que se acopla a las características establecidas; está ubicada en una zona agrícola donde el agua es aprovechada para riego, posee cultivos sensibles a las sales que permitió valorar in-situ el efecto del agua producto ofrecido por los sistemas, disponía de un amplio depósito de almacenamiento y red de acometida a la zona de cultivo, además como producto el agua del efluente ofrecía una variabilidad acentuada con valores que excedían la normativa por lo que cubría con éxito un rango amplio de depuración.

7.4.1.- Características de la EDAR de Guía-Gáldar

La Planta Depuradora de Guía-Gáldar está ubicada en el término municipal de Gáldar en el cauce del barranco de Bocabarranco. La planta recibe los vertidos de las poblaciones de Gáldar, San Isidro, Beceril, Hoya Pineda, Guía, La Atalaya y San Juan, diseñada para un volumen diario de 3000 m³/d, con un caudal medio de diseño de 125 m³/h, sin embargo puede trabajar con máximos punta de 240 m³/h.

La concentración de DBO₅ en el caudal de entrada a la planta, admisible por diseño, es 780 ppm, esperándose a la salida concentraciones menores de 45 ppm, que supone un rendimiento global de la depuración aproximada a 94%.

La concentración admisible de los sólidos en suspensión a la entrada de la planta es de 1110 ppm, esperándose un rendimiento de 95%, la concentración de sólidos a la salida será menor de 55 ppm.

Las aguas provenientes del colector de agua bruta, desembocan a la arqueta de llegada donde se encuentra adosado el aliviadero de crecidas y by-pass general de la estación, posteriormente el agua pasa por las rejillas de gruesos, finos, desarenador-desemulsionador y por último por el medidor de caudal.

El agua sometida al desbaste en el pretratamiento, pasa al decantador primario, en línea a los tanques de aireación, posteriormente va al clarificador secundario y a continuación a la etapa de cloración completando el proceso de tratamiento.

Los lodos obtenidos durante el tratamiento del agua residual deben ser objeto de un tratamiento posterior. Los retenidos en el clarificador (lodos en recirculación) son dirigidos a las cubas de aireación. Una parte de ellos se extrae (lodos en exceso) varias veces al día y se llevan al decantador primario. Los lodos del decantador primario, (lodos primarios) más los lodos en exceso, concentrados hasta un valor de 2.5 - 3%, son enviados al proceso de tratamiento de lodos.

Del estudio realizado sobre la Planta, se deducen dos diferenciados comportamientos: por una parte la potabilización de la calidad del influente, posiblemente debido a un seguimiento más riguroso de los organismos implicados en esta estación depuradora y sobre la aportación de vertidos con origen industrial y adopción de planes de control que permitan minimizar y mantenerse entre márgenes aceptables y constantes. Como consecuencia de ello la EDAR Guía-Galdar ha mostrado no cumplir los estándares habituales de calidad del efluente ($DBO_5 < 25$ ppm, $DQO < 125$ ppm sólidos suspendidos $< .35$ ppm Turbidez < 40 UT), debido a vertidos industriales no controlados que llegan a la planta y al sistema de procesamiento, continuamente presenta valores que exceden la norma de vertidos en unidades significativas.

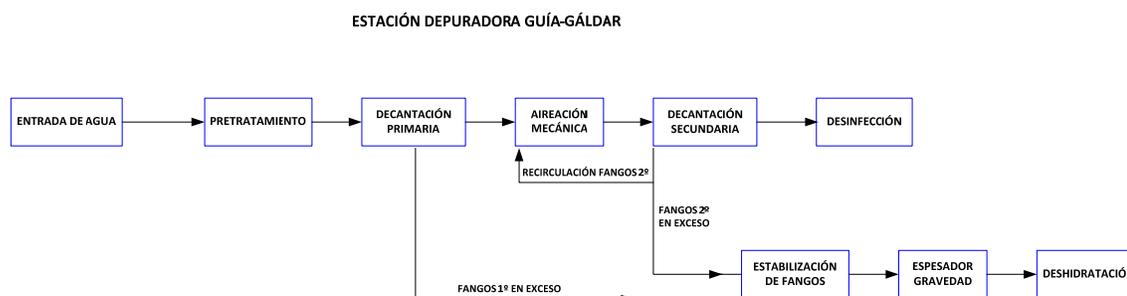


Fig. 27.- Diagrama del Proceso de la EDAR de Guía-Gáldar

El caudal de llegada, aproximado en punta de $3000 \text{ m}^3/\text{día}$, con variaciones estacionales y diarias. El agua depurada se reutilizaba en la agricultura en su mayor parte, y el resto se transportaba como vertido por tubería a la línea de playa. La línea de fangos se encontraba fuera de servicio debido al elevado coste de mantenimiento, el secado de los lodos se realizaba en uno de los depósitos libres.

La estación depuradora de aguas residuales entró en operación en 1988, durante la realización del estudio su explotación la realizaba la empresa privada Cadagua S.A. Los datos de diseño son los siguientes:

Naturaleza de la red	Unitario	
Población estimada	30000	Hab.
Dotación Unitaria	100	L/hab/día
Carga DBO ₅	78	gr/hab/día
Carga Sólidos Suspendidos	111	gr/hab/día
Volumen Diario	3000	m ³ /día
Caudal medio (24 horas)	125	m ³ /h
Caudal Máximo	240	m ³ /h

Existen dos líneas básicas de proceso; la línea de agua que consta de los siguientes elementos:

Pretratamiento

- Arqueta de llegada y pozo gruesos
- Rejilla de gruesos y rejilla de finos

Desarenador-Desengrasador

- Aireación
- Extracción y bombeo arenas
- Extracción de grasas
- Medidas de caudal

Decantación Primaria

- Bombeo lodos frescos
- Espumas y flotantes
- Activación (Aireación con fangos activos)
- Aireadores
- Recirculación lodos

Decantación Secundaria

- Clarificación
- Recirculación de lodos
- Extracción lodos y flotantes

Cloración con torre de neutralización

Filtros de arena para reutilización de agua industrial

La línea de Fangos que especificamos:

Tratamiento de lodos

- Estabilización aerobia
- Necesidades de oxígeno
- Retirada de lodos estabilizados
- Espesamiento y deshidratación

Deshidratación por filtro banda

- Alimentación lodos
- Acondicionamiento de lodos
- Evacuación de lodos

Agua de lavado de filtros y evacuación

Estimación del caudal y caracterización

Como parte del estudio preliminar se procedió a realizar un estricto análisis del caudal que trataba la depuradora para estimar su variabilidad y estimar los picos máximos de trabajo.

La variación horaria de caudal tiende a seguir ciertas pautas; caudales mínimos se producen durante las primeras horas de la mañana, la primera punta se presenta después del máximo uso de agua producido a última hora de la mañana, una segunda punta se observa a última hora de la tarde con más variabilidad dependiente del tamaño de la población servida y la longitud de la red de alcantarillado.

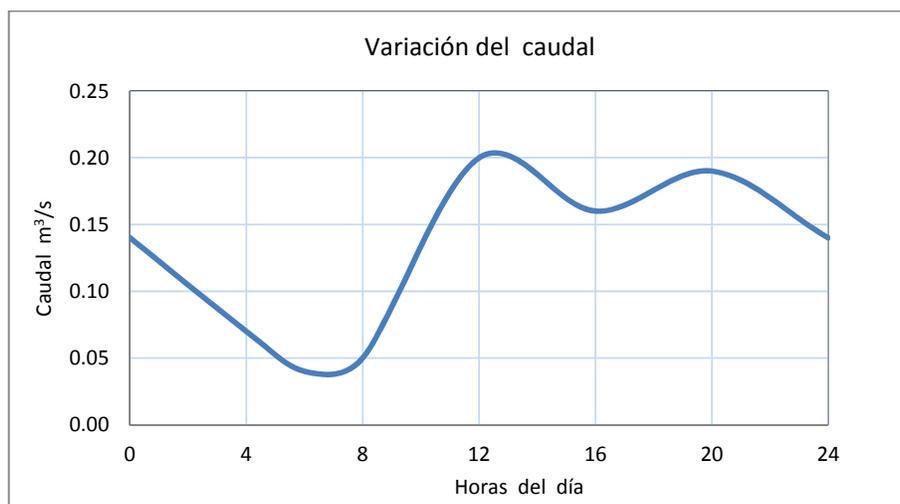


Fig. 28.- Variación horaria del caudal [EDAR Guía-Gáldar]

Para la caracterización del agua residual en cuanto a propiedades físicas, químicas y biológicas se ha seguido un procedimiento de muestreo específico. Se realizó el muestreo en el canal de entrada y salida de la EDAR en aquellos puntos donde los caudales ya estaban mezclados, se tomaron muestras compuestas en función del

caudal en intervalos de una hora durante ocho horas. El seriado de análisis demuestra que la depuradora presentaba serios problemas de salinidad y turbidez que afectaban su capacidad de aporte de agua de calidad para reutilización.

ANALITICA: E.D.A.R. Guía-Gáldar**Muestras compuestas**

PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida
pH	-	7.16	7.02	Alcalinidad	mg/L	360.00	280.00
Conductividad	μS/cm	1880.00	1370	S. Totales	mg/L	2271.00	1020.00
Temperatura	°C	25.00	24.70	S. Disueltos	mg/L	1030.00	890.00
Turbidez	UNF	387.00	96.00	S. Suspendidos	mg/L	1241.00	130.00
Color	U.Pt	241.00	142.00	Dureza Total	mg/L	323.53	274.51
Acidez	mg/L	160.00	140.00	Dureza Cálctica	mg/L	137.25	127.45
ELEMENTOS MAYORES							
CATIONES				ANIONES			
Calcio	mg/L	55.00	51.00	Bicarbonatos	mg/L	360.00	280.00
Magnesio	mg/L	45.26	35.73	Carbonatos	mg/L	0.00	0.00
Sodio	mg/L	261.00	224.00	Sulfatos	mg/L	41.10	35.00
Potasio	mg/L	82.00	77.06	Cloruros	mg/L	419.16	359.28
Hierro Total	mg/L	0.06	0.06	Fosfatos	mg/L	0.59	0.58
N. Amoniacal	mg/L	108.00	34.75	Nitritos	mg/L	0.71	0.64
Cromo	mg/L	0.08	0.07	Nitratos	mg/L	13.26	135.91
Aluminio	mg/L	0.50	0.20	Fluoruros	mg/L	6.00	5.60
SUMA	me/L	24.04	21.03	SUMA	me/L	19.13	17.96

OTRAS DETERMINACIONES							
Detergentes	mg/L	0.07	0.04	Cloro libre	mg/L	0.00	0.00
Grasas	mg/L	0.30	0.10	Cloro total	mg/L	0.00	0.00
Fenoles	mg/L	0.13	0.03	Cloruro sódico	mg/L	691.00	592.83
Oxígeno disuelto	mg/L	0.20	1.30	DBO ₅	mg/L	786.00	183.00
D.Q.O.	mg/L	1775.00	240.00	TOC	mg/L	47.20	15.32

RELACIÓN DE INDICES ASOCIADOS

CAUDAL ENTRADA: 2580 m³/día

INDICE	ENTRADA	RANGO Y COMENTARIO
RSC	- 0.56	(< 1.25) ACEPTABLES
SAR	6.30	SAR _{aj} = 7.09 (TOXICIDAD PROBLEMA MODERADO)
LSI	- 0.08	EN EQUILIBRIO
PSI	7.50	ACEPTABLE
SALINIDAD	1.80	(0.7 – 3) PROBLEMA CRECIENTE
INDICE SCOOT	4.80	1.2 > K < 5.9 MEDIOCRE
NORMAS RIVERSIDE	C ₃ S ₁	BAJO PELIGRO ALCALINIZACIÓN
CARGA CONTAMINANTE	2027.00	kg/d

CAUDAL SALIDA: 2580 m³/día

INDICE	SALIDA	RANGO Y COMENTARIO
RSC	- 0.88	(< 1.25) ACEPTABLES
SAR	5.80	SAR _{aj} = 7.09 (TOXICIDAD PROBLEMA MODERADO)
LSI	- 0.34	LIGERAMENTE CORROSIVA
PSI	6.50	ACEPTABLE
SALINIDAD	1.37	(0.7 – 3) PROBLEMA CRECIENTE
INDICE SCOOT	5.67	1.2 > K < 5.9 MEDIOCRE
NORMAS RIVERSIDE	C ₃ S ₁	BAJO PELIGRO ALCALINIZACIÓN
CARGA CONTAMINANTE	472.00	kg/d

VIII.- DESCRIPCION PROCESOS, IMPLANTACION Y ACCIONES

8.- DESCRIPCIÓN TÉCNICA, LINEAS DE IMPLANTACIÓN Y ACOPLAMIENTO.

8.1.- CRITERIOS DE ACCIONES Y LINEAS DE IMPLANTACION

En el estudio demostrativo de reuso de vertidos se establece la factibilidad de situar el emplazamiento en la EDAR de Guía-Gáldar, con capacidad depuradora de 3000 m³/d y un rendimiento del 95%, considerando la concentración de DBO₅ y la de partículas sólidas en suspensión.

Al inicio del trabajo experimental se evaluaron las líneas en proyección y el posterior ensamblaje de las unidades al conjunto del sistema, análisis similar para la instrumentación y equipos auxiliares y confirmación de la versatilidad de sus elementos y comportamiento. Realización de ingeniería de detalle en cada proceso y extrapolación de los resultados obtenidos en la etapa de laboratorio y sistemas piloto.

Se realizó la adecuación del espacio físico y cimentación para la colocación de las estructuras modulares y oficina de control, simultáneamente se efectuó el montaje, distribución y acoplamiento. Es fundamental establecer la fase de control que se realiza conjuntamente con el laboratorio, análisis de los parámetros indicativos nos permiten evaluar la calidad del sistema propuesto y de los procesos que se han implementado.

De acuerdo con el estudio programado se pone en marcha las unidades inicialmente previstas, controlando su funcionamiento y estimando resultados preliminares, ensayos de dosificaciones para obtener los aportes necesarios de los químicos y comprobación en cada proceso; se procede a efectuar los primeros correctivos que permiten operar diaria e ininterrumpidamente el sistema primario [Monoblock], desinfección inicial, microfiltración, pretratamiento y el proceso terciario [Electrodialisis], en concordancia con la investigación agrícola y sus requerimientos de consumo.

En la fase siguiente se acoplan las unidades preseleccionadas; filtración multicapa, sistemas de micro y ultrafiltración, osmosis inversa, y desinfección por U.V. siendo necesaria en esta fase la ingeniería de detalle, se verifican los sistemas y se procede al arranque y operación de todo el conjunto, integrando las correcciones en planta en reclamo de estabilidad, eficiencia e interrumpibilidad, elementos básicos de la experimentación; la perspectiva de obtener agua ultrapura como uno de los fines del proyecto nos permite ensamblar a la salida del Sistema de Osmosis Inversa procesos en paralelo de Intercambio Iónico y Electrodesionización, completando el abanico de factibilidad técnica en cuanto a reuso del agua.

8.2.- SINTESIS DEL TRATAMIENTO

8.2.1.- Línea de Tratamiento “A”

Desinfección cloro y Dosificaciones químicas

Monoblock [Floculación, Clarificación, Sedimentación y Filtración].

FILTRACIÓN MULTICAPA

Tipo de agua “A1”

MICROFILTRACIÓN

Tipo de agua “A2”

ELECTRODIÁLISIS REVERSIBLE

Caudal de producción: 120 m³/d

Porcentaje de recuperación: 60-80 %

Alimentación para reuso agrícola

Tipo de agua “A₃”

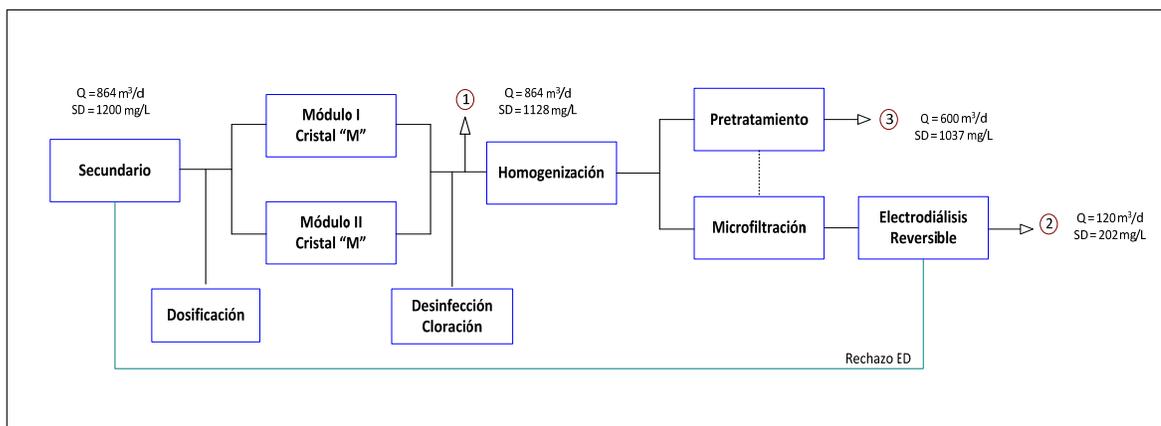


Fig. 29.- Componentes del sistema en la primera fase

8.2.2.- Líneas de Tratamiento Avanzado “B”

ULTRAFILTRACIÓN

Caudal de producción: 430 m³/d.

Conversión: 70-80 %

Alimentación a UV-Osmosis

Tipo de agua “B₄”

DESINFECCIÓN ULTRAVIOLETA

Caudal punta: 480 m³/d

Caudal normal: 300 m³/h

Tipo de agua “B₅”

OSMOSIS INVERSA

Caudal de producción: 330 m³/d.

Conversión: 75-85 %

Alimentación a Intercambio Iónico

Alimentación a Electrodesionización

Alimentación para reuso agrícola

Tipo de agua “B₆”

POSTDESINFECCIÓN

Unidad Ultravioleta: caudal nominal 80 m³/d

Ozono (opcional): caudal 18 m³/h

DESMINERALIZACIÓN

Caudal producción: 50 m³/d

Afluente producto de la Osmosis

Tipo de agua “B₇”

ELECTRODESIONIZACION

Caudal nominal 50 m³/d

Afluente producto Osmosis

Tipo de agua “B₈”

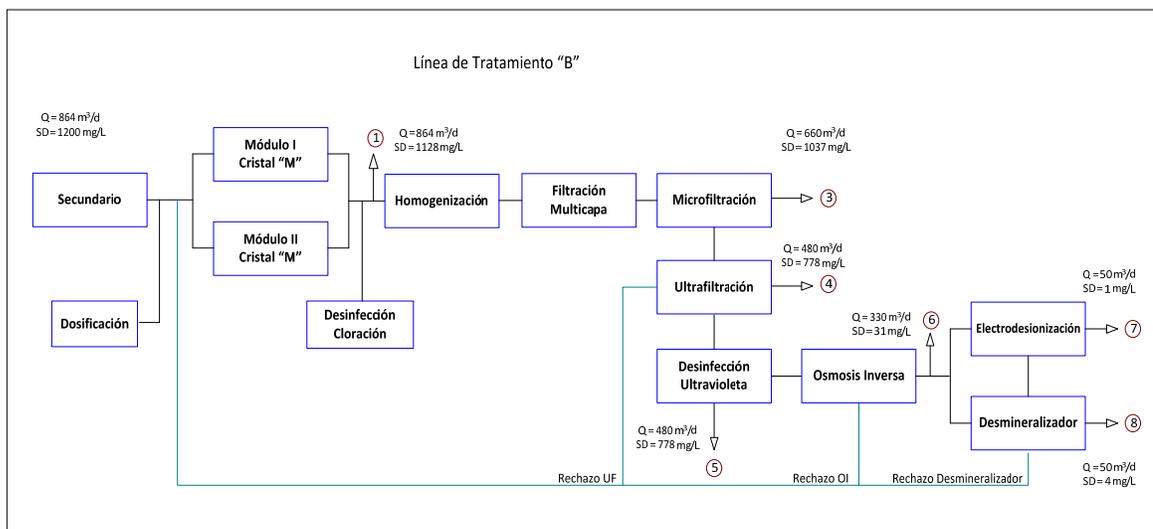


Fig. 30.- Componentes del sistema avanzado

CAUDALES DE RECHAZOS:

Rechazo de Ultrafiltración	➔	Recirculación tanque homogenización
Rechazo de Electrodialisis	➔	Recircular Secundario
Rechazo de Osmosis Inversa	➔	Recircular Secundario
Rechazo de desmineralización	➔	Recirculación tanque homogenización

8.3.- CARACTERISTICAS GENERALES

8.3.1.- Clarificación del Agua

Este proceso tiene por objeto la eliminación de la turbiedad del agua separando de ella todas las materias que contiene en suspensión o en estado coloidal, éstas últimas son las responsables de la presencia de color y/o turbidez.

En algunos casos es suficiente la filtración del agua a través de un producto de granulometría adecuada, que retenga las materias en suspensión causantes de la turbiedad. Sin embargo no tiene efecto sobre las materias coloidales, y es eficiente frente a las variaciones de turbidez que se produzcan en el agua bruta dentro de un campo muy limitado y más todavía al tratarse de aguas residuales.

El proceso completo de clarificación que hemos colocado como paso previo a los sistemas terciarios comprende tratamientos de coagulación, floculación, sedimentación y filtración, con dos unidades compactas del tipo cristal monobloc.

COAGULACION Y FLOCULACION

La pequeña dimensión de las partículas coloidales presente en las aguas así como la existencia de cargas negativas, repartidas en su superficie dan lugar a una gran estabilidad de las suspensiones coloidales.

En el tratamiento de aguas, la coagulación es el fenómeno de desestabilización de las partículas coloidales, que puede conseguirse por medio de la neutralización de sus cargas eléctricas; la agrupación de las partículas descargadas, al ponerse en contacto unas con otras constituye la floculación, que da lugar a la formación de flócs capaces de ser retenidos en una fase posterior del tratamiento de agua.

La coagulación y floculación intervienen generalmente en el tratamiento de aguas destinadas al abastecimiento público y en la preparación de aguas industriales de fabricación, con estos procedimientos se consigue la neutralización de los coloides del agua y su adsorción en la superficie de los precipitados formados en el proceso de floculación. También pueden adsorberse sobre el flóculo, ciertas sustancias disueltas (materia orgánica, contaminantes diversos), el concepto innovativo del proyecto se introduce desde las primeras instancias al colocar un sistema primario luego de un tratamiento secundario.

Coagulación: consiste en introducir en el agua un producto capaz de neutralizar la carga de los coloides, generalmente electronegativos presentes en el agua y de formar un precipitado. Los coagulantes utilizados son sales de aluminio o de hierro, en ciertas ocasiones se utilizan productos de síntesis tales como los polielectrólitos catiónicos, en nuestras pruebas de laboratorio el cloruro férrico fue el coagulante utilizado, al ser el más efectivo y como ayudante de floculación se trabajó con el ALP (Policloruro de Aluminio) con extraordinarios resultados [un concepto innovativo].

La sal metálica actúa sobre los coloides del agua por medio del catión que neutraliza las cargas negativas antes de precipitar. El polielectrólito catiónico lleva cargas positivas que neutralizan directamente los coloides negativos. Polielectrólitos catiónicos empleados junto con una sal metálica permiten una importante reducción de la dosis de sal. Se puede incluso suprimir completamente la sal metálica y de esta forma se logra reducir notablemente el volumen del fango producido.

Teniendo en cuenta que la neutralización de los coloides es el principal objetivo al momento de adicionar el coagulante, es importante que el reactivo utilizado se difunda con la mayor rapidez posible, el tiempo de coagulación es extraordinariamente

breve (inferior al segundo) . Para la mezcla de los reactivos, utilizamos la turbulencia creada por el sistema que nos permite lograr una óptima mezcla rápida, parámetro que nos ofrece las pruebas de tratabilidad. El sistema de agitación consta de un conjunto de palas fijadas sobre un eje giratorio vertical.

Floculación; El coagulante introducido da lugar a la formación del flóc, siendo necesario aumentar su volumen, su peso y sobre todo su cohesión. Favoreciendo su engrosamiento por:

- Coagulación previa,
- Aumento de la cantidad del flóculo en el agua; al poner el agua en contacto con los precipitados ya formados conseguimos mayor concentración posible,
- Agitación homogénea y lenta; incrementa las posibilidades que partículas coloidales descargadas eléctricamente se encuentren con una partícula de flóculo;
- Utilizar un floculante específico del agua a tratar.

Los floculantes, (ayudantes de coagulación, ayudantes de floculación, e incluso ayudantes de filtración), son productos destinados a favorecer estas operaciones. Su acción puede ejercerse al nivel de la velocidad de reacción (floculación más rápida) o a nivel de la calidad del flóculo (flóculo más pesado, más voluminoso y más coherente).

La floculación es mejor a cuando la coagulación previa es más eficaz, el coagulador en el que tiene lugar la agitación previa va seguido del floculador, en el que se mantiene una agitación lenta. Esta agitación lenta ocurre en un floculador separado como es nuestro sistema, el volumen de la cuba de floculación es el necesario para conseguir un tiempo de formación determinado (20 minutos), mediante ensayos de laboratorio se determinaron los tiempos óptimos y su gradiente respectiva así como su velocidad de agitación, es fundamental que no se rompa el flóculo al pasar al decantador.

Sedimentación: Consiste en separar las partículas más pesadas que el agua y que se encuentran en suspensión aprovechando la acción de la gravedad. Hacemos pasar el agua por los decantadores lamelares, que son sistemas donde se reduce su velocidad a valores pequeños, esta velocidad de sedimentación es directamente proporcional a la diferencia de densidades de la partícula y del líquido e inversamente proporcional a la viscosidad de éste. En el agua la temperatura influye de una manera notable en la sedimentación.

La sedimentación de partículas floculantes, bien sean de materia orgánica contenida naturalmente en el agua, o bien de flóculos formados mediante coagulantes, presenta importantes variaciones sobre la sedimentación de partículas sueltas. Los flóculos tienden a aglomerarse unos con otros cuando entran en contacto, incrementando su peso y tamaño y aumentando progresivamente la velocidad de caída.

Por otra parte, los flocúlos son frágiles, y cuando crece la velocidad de caída, tienden a romperse, lo que establece el límite de dicha velocidad.

Con el objeto de recoger los fangos producidos en la decantación, es necesario considerar los concentradores de fangos; es esencial evacuar del sistema una cantidad importante de fangos igual a la aportada por el agua bruta.

Filtración: Las materias en suspensión no pueden eliminarse en su totalidad por sedimentación, el agua que sale de esta operación contiene pequeñas partículas en suspensión que es necesario eliminar para una clarificación total, en nuestro caso es básico porque de este tratamiento depende el éxito de las posteriores operaciones.

La filtración consiste en pasar agua a través de un medio poroso, con el fin de retener en el mismo las partículas en suspensión que se encuentran en ella. Estas partículas están presentes en el agua en forma natural, o formadas por el proceso de coagulación, tratamiento que se realiza atendiendo las características del agua. El sistema utilizado en nuestra operación corresponde a una filtración a través de lechos de material granular siendo retenidas las partículas en toda o parte de la profundidad del medio poroso.

Es necesario acotar que las filtraciones lentas no son las más adecuadas cuando se trata de aguas residuales. Las partículas retenidas, junto con los microorganismos existentes o afincados, por encontrarse en condiciones adecuadas para su desarrollo, dan lugar a la formación paulatina de un manto biológico a lo largo del ciclo superior del filtro, esto ocasionó la reconversión del sistema hacia una filtración rápida precedida de una óptima preparación del agua por floculación y sedimentación obteniendo un conjunto fiable que haga frente a las amplias variaciones de la calidad del agua bruta con carga orgánica elevada proveniente de la EDAR.

Colmatación: La retención de las materias sólidas contenidas en el agua provoca la obstrucción progresiva de los intersticios existentes entre los elementos constitutivos de la materia porosa. Este fenómeno de atascamiento del filtro por aumento de la colmatación ocasiona que las pérdidas de carga de la corriente de agua que atraviesa el filtro aumenten. La rapidez de la colmatación es función de la naturaleza de las aguas, del caudal por unidad de superficie filtrante y de su granulometría. Cuando el filtro ha alcanzado el grado de atascamiento, es necesario proceder al lavado para expulsar del lecho filtrante las materias retenidas.

Lavado de Filtros: Si hemos llegado a la pérdida de carga máxima admisible, se procede al lavado del lecho filtrante, con el fin de expulsar las materias retenidas durante el ciclo de filtración, dejándolo en condiciones de comenzar otro nuevo ciclo; este lavado se realiza introduciendo agua a contracorriente, es decir, en sentido opuesto al de la filtración, ayudándose en algunas fases del lavado con agitación de arena mediante inyección de aire a presión. El agua sola es suficiente cuando la arena es muy

fina, pero el aire es importante cuando su granulometría es más importante, sin la ayuda de aire comprimido el caudal de agua necesario para conseguir un lavado eficaz llega a ser prohibitivo.

8.3.2.- Cristal “M” Sistemas Simétricos

ESPECIFICACIONES

Caudal nominal	36 m ³ /h
tiempo contacto floculación	> 20 min.
Superficie decantación	8 m ²
Velocidad sedimentación	4,5 m/h
Superficie filtración	6 m ²
Velocidad filtración	6 m/h
Sistema de lavado	Agua y Aire
Caudal agua de lavado	60 m ³ /h
Velocidad agua de lavado	20 m/h
Caudal aire de lavado:	180 m ³ /h
Duración del lavado	8 - 10 minutos
Volumen agua de lavado:	30 m ³
Tensión alimentación armario eléctrico	220 V. 3F.50 Hz
Sistema mando instalación	Manual
Control pérdida de carga	Nivel
Dimensiones totales aproximadas	(5.4 x 2 x 2.7) m

DOSIFICACION DE COAGULANTE Y FLOCULANTE

La dosificación es del tipo continua, para la preparación y dosificación de reactivos (coagulante, floculante, esterilizante, etc.) con una autonomía mínima de 24 horas y bombas dosificadoras que al 50 % permiten inyectar la dosis máxima se dispone de grupos de dosificación monobloc compuestos fundamentalmente, por:

- Cubas de almacenamiento y preparación reactivos
- Agitadores.
- Bombas dosificadoras
- Colectores de aspiración e impulsión

FLOCULACION - DECANTACION - FILTRACION

Los grupos monobloc *DEGREMONT*, serie ***Cristal***, han sido diseñados para el tratamiento de aguas naturales de superficie, la versatilidad del sistema nos ha permitido adaptarlo nuestras circunstancias especiales como un pretratamiento para procesos terciarios por la variabilidad del agua de aporte y su alto contenido orgánico.

Se caracteriza por ser modular, en el estudio se trabajó con dos sistemas similares, cada uno de ellos para un caudal de 18 m³/h dispuestos en paralelo, las dos unidades están concebidas bajo los mismos criterios de definición y dimensionamiento que facilitaron la operación y optimización del caudal; cada módulo está reunido en una sola estructura de acero que contiene todas las etapas de un tratamiento clásico de clarificación: floculación, decantación, filtración, (fig.31). Su estructura modular nos ha permitido facilitar las operaciones de transporte y colocación.

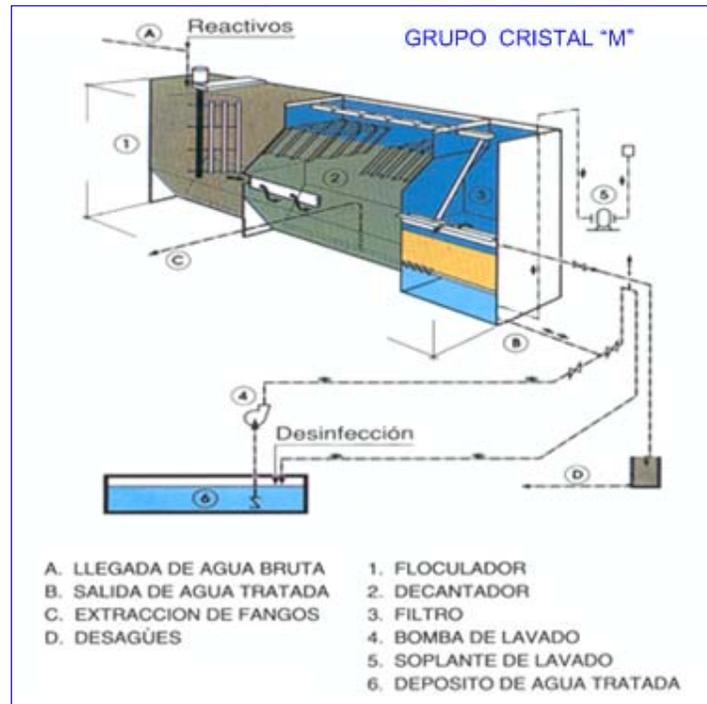


Fig. 31 .- Esquema de funcionamiento

Cada unidad está compuesta de:

- Pre-filtro de "panier", extraíble para limpieza, destinado a retener las impurezas gruesas: hojas, sacos de plástico, etc.
- Mezclador estático de diafragma, que disipan la energía suficiente para obtener una difusión rápida de los reactivos inyectados en el agua bruta y tratada.
- Floculador de palas verticales, movidas por un grupo moto-reductor con tiempos de contacto > 20 minutos. La parte inferior está equipada de concentradores de fangos con tuberías de extracción, que aseguran las funciones de desbaste y desarenado, reteniendo las partículas gruesas, la agitación se asegura mediante una turbina provista de palas verticales arrastradas por un grupo motovariador-reductor.

- Decantador lamelar, que funciona a la velocidad de 4,5 m/h, sobre la superficie cubierta por los módulos de lamelas y un tiempo de contacto cercano a 45 minutos.
- Concentradores de fangos, están dotados de equipos de extracción. Por su volumen se permite realizar hasta dos extracciones diarias con aguas normales.
- Filtro del tipo “abierto” funciona a la velocidad de 6 m/h. Este filtro podemos está preparado para operarlo en tres formas diferentes. Las características del agua a tratar nos permite determinar el material que utilizamos. Por presentar alta turbidez el agua de alimento preparamos el filtro con arena de talla efectiva 0.95 lavable por agua y aire.
- Equipo de lavado, Compuesto por bomba y soplante de lavado, cuando el filtro se colmata, es necesario proceder a su lavado en función del proceso elegido en nuestro caso con agua y aire
- Equipos de fuerza, maniobra y señalización, Para la ubicación del aparellaje eléctrico que realiza las funciones de alimentación a los equipos eléctricos, así como su maniobra y señalización, se instaló un armario eléctrico, que cumple con el reglamento electrotécnico de baja tensión en todo lo referente a protecciones, etc.

ALMACENAMIENTO DE AGUA TRATADA

El agua filtrada se enviaba a un depósito cuya cota de agua máxima está 1 metro por encima de la base del grupo monobloc. Su capacidad es función de las necesidades de distribución y permite un tiempo de contacto mínimo suficiente para una buena desinfección [≥ 30 minutos], y un volumen necesario para el lavado del filtro, este efluente pasa a los sistemas de Electrodiálisis Reversible y de ultrafiltración. Se añadió un desvío para usarlo en aquellas ocasiones en que la calidad del agua es aceptable y como un elemento adicional de flexibilidad en el sistema en general.

8.4.- SISTEMA MULTIFUNCIONAL DE ACONDICIONAMIENTO

Con el objeto de retener pequeñas partículas en suspensión que hayan podido fugar del filtro de arena y evitar que lleguen a las bombas y a los módulos se instalaron dos filtros multicapa de presión dotados de arena silíceo de 0.9 mm y una capa superior de carbón activado con el objetivo de decolorar y evitar la adición del reactivo [bisulfito de sodio], a la vez permite la eliminación de compuestos orgánicos y sustancias de tipo coloidal.

En línea se instalaron dos unidades de microfiltros de cartucho con selectividad de 5 micras, provistos de manómetros que permite conocer su grado de atascamiento [valores entre 0.7 y 0.8 kg/cm² es necesario reemplazarlos], actúan como elementos de seguridad frente a percances en el pretratamiento.

Se complementa este sistema con 2 unidades de control de ensuciamiento SDI cuyos valores nos permiten operar bajos estrictos rangos de seguridad.

ESPECIFICACIONES

Flujo de diseño	27 m ³ /h
Filtro Multicapa de presión	2 unidades
Elemento filtrante	Arena silíceo (0.9 mm) y carbón activado
Sistema Lavado	Agua + aire
Microfiltración modelo	22 FTP5 5 µm
Cartuchos por filtro	48 unidades
Control de ensuciamiento	2 unidades 0.45 µm

8.5.- PROCESO DE ELECTRODIÁLISIS REVERSIBLE [Sistema Aquamite V]

La electrodiálisis reversible es un proceso de separación electroquímico en el cual los iones son transferidos a través de membranas desde el agua de alimentación hasta la salmuera por medio de una corriente eléctrica continua. En la EDR, la polaridad se invierte cada 18 minutos, evitando la incrustación de sales sobre los electrodos y reduciendo el índice de ensuciamiento.

La planta de electrodiálisis, producía alrededor de 100-120 m³ de agua por día, con un contenido de sólidos disueltos inferior a 500 m/L y una recuperación hidráulica del 75-85%. El consumo de electricidad depende de la cantidad de sales transferidas desde el agua de alimentación a la salmuera

El sistema AQUAMITE V es un proceso completo de desmineralización compuesto por tres elementos principales.

8.5.1.- Torre de Membranas

Formada por membranas aniónicas y catiónicas de alta eficiencia, espaciadores que permiten el flujo de agua entre ellas y los electrodos, están diseñados para lograr la operación óptima basándose en la composición del agua de alimentación y temperatura. La forma que se dispone el conjunto de pilas se denomina etapas, su propósito es otorgar suficiente área de membrana y tiempo de retención para eliminar una fracción específica de sal del flujo desmineralizado.

Etapas Hidráulicas; La mayor extracción de sales de una etapa hidráulica es del 55-60 %, para incrementar la cantidad de sal extraída deben incorporarse etapas adicionales. En sistemas donde se necesita altas capacidades se incrementa etapas adicionando pilas de membranas en serie, en sistemas donde las etapas hidráulicas adicionales se incorporan en el interior de una única pila se utiliza más membranas interetapas.

Etapas Eléctricas; Se forman insertando pares de electrodos adicionales en la pila de membranas, esto da flexibilidad en el diseño otorgando las proporciones máximas de extracción de sales y a la vez se evitan polarizaciones y limitaciones de presiones hidráulicas. Cada etapa eléctrica permite el uso de una sola corriente eléctrica que controla a cada par de células de la etapa.

Membranas; son el componente básico del sistema EDR, nuestra unidad tiene 300 pares de celdas, cada una de las cuales está compuesta por:

- Membrana de transferencia catiónica,
- Espaciador de flujo de agua desmineralizada,
- Membrana de transferencia aniónica,
- Espaciador de flujo de agua concentrada,

Espaciadores; forman los caminos de los flujos de desmineralizado y concentrado, revelan una disposición de barrera cruzada que obliga al flujo a recurrir al espaciador y efectuar un recorrido ondulado. Este tipo de flujo causa turbulencia en el agua permitiendo > corriente eléctrica por unidad de área.

Electrodos; son de titanio y están en los extremos superior e inferior de cada etapa eléctrica y conducen la corriente continua en la pila de membranas.

Limpieza de la Pila de membranas; Se realizan tres tipos de limpieza, por **desplazamiento** [alimentando agua de abasto por 10 min, se realiza en cada parada], **limpieza manual** [desmontando la pila y limpiando manualmente cada elemento, se hace cada 1000 horas] y **limpieza química** [CIP con una solución de NaCl de conductividad 20000 $\mu\text{s}/\text{cm}$ y ph entre 8 y 9. Se realiza cada 300 horas].

8.5.2.- Módulo Hidráulico

Ensamblado y montado en el bastidor, contienen las bombas, filtros, tuberías, válvulas, medidores de caudal, tanques y accesorios de la línea hidráulica.

8.5.3.- Módulo Eléctrico

Compuesto por el cuadro eléctrico de control donde están instalados los rectificadores para la conversión de la corriente alterna a continua. En la consola de control está dispuesto un autómata, el conjunto de relés, mecanismos de corriente de alto voltaje, contador de horas del rectificador, selectores, pulsadores, interruptores y otros elementos.

ESPECIFICACIONES

Flujo agua de alimentación máximo:	9.5 m ³ /h
Flujo agua producto máximo:	5.4 m ³ /h
Porcentaje de recuperación:	75-85%
Bomba alimentación	7.5 Hp
Bomba concentrado	5 Hp
Etapas eléctricas	2
Etapas hidráulicas	4
Pares de Membranas Ionics	300 anión/catión
Arreglo Pila de Membranas	90/60//90/60
Límite densidad de corriente	4 Amp
Membrana Catiónica	CR67 HMR 412
Membrana Aniónica	AR204 SXZL
Espaciador	MK III-3
Superficie de la membrana	45.7-101.6 cm
Salinidad agua alimentación	100-12000 ppm
Pureza del agua producto	10 ppm STD

8.6.- PROCESO DE ULTRAFILTRACIÓN

Como proceso de pretratamiento del agua para la Osmosis Inversa y debido al elevado valor de sólidos suspendidos y variabilidad de la turbidez se ha optado por un sistema modular con altas tasas de recuperación y que trabaje a bajas presiones, de fácil limpieza, que presenta alta permisividad al cloro residual y sólidos en suspensión y permitió situar el SDI en valores < 1.

La planta de tratamiento original constaba de un módulo con dos racks de osmosis inversa, el concepto de reutilización lo aplicamos a los componentes físicos y transformamos un rack de osmosis en un sistema de ultrafiltración de una etapa con cuatro tubos de presión y 24 membranas que otorgan el agua de alimento para la osmosis, una bomba de aporte se constituye en una de presión que operaba entre 8 y 16 bares.

Tabla 8.1 Elementos de Fluid Systems en el Sistema UF

SERIE	Nº MEMBRANA	CAPACIDAD (m ³ /d)	RECHAZO (%)
TUBO 1	144043	17.15	12.40
	144017	16.66	12.80
	144023	16.84	10.00
	144035	16.84	13.00
	144047	17.52	14.00
	144050	17.45	11.80
TUBO 2	144044	18.00	10.00
	144031	17.11	15.00
	144011	17.30	9.60
	144019	19.65	22.90
	144018	18.58	21.80
	144033	17.00	9.20
TUBO 3	144015	17.75	13.00
	144026	16.85	8.10
	144049	16.49	7.80
	144028	17.34	20.50
	144027	17.26	12.50
	144038	17.17	11.70
TUBO 4	144030	17.20	9.90
	144048	17.13	7.50
	144020	19.12	22.30
	144042	17.41	13.80
	144025	15.14	9.60
	144036	17.00	10.50

El sistema está equipado con membranas SC4040PES-UF de Fluid Systems, especialmente preparadas para aguas depuradas con alta carga de materia orgánica y resistencia al cloro hasta 1 ppm.

ESPECIFICACIONES

Flujo agua de alimentación:	20 m ³ /h
Flujo agua producto:	16 m ³ /h
Porcentaje de recuperación:	80 %
Bomba vertical centrífuga (baja presión)	CR 1630
Presión de diseño (rango operación)	6 – 10 bar
Presión máxima	15 bar
Etapas hidráulicas	4
Módulo UF	
Tubos de presión	4
Membranas por tubo	6 espiral
Tipo de membranas	SC4040PES-UF
Número Etapas	1
Instrumentación	Semi-automática

8.7.- SISTEMA DE DESINFECCION [Radiación Ultravioleta]

La desinfección de agua por radiación ultravioleta (U.V.) es un procedimiento físico que no altera su composición química. La radiación U.V. constituye una de las franjas del espectro electromagnético con mayor energía que la luz visible, la irradiación de los gérmenes presentes en el agua con U.V. provoca una serie de daños en la molécula de ADN que impiden la división celular y causan la muerte.

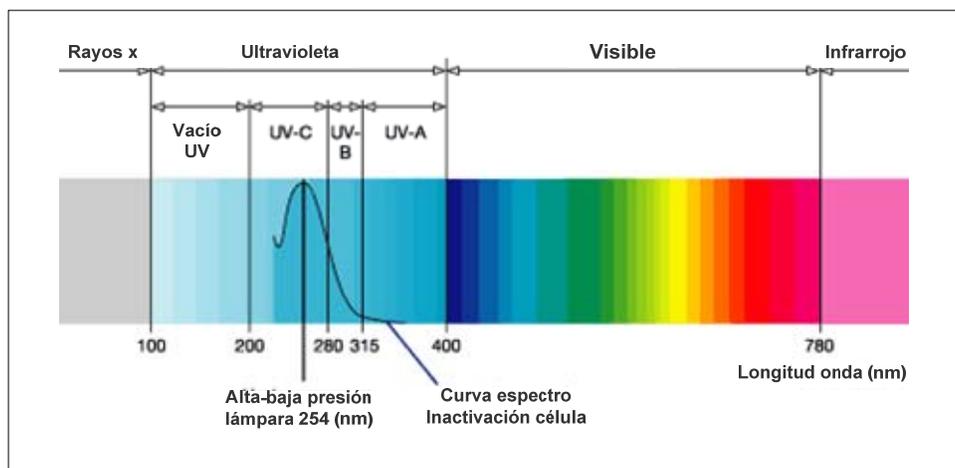


Fig. 32.- Espectro electromagnético con escala de radiación U.V.

La radiación ultravioleta más germicida es aquella con longitud de onda de 254 nanómetros. El ADN expuesto a esta energía presenta un máximo de absorción de inactivación, con intensidades de radiación de U.V. a 254 nm. y tiempos de exposición suficientes que inactiva irreversiblemente el crecimiento de los gérmenes.

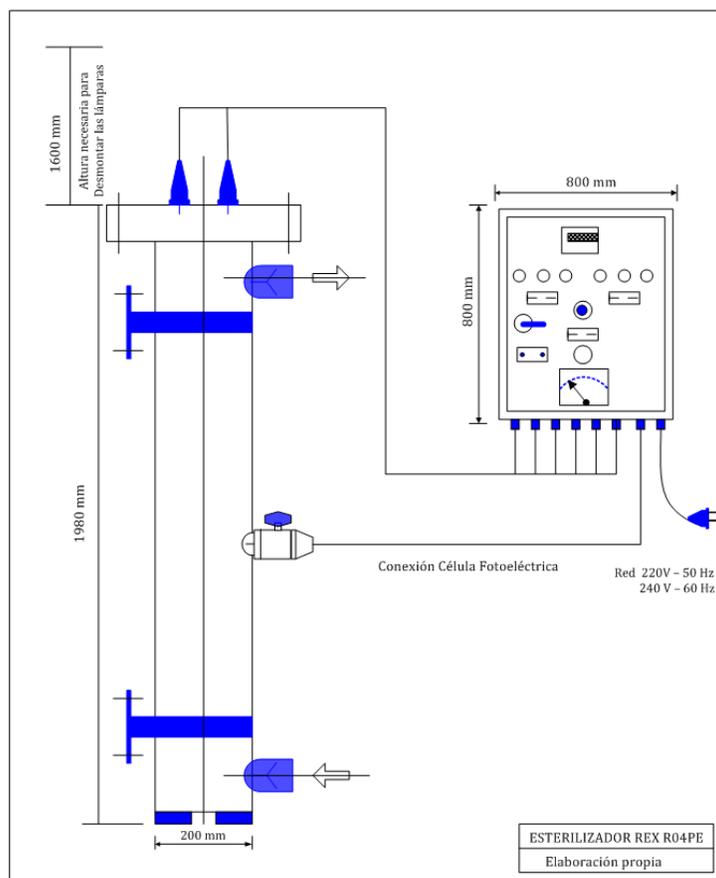
El esterilizador está diseñado para proporcionar una dosis de U.V. de 25 mJ/cm², que nos permite destruir el 99.9% de la mayoría de los microorganismos presentes en el agua; el equipo esterilizador está constituido por:

- Una cámara de irradiación horizontal y/o vertical fabricada en polietileno.
- Fundas isotérmicas de cuarzo puro de alta resistencia.
- Generadores ultravioleta que se sitúan en el interior de la funda isotérmica por medio de un dispositivo de fijación, la funda de cuarzo aísla al generador de cualquier posible contacto con el agua.
- Cuadro electrónico de accionamiento, mando y control equipado con transformador de arranque instantáneo, contactores, disyuntores, piloto de marcha, piloto de avería y contador de horas de funcionamiento y, opcionalmente, alarma monitorizada de descenso de la dosis de radiación.
- Célula fotoeléctrica para medición en continuo de la dosis de radiación recibida por el agua, con monitorización sobre el propio cuadro eléctrico. Permite

detectar ensuciamientos de la funda de cuarzo isotérmica, envejecimiento de las lámparas generadores y enturbiamiento de agua a tratar.

ESPECIFICACIONES

Generador	REX R06PE-CF
Flujo Nominal	18 m ³ /h
Potencia Unidad	65 W
Consumo Energético	228 W
Presión Máxima	6 bar
Cámara Irradiación	9 tubos cuarzo
Lámparas germicidas	9
Radiación Monocromática	254 nm
Calidad Agua	85 % T 100 nm
Dosis	25 mj/cm ²
Vida útil generadores	9000 horas



8.8.- PROCESO DE OSMOSIS INVERSA

La Osmosis Inversa (OI) es un proceso de tratamiento avanzado apto para eliminación superior al 98 % de materia suspendida, coloidal y una parte importante de la materia disuelta. Nuestro proceso utiliza membranas semi-permeables poliamida de arrollamiento en espiral, modelo “AI52440” de poliamida, fabricadas por Dupont a presiones que dependen de la concentración de sales en el agua de alimentación y que oscilan entre 12 – 25 bar, que trabajan en un amplio rango de temperatura y pH, presentan mayor caudal producto, mejor rechazo a contaminantes orgánicos e inorgánicos y no sufren problemas de compactación.

El sistema incluye una bomba de alta presión, 7 tubos de presión, cada una con 6 elementos de membrana. Los tubos de presión están colocados en la clásica configuración 4/2/1, de tres etapas. Anterior a las bombas de agua de alimentación, existe un filtro de cartucho de 10 elementos de 5 micras que protege las bombas de cualquier tipo de materia coloidal o en suspensión que pueda haber escapado del proceso multicapa y que nos ofrezca siempre un factor de ensuciamiento inferior a la unidad.

CARACTERÍSTICAS DE LAS MEMBRANAS

Brackish water RO	4 “ Ø modelo AI52440
Configuración	Arrollamiento Espiral
Tipo de membrana	Polyamide Dupont (ACM)
Capacidad inicial agua producto	9.8 m ³ /d
Rechazo de sales	97 % nominal – 96 % mínimo
Presión máxima operación	40 bar
Temperatura máxima	45 ° C
Rango pH [exposición continua]	4 – 11 unidades de pH
Caudal máximo alimentación	4.5 m ³ /h
Caudal mínimo salmuera	1.1 m ³ /h
Conversión en condiciones estándar	15 %

La instalación esta provista de un depósito de almacenamiento de agua para desplazamientos utilizada cuando exista una parada de la bomba de alta presión, se procede a lavar los módulos del agua tratada impidiendo la precipitación de sales. Para confrontar el fenómeno osmótico en el interior de las membranas durante las paradas situamos un depósito en la parte superior del rack que trabaja los retornos por gravedad.

La presencia de materia coloidal y precipitaciones de hierro ocasiona problemas de atascamiento, mantenemos el control de éstos y restituimos al módulo sus

propiedades con un programa de lavado [cada etapa independiente], generalmente una vez cada tres meses por espacio de 4 a 8 horas, con reactivos específicos en función de la naturaleza de las sustancias atascantes.

<i>ESPECIFICACIONES PLANTA</i>	
Caudal diseño	14 m ³ /h
Flujo agua producto	11 m ³ /h
Recuperación	82.5 %
Bomba Alta Presión	V-C CR16160
Presión Diseño	20 bar
Presión máxima	25 bar
Flujo de diseño	13.5 m ³ /h
Tubos presión	7 x 6 membranas
Capacidad inicial membrana	9.8 m ³ /d
Rechazo sales	98%
Presión máxima	600 psi
Temperatura máxima	45°C
Rango de pH	2 - 11
Flujo máximo Alimentación	3.6 m ³ /h

8.9.- PROCESO DE DESMINERALIZACION {Intercambio Iónico RM 440-AR}

Uno de los objetivos del estudio es obtener agua de alta calidad, el estudio preliminar determinó la necesidad de instalar en línea un equipo desmineralizador por lecho mixto modelo RM-440 AR cuya estructura macromolecular incluye radicales en función ácido-base, los intercambiadores de variación de iones retenidos no producen degradación de la estructura física. En el proceso de cambio, el intercambiador fija iones o complejos ionizados de dimensión y peso variables, cuyos parámetros fundamentales son:

Capacidad o poder de intercambio: masa de iones que se fija por unidad de volumen

Capacidad total: Masa total de iones intercambiables que caracteriza a la resina

Capacidad útil: Fracción que depende de las condiciones químicas e hidráulicas

Carga volúmica: Relación entre el volumen horario del líquido y el volumen de resina

Flujo de iones: producto de la carga volúmica por salinidad del agua [meq tratados/ Lh]

Dosis de regeneración: Masa reactivo utilizada para regenerar la unidad

Fuga iónica: relación (%) entre las concentraciones del ión a fijar en el líquido

Atrición: desgaste mecánico de los granos del intercambiador

El equipo RM-440 AR es un depósito vertical de cuerpo cilíndrico y fondo bombeado tipo KLOPPER. Interiormente lo integran:

- Distribuidor de agua bruta de solución regeneradora de aire para mezcla de resinas.
- Falso fondo para recogida de agua con crepinas distribuidoras
- Carga de resina catiónica poliestirénica fuerte (40 L)
- Carga de resina aniónica fuerte de tipo amoniaco cuaternario (40L)
- Carga de resina inerte (10 L)

En su exterior presenta:

- Conjunto de válvulas automáticas de diafragma noryl
- Un stager de 16 posiciones para el mando de las válvulas de control
- Eyectores para aspiración de soluciones regenerantes
- Indicadores de presión y elementos de interconexión
- Depósitos para las soluciones
- Motosoplante de canal lateral

Un cuadro general de mando gobierna sus actuaciones mediante un autómata programable SIEMENS. El proceso lo realiza en una serie de etapas [esponjamiento-parada, inyección sosa-lavado sosa, inyección ácido-lavado ácido, lavado rápido- bajada de nivel, mezcla de resinas-lavado final, ciclo servicio].

ESPECIFICACIONES

Modelo desmineralizador	RM- 440 AR
Altura total	1.950 mm
Diámetro interior	450 mm
Flujo mínimo/máximo	2 – 3 m ³ /h
Presión servicio máximo/mínimo	4 – 2.5 bar
Pérdida carga a caudal máximo	10 m.c.a.
Resina Catiónica BCF-1200	40 L
Resina Aniónica BAF-4100	80 L
Ciclo de Agua ST = 2 °F	140 m ³
Caudal aire de mezcla	6.25 m ³ /h
Consumo aire regeneración	2.50 m ³
Regeneración ácido	HCl 3%
Regeneración base	NaOH 10 %

8.10.- PROCESO DE ELECTRODESIONIZACION {Desionización Continua CDI }

El sistema de electrodesionización en continuo es la última unidad en línea para la producción de agua de alta pureza. Utiliza una combinación de membranas semipermeables aniónicas y catiónicas alternadas y una pequeña cantidad de resinas de intercambio iónico para eliminar iones en el agua bajo la influencia de un campo eléctrico.

El agua que procede del sistema de Osmosis Inversa atraviesa el módulo que por efecto del potencial eléctrico aplicado a los electrodos provoca la migración de los iones, produciéndose la desionización y desviándose los iones al compartimento del concentrado. El paso de cationes y aniones está limitado por las membranas catiónicas y aniónicas, el agua es desionizada en las celdas del diluido y se concentran en las celdas respectivas.

Las concentraciones de iones en el agua son bajas en la parte inferior del compartimento del diluido, por esta razón el agua es ionizada en las zonas de alto voltaje y los protones e iones hidroxilo que se forman regeneran las resinas catiónicas y aniónicas ocasionando que las resinas regeneradas en ese momento puedan continuar desionizando el agua. Este proceso permite al CDI producir agua con resistividad < 18 MΩcm.

ESPECIFICACIONES

Modelo	CDI H-060
Pretratamiento	Permeado de la OI
Conductividad	< 40 μS/cm
Flujo Nominal	2 - 3 m ³ /h
Flujo Producto	1.82 m ³ /h
Flujo concentrado recirculación	0.45 m ³ /h
Flujo electrodo	0.04 m ³ /h
Presión Operación	1.4 – 4.1 bar
Conversión	80 – 95 %
Rango pH	4 - 10
Cloro libre	< 0.1 ppm
Prefiltración	5 μm

8.11.- PROYECCION DE LOS PROCESOS

En concordancia con los datos de laboratorio y equipos piloto se realizaron las proyecciones de los procesos que componen el sistema global, utilizando los resultados de un seriado de análisis promedio se procedió a evaluar el rendimiento en cuanto a la calidad de agua. Es necesario acotar que el caudal del efluente de la unidad de filtración multicapa es el aporte de la unidad de electrodiálisis y la de la línea “B” a la unidad de ultrafiltración.

ULTRAFILTRACIÓN

Una etapa [número de tubos]	4
Número de elementos	24
Presión máxima de operación	16
Caudal de permeado	420 m ³ /d
Recuperación	70 %

Balance en el sistema

$$Q_A = Q_P / Y \quad Y = 70 \%$$

$$Q_A = 600 \text{ m}^3/d \quad Q_P = 420 \text{ m}^3/d \quad Q_R = 180 \text{ m}^3/d$$

OSMOSIS INVERSA

Etapas	1	2	3
Nº Tubos de presión	4	2	1
Nº total de elementos	24	12	6
Presión máxima de operación	25	15	8.7

Caudal de permeado 300 m³/d

Recuperación 70 - 80 %

Balance en el sistema

$$Q_A = Q_P / Y \quad Y = 72 \%$$

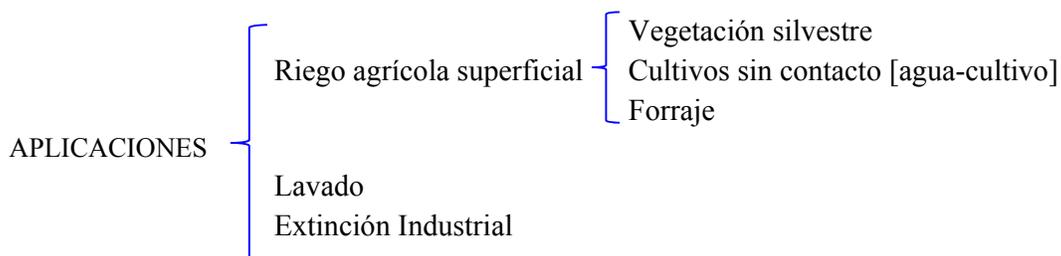
$$Q_A = 420 \text{ m}^3/d \quad Q_P = 300 \text{ m}^3/d \quad Q_R = 120 \text{ m}^3/d$$

8.11.1.- Proyección Primera Fase Proceso Clarificación

PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo	PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo
pH	U. pH	6.92	7.02	2 % >	Alcalinidad	mg/L	800.00	680.00	15 %
Conductividad	μS/cm	1442.00	1370.00	5 %	S. Totales	mg/L	1957.00	1840.00	6 %
Temperatura	°C	24,70	24.70	± 1 °C	S. Disueltos	mg/L	1277.00	1200.00	6 %
Turbidez	UNF	405.00	81.00	80 %	S. Suspendidos	mg/L	680.00	640.00	6 %
Color	U.Pt	237.00	142.00	40 %	Dureza Total	mg/L	849.60	509.80	40 %
Acidez	mg/L	254.00	140.00	45 %	Dureza Cálctica	mg/L	294.13	176.48	40 %
ELEMENTOS MAYORES									
CATIONES					ANIONES				
Calcio	mg/L	56.67	51.00	10 %	Bicarbonatos	mg/L	800	680.00	15 %
Magnesio	mg/L	51.04	35.73	70 %	Carbonatos	mg/L	0.00	0.00	--
Sodio	mg/L	373.00	224.00	40 %	Sulfatos	mg/L	36.84	35.00	5 %
Potasio	mg/L	128.43	77.06	40 %	Cloruros	mg/L	359.28	359.28	--
Hierro Total	mg/L	0.15	0.06	60 %	Fosfatos	mg/L	1.16	0.58	50 %
N. Amoniacal	mg/L	34,75	34.75	--	Nitritos	mg/L	0.64	0.64	--
Cromo	mg/L	0.10	0.07	30 %	Nitratos	mg/L	194.15	135.91	30%
Aluminio	mg/L	0.43	0.15	65 %	Fluoruros	mg/L	8.00	5.60	30%

OTRAS DETERMINACIONES									
Detergentes	mg/L	0.08	0.04	50 %	Oxígeno D.	mg/L	1.30	1.80	30 % >
Grasas	mg/L	0.16	0.10	40 %	D.Q.O.	mg/L	400.00	240.00	40 %
Fenoles	mg/L	0.60	0.30	50%	DBO ₅	mg/L	610.00	183.00	70 %
Cloro libre	mg/L	0.00	0.00	--	TOC	mg/L	570.00	228.00	40 %
Sílice	mg/L	--	--	40 %	E.Coli	NMP/100 mL	10 ⁷	10 ⁶⁻⁵	10 ¹⁻² %

AGUA PRODUCTO “A₁”



8.11.2.- Proyección Proceso Filtración Multicapa

PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo	PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo
pH	U.pH	7.02	6.81	3 %	Alcalinidad	mg/L	680.00	578.00	15 %
Conductividad	μS/cm	1370.00	1301.00	5 %	S. Totales	mg/L	1840.00	1693.00	8 %
Temperatura	°C	24.70	24.70	± 1 °C	S. Disueltos	mg/L	1200.00	1104.00	8 %
Turbidez	UNF	81.00	8.10	90 %	S. Suspendidos	mg/L	640.00	589.00	8 %
Color	U.Pt	142.00	14.20	90 %	Dureza Total	mg/L	509.80	305.88	40 %
Acidez	mg/L	140.00	77.00	45 %	Dureza Cálrica	mg/L	176.48	106.00	40 %
ELEMENTOS MAYORES									
CATIONES					ANIONES				
Calcio	mg/L	51.00	45.90	10 %	Bicarbonatos	mg/L	680.00	578.00	15 %
Magnesio	mg/L	35.73	10.72	70 %	Carbonatos	mg/L	0.00	0.00	--
Sodio	mg/L	224.00	134.40	40 %	Sulfatos	mg/L	35.00	33.25	5 %
Potasio	mg/L	77.06	46.24	40 %	Cloruros	mg/L	359.28	359.28	--
Hierro Total	mg/L	0.06	0.02	60 %	Fosfatos	mg/L	0.58	0.29	50 %
N. Amoniacal	mg/L	34.75	4.75	--	Nitritos	mg/L	0.64	0.64	--
Cromo	mg/L	0.07	0.02	70%	Nitratos	mg/L	135.91	67.95	50 %
Aluminio	mg/L	0.15	0.05	65 %	Fluoruros	mg/L	5.60	2.80	50 %

OTRAS DETERMINACIONES									
Detergentes	mg/L	0.04	0.01	80 %	Oxígeno D.	mg/L	1.30	2.21	70 % >
Grasas	mg/L	0.10	0.02	80 %	DBO ₅	mg/L	183.00	54.90	70 %
Fenoles	mg/L	0.30	0.12	60 %	DQO	mg/L	240.00	144.00	40 %
Cloro libre	mg/L	0.00	0.00	--	TOC	mg/L	228.00	136.80	40 %
Sílice	mg/L	--	--	50 %	E.Coli	NMP/100 mL	10 ⁶⁻⁵	10 ⁵⁻⁴	10 ¹⁻² %

AGUA PRODUCTO “A₂”

APLICACIONES {

- Riego agrícola superficial
- Pastos
- Riego de paisajes
- Recarga de acuíferos por percolación
- Agua de alimentación a refrigeración de un solo ciclo

8.11.3.- Proyección Proceso Electrodiálisis Reversible

PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo	PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo
pH	U.pH	6.81	6.12	10 %	Alcalinidad	mg/L	578.00	144.50	75 %
Conductividad	μS/cm	1301.00	130.00	90 %	S. Totales	mg/L	1693.00	423.25	75 %
Temperatura	°C	24.70	23.70	± 2 °C	S. Disueltos	mg/L	1104.00	276.00	75 %
Turbidez	UNF	8.10	0.81	90 %	S. Suspendidos	mg/L	589.00	147.25	75 %
Color	U.Pt	14.20	1.42	90 %	Dureza Total	mg/L	305.88	30.59	90 %
Acidez	mg/L	77.00	30.80	60 %	Dureza Cálrica	mg/L	106.00	10.60	90 %

ELEMENTOS MAYORES									
CATIONES					ANIONES				
Calcio	mg/L	45.90	4.59	90 %	Bicarbonatos	mg/L	578.00	144.50	75 %
Magnesio	mg/L	10.72	1.07	90 %	Carbonatos	mg/L	0.00	0.00	--
Sodio	mg/L	134.40	26.88	80 %	Sulfatos	mg/L	33.25	4.98	85 %
Potasio	mg/L	46.24	15.25	67 %	Cloruros	mg/L	359.28	35.93	90 %
Hierro Total	mg/L	0.02	0.00	98 %	Fosfatos	mg/L	0.29	0.05	80 %
N. Amoniacal	mg/L	4.75	0.95	80 %	Nitritos	mg/L	0.64	0.19	70 %
Cromo	mg/L	0.02	0.00	90 %	Nitratos	mg/L	67.95	12.23	82 %
Aluminio	mg/L	0.05	0.00	90 %	Fluoruros	mg/L	2.80	1.12	60 %

OTRAS DETERMINACIONES									
Detergentes	mg/L	0.01	0.00	%	Oxígeno D.	mg/L	2.21	0.86	60 %
Grasas	mg/L	0.02	0.00	%	DBO ₅	mg/L	54.90	0.00	99 %
Fenoles	mg/L	0.12	0.00	%	DQO	mg/L	144.00	43.20	70 %
Cloro libre	mg/L	0.00	0.00	80 %	TOC	mg/L	136.80	41.04	70 %
Sílice	mg/L	--	--		E.Coli	NMP/100 mL	10 ⁴	0.00	10 ⁴ %

AGUA PRODUCTO “A₃”

- APLICACIONES
- Reuso agrícola
 - Aporte a calderas de media presión (1500 psi)
 - Uso industrial [centrales eléctricas]
 - Industria Petroquímica
 - Recuperación de efluentes a acuíferos
 - Recuperación de la purga de las torres de enfriamiento
 - Concentración de salmuera del proceso de OI
 - Estanques solares para producción de energía
 - Concentración mediante cristalización

8.11.4.- Proyección Proceso Ultrafiltración

PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo	PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo
pH	U.pH	6.81	6.46	5 %	Alcalinidad	mg/L	578.00	115.60	80 %
Conductividad	μS/cm	1301.00	195.15	85 %	S. Totales	mg/L	1693.00	1185.10	30 %
Temperatura	°C	24.70	23.70	± 2 °C	S. Disueltos	mg/L	1104.00	772.80	30 %
Turbidez	UNF	8.10	0.40	95 %	S. Suspendidos	mg/L	589.00	412.30	30 %
Color	U.Pt	14.20	0.71	95 %	Dureza Total	mg/L	305.88	61.17	80 %
Acidez	mg/L	77.00	15.40	80 %	Dureza Cálctica	mg/L	106.00	21.20	80 %
ELEMENTOS MAYORES									
CATIONES					ANIONES				
Calcio	mg/L	45.90	4.59	90 %	Bicarbonatos	mg/L	578.00	115.60	80 %
Magnesio	mg/L	10.72	1.07	90 %	Carbonatos	mg/L	0.00	0.00	--
Sodio	mg/L	134.40	21.16	85 %	Sulfatos	mg/L	33.25	3.32	90 %
Potasio	mg/L	46.24	9.28	80 %	Cloruros	mg/L	359.28	53.90	85 %
Hierro Total	mg/L	0.02	0.00	90 %	Fosfatos	mg/L	0.29	0.06	80 %
N. Amoniacal	mg/L	4.75	3.80	20 %	Nitritos	mg/L	0.64	0.19	70 %
Cromo	mg/L	0.02	0.00	80 %	Nitratos	mg/L	67.95	23.78	65 %
Aluminio	mg/L	0.05	0.01	70 %	Fluoruros	mg/L	2.80	0.28	90 %

OTRAS DETERMINACIONES									
Detergentes	mg/L	0.01	0.00	90 %	Oxígeno D.	mg/L	2.21	0.66	70 % >
Grasas	mg/L	0.02	0.00	90 %	DBO ₅	mg/L	54.90	16.47	70 %
Fenoles	mg/L	0.12	0.00	90 %	DQO	mg/L	144.00	28.80	80 %
Cloro libre	mg/L	0.00	0.00	--	TOC	mg/L	136.80	81.28	40 %
Sílice	mg/L	--	--	65 %	E.Coli	NMP/100 mL	10 ⁴	10 ²	10 ² %

AGUA PRODUCTO “B₄”

- APLICACIONES
- Riego [cultivos específicos]
 - Recarga inyección
 - Uso industrial [centrales eléctricas]
 - Acuicultura
 - Descarga en aguas superficiales
 - Agua Industrial [Proceso y refrigeración con recirculación]
 - Pretratamiento Osmosis inversa

8.11.5.- Proyección Proceso Osmosis Inversa

PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo	PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo
pH	U.pH	6.46	5.81	10 %	Alcalinidad	mg/L	115.60	5.78	95-99 %
Conductividad	μS/cm	195.15	9.76	95 %	S. Totales	mg/L	1185.10	23,70	98 %
Temperatura	°C	23.70	22.70	± 3 °C	S. Disueltos	mg/L	772.80	21.46	98 %
Turbidez	UNF	0.40	0.00	98 %	S. Suspendidos	mg/L	412.30	8.24	98 %
Color	U.Pt	0.71	0.01	98 %	Dureza Total	mg/L	61.17	3.06	95 %
Acidez	mg/L	15.40	0.78	90-95 %	Dureza Cálctica	mg/L	21.20	1.06	95 %
ELEMENTOS MAYORES									
CATIONES					ANIONES				
Calcio	mg/L	4.59	0.23	94-97 %	Bicarbonatos	mg/L	115.60	5.78	95-99 %
Magnesio	mg/L	1.07	0.03	96-98 %	Carbonatos	mg/L	0.00	0.00	--
Sodio	mg/L	21.16	2.12	87-93 %	Sulfatos	mg/L	3.32	0.06	98-99 %
Potasio	mg/L	9.28	0.93	87-93 %	Cloruros	mg/L	53.90	5.39	87-93 %
Hierro Total	mg/L	0.00	0.00	95-98 %	Fosfatos	mg/L	0.06	0.01	98-99 %
N. Amoniacal	mg/L	3.80	0.38	86-92 %	Nitritos	mg/L	0.19	0.03	80-85 %
Cromo	mg/L	0.00	0.00	96-98 %	Nitratos	mg/L	23.78	7.13	60-75%
Aluminio	mg/L	0.01	0.00	98-99 %	Fluoruros	mg/L	0.28	0.03	87-93 %

OTRAS DETERMINACIONES									
Detergentes	mg/L	0.00	0.00	99.9 %	Oxígeno D.	mg/L	0.66	1.12	70 % >
Grasas	mg/L	0.00	0.00	99.9 %	DBO ₅	mg/L	16.47	0.02	99.9 %
Fenoles	mg/L	0.00	0.00	99 %	DQO	mg/L	28.80	0.57	98 %
Cloro libre	mg/L	0.00	0.00	--	TOC	mg/L	81.28	1.63	98 %
Sílice	mg/L	--	--	85-90 %	E.Coli	NMP/100 mL	10 ²	0.00	10 ² %

AGUA PRODUCTO “B₆”

APLICACIONES	}	<ul style="list-style-type: none"> Reuso agrícola directo Inyección directa en pozos Con una post-desinfección reuso doméstico Industrias específicas Agua industrial de calderas de baja presión (24 bar) Tratamiento y procesado de superficies Centrales térmicas Centrales nucleares Industria química
--------------	---	---

8.11.6.- Proyección Proceso Intercambio Iónico

PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo	PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo
pH	U.pH	5.81	6.68	15 % >	Alcalinidad	mg/L	5.78	1.16	80 %
Conductividad	μS/cm	9.76	6.34	35 %	S. Totales	mg/L	23.70	2.37	90 %
Temperatura	°C	22.70	22.70	± 3 °C	S. Disueltos	mg/L	21.46	2.14	90 %
Turbidez	UNF	0.00	0.00	70 %	S. Suspendidos	mg/L	8.24	0.82	90 %
Color	U.Pt	0.01	0.00	60 %	Dureza Total	mg/L	3.06	0.03	99 %
Acidez	mg/L	0.78	0.16	80 %	Dureza Cálctica	mg/L	1.06	0.01	99 %
ELEMENTOS MAYORES									
CATIONES					ANIONES				
Calcio	mg/L	0.23	0.01	95 %	Bicarbonatos	mg/L	5.78	1.16	80 %
Magnesio	mg/L	0.03	0.00	95 %	Carbonatos	mg/L	0.00	0.00	--
Sodio	mg/L	2.12	0.42	80 %	Sulfatos	mg/L	0.06	0.00	98 %
Potasio	mg/L	0.93	0.23	75 %	Cloruros	mg/L	5.39	3.23	40 %
Hierro Total	mg/L	0.00	0.00	--	Fosfatos	mg/L	0.01	0.00	30 %
N. Amoniacal	mg/L	0.38	0.11	70 %	Nitritos	mg/L	0.03	0.01	60 %
Cromo	mg/L	0.00	0.00	--	Nitratos	mg/L	7.13	1.07	60 %
Aluminio	mg/L	0.00	0.00	70 %	Fluoruros	mg/L	0.03	0.01	60 %

OTRAS DETERMINACIONES									
Detergentes	mg/L	0.00	0.00	--	Oxígeno D.	mg/L	1.12	1.57	40 % >
Grasas	mg/L	0.00	0.00	--	DBO ₅	mg/L	0.02	0.00	60 %
Fenoles	mg/L	0.00	0.00	--	DQO	mg/L	0.57	0.22	60 %
Cloro libre	mg/L	0.00	0.00	--	TOC	mg/L	1.63	0.98	40 %
Sílice	mg/L	--	--	15 %	E.Coli	NMP/100 mL	0.00	0.00	--

AGUA PRODUCTO “B₇”

APLICACIONES {

- Reuso directo [mezcla en suministros]
- Agua ultrapura [semiconductores]
- Industrias específicas
- Agua industrial de calderas de alta presión (> 103 bar)
- Pretratamiento desionización

8.11.7.- Proyección Proceso Electrodesionización Continua

PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo	PARÁMETRO	Unidad	Entrada	Salida	Rechazo
pH	U.pH	6.68	6.35	5 %	Alcalinidad	mg/L	1.16	0.12	90 %
Conductividad	μS/cm	6.34	4.43	30 %	S. Totales	mg/L	2.37	0.24	90 %
Temperatura	°C	22.70	22.70	± 1 °C	S. Disueltos	mg/L	2.14	0.21	90 %
Turbidez	UNF	0.00	0.00	95-99 %	S. Suspendidos	mg/L	0.82	0.03	90 %
Color	U.Pt	0.00	0.00	95-99 %	Dureza Total	mg/L	0.03	0.00	98 %
Acidez	mg/L	0.16	0.02	90 %	Dureza Cálctica	mg/L	0.01	0.00	98 %

ELEMENTOS MAYORES

CATIONES					ANIONES				
Calcio	mg/L	0.01	0.00	85-90 %	Bicarbonatos	mg/L	1.16	0.12	90 %
Magnesio	mg/L	0.00	0.00	85-90 %	Carbonatos	mg/L	0.00	0.00	--
Sodio	mg/L	0.42	0.04	90 %	Sulfatos	mg/L	0.00	0.00	98 %
Potasio	mg/L	0.23	0.02	90 %	Cloruros	mg/L	3.23	0.06	98 %
Hierro Total	mg/L	0.00	0.00	--	Fosfatos	mg/L	0.00	0.00	98 %
N. Amoniacal	mg/L	0.11	0.01	98 %	Nitritos	mg/L	0.01	0.00	98 %
Cromo	mg/L	0.00	0.00	--	Nitratos	mg/L	1.07	0.02	98 %
Aluminio	mg/L	0.00	0.00	98 %	Fluoruros	mg/L	0.01	0.00	70 %

OTRAS DETERMINACIONES

Detergentes	mg/L	0.00	0.00	--	Oxígeno D.	mg/L	1.57	1.72	10 % >
Grasas	mg/L	0.00	0.00	--	DBO ₅	mg/L	0.00	0.00	90 %
Fenoles	mg/L	0.00	0.00	--	DQO	mg/L	0.22	0.02	90 %
Cloro libre	mg/L	0.00	0.00	--	TOC	mg/L	0.98	0.09	90 %
Sílice	mg/L	--	--	98 %	E.Coli	NMP/100 mL	0.00	0.00	--

AGUA PRODUCTO “B₈”

APLICACIONES

Agua ultrapura
 Industria automotriz
 Microelectrónica
 Industria química y farmacia
 Industrias contacto directo

DIFUSIÓN

IDA WORLD CONGRESS ON DESALINATION AND WATER REUSE, Volume II, (1997), 629-641 "Treatment plant for the recovery and reuse of urban and industrial waste waters in the Canary Islands using tertiary processes Project life 92-E005: First Phase"

ADVANCED WASTEWATER TREATMENT RECYCLING AND REUSES,. Volume II, (1998) , 879-882, "Treatment plant for the study of the recovery and reuse of urban and industrial wastewater" Milano 14-16 September 1998 .Milan-Italia

I WORLD CONGRESS OF HEALTH AND URBAN ENVIRONMENT, (1998), 236-239" Advance waste depuration concept by means of Multiple Membrane Procedures" Madrid, España.



IX.- ANALISIS Y EVALUACIÓN DE DATOS

9.- PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL Y RESULTADOS

Los ensayos realizados en laboratorio y plantas piloto ratificaron las previsiones conceptuales y generaron su aplicación en las líneas de investigación de la planta semiindustrial, por dimensión y costos fue improbable verificar los modelos expuestos ciñéndose todo el proceso al modo operativo genérico de control de caudales, presiones, consumo energético y calidad del agua. La amplia cantidad de variables de cada proceso y el gravamen económico impidió automatizar la planta, las lecturas se realizaron de forma manual al igual que las correcciones particulares e invenciones prácticas del sistema.

9.1.- EVALUACIÓN RESULTADOS ESTACIÓN DEPURADORA

La puesta en marcha del sistema con la primera fase en operación comprende un periodo de 6 meses, con la innovación técnica de implantación del proceso primario (Cristal M) en el efluente de la depuradora por las características del agua, que presentaba valores elevados en cuanto a parámetros significativos para operar los sistemas terciarios en márgenes de seguridad que garanticen la vida de las membranas en referencia a los procesos de electrodiálisis y ósmosis inversa, parámetros como la turbidez son de incidencia directa inclusive para el sistema de desinfección por ultravioleta, dado que el grado de opacidad afecta a su rendimiento. En la gráfica podemos observar las variaciones de turbidez en 24 horas de funcionamiento de la estación depuradora de Guía-Gáldar.

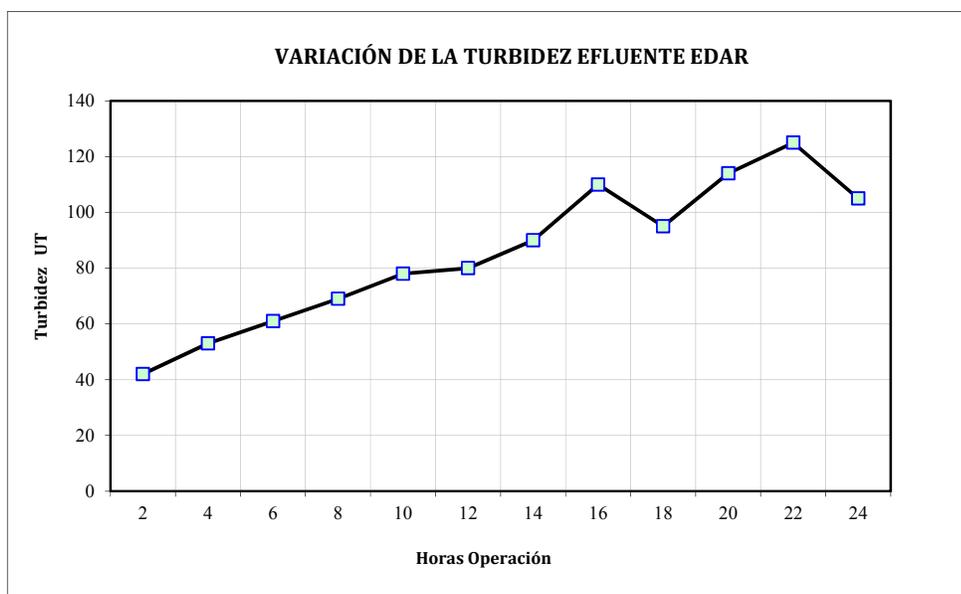


Fig. 33.- Alternancia diaria del parámetro representativo

En conjunción con esta fase se llevó a cabo una experiencia agrícola con el agua producto de la electrodiálisis reversible [EDR] y ósmosis inversa en el riego de una platanera, para observar el comportamiento y la reacción de estos cultivos se utilizaron cuatro tipos diferentes de aguas; agua producto del sistema primario, agua producto del tratamiento secundario, agua producto de la EDR y agua procedente de la ósmosis inversa.

En un espacio de tiempo significativo para esos cultivos se apreciaba su incidencia, al ser una aplicación real se pudo determinar los efectos ocasionados [datos propiedad de ese proyecto específico]. Nuestro sistema integral dotaba diariamente los tipos de agua requeridos durante más de 3 años.

En la gráfica siguiente observamos la variación de turbidez en un seriado de datos considerando un año de funcionamiento que nos da un indicativo de lo inestable del efluente y a la vez sirve de referencia las condiciones extremas de operación.

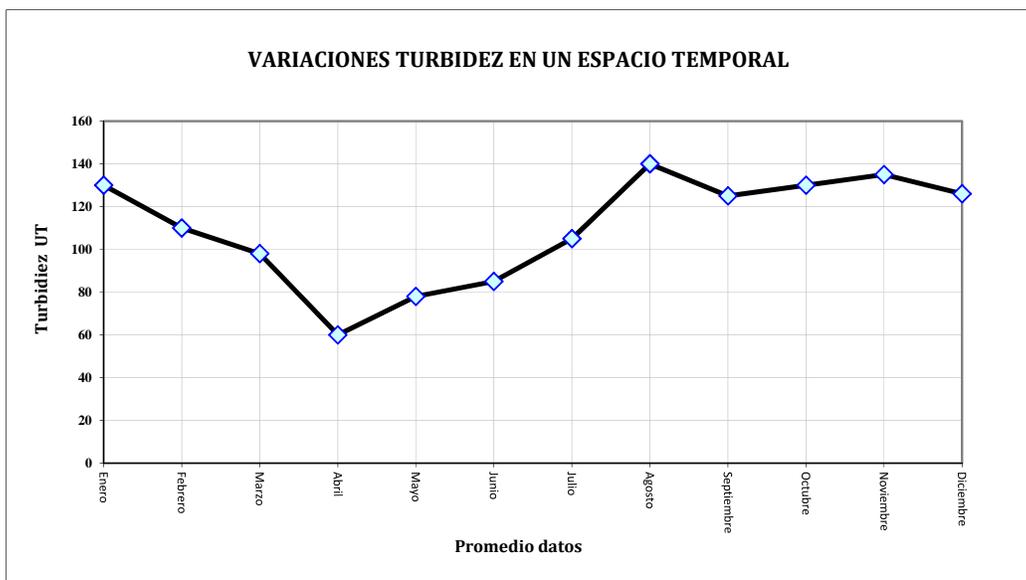
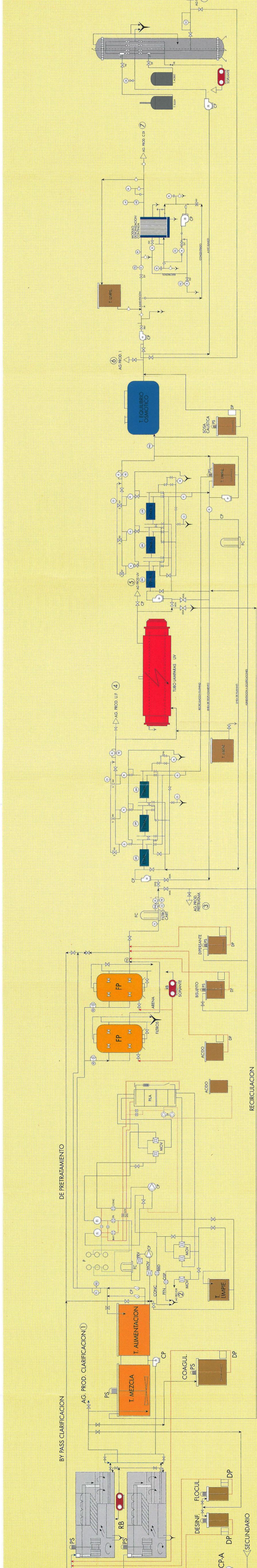


Fig. 34 .- Gráfico promedio turbidez

**9.1.1.- ESQUEMA DEL SISTEMA INTEGRAL CON SUS LÍNEAS
DE OPERACIÓN EN MODO OPERATIVO SIMULTÁNEO.**

CLARIFICACION PRETRATAMIENTO ULTRAFILTRACION DESINFECCION OSMOSIS INVERSA ELECTRODESIONIZACION DESMINERALIZACION



ESQUEMA DEL SISTEMA INTEGRAL

9.2.- EVALUACION DEL SISTEMA PRIMARIO (CRISTAL “M”)

Se efectuaron de forma constante un seriado de pruebas de tratabilidad en laboratorio para una amplia escala de calidades de agua referenciados por los elevados valores de turbidez, color y excesiva presencia de materia orgánica. La dosificación de sustancias químicas y determinación de los parámetros operativos del proceso de clarificación [tiempos de mezcla rápida, gradientes de velocidad y sedimentación], nos permitieron establecer las condiciones óptimas de funcionamiento y su aplicación en planta.

9.2.1.- Ensayo General Tratabilidad

El procedimiento fue descrito en el capítulo VII, y se exponen los resultados promedios de caracterización con valores de turbidez media y alta. Debo indicar que todo el procedimiento de laboratorio se realiza con agua de muestra de la EDAR, los reactivos son comerciales y los sistemas de dosificación específicos de cada proceso.

DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN

Tiempos de mezcla rápida
Gradientes de velocidad
Parámetros de sedimentación

VARIABLES DEL PROCESO

Dosis óptima de coagulante
pH óptimo
Concentración óptima
Ayudantes óptimos de floculación

ANÁLISIS DEL AGUA

In situ: turbidez, color, pH, temperatura
Laboratorio: alcalinidad, dureza total, calcio y magnesio

COAGULANTES – AYUDANTES DE FLOCULACIÓN

Sulfato de Aluminio
Cloruro Férrico
Policloruro de Aluminio
Cal
Prosedim AS77
Floculantes aniónicos (Permatreat 191)

MODIFICADORES DE Ph

Hidróxido de sodio
Ácido sulfúrico

CONSIDERACIONES QUÍMICAS

Baja turbidez [< 10 NTU], baja alcalinidad [< 50 mg/L CaCO₃]

Alta turbidez [> 100 NTU], alta alcalinidad [>250 mg/L CaCO₃]

LIMITANTE FÍSICO

Índice de ensuciamiento SDI en el afluente de la UF debe presentar valores inferiores a 5 unidades, el afluente a los filtros multicapa tiene un limitante de turbidez [$< 10 - 15$ NTU]

DOSIS ÓPTIMA DE COAGULANTE

CARACTERÍSTICAS INICIALES DEL AGUA			
Parámetro	Unidad	Turbidez media	Turbidez alta
pH	U.pH	7.01	6.40
Turbidez	NTU	80.00	130.00
Temperatura	°C	26.40	20.60
Alcalinidad (CaCO ₃)	mg/L	290.00	296.00
Dureza Total (CaCO ₃)	mg/L	140.00	136.00
Calcio (Ca ⁺⁺)	mg/L	56.00	48.00
Magnesio (Mg ⁺⁺)	mg/L	9.23	21.87
Índice de Langelier		- 0.29	- 1.64
PARAMETROS DE OPERACIÓN			
Tiempo de mezcla rápida	min	2.00	2.00
Gradiente mezcla rápida	s ⁻¹	125.00	125.00
Tiempo de floculación	min	20.00	20.00
Gradiente floculación	s ⁻¹	5.00	5.00
Sedimentación*	min	10.00	10.00
Volumen de recipiente**	mL	2000.00	2000.00

* Muestreo simultáneo

** Recipientes rectangulares, paletas planas

TURBIDEZ MEDIA

Dosis coagulante (mg/L)	Turbidez final (NTU)	Conductividad (µS/cm)	pH (U.pH)	Temperatura (°C)	Remoción (%)	Calidad
10.00	59.00	1316.00	6.81	21.40	26.00	2
20.00	49.00	1318.00	6.72	21.50	39.00	3
30.00	43.00	1319.00	6.58	21.50	46.00	3
40.00	38.00	1321.00	6.42	21.50	53.00	4
50.00	33.00	1322.00	6.35	21.60	59.00	4
60.00	32.00	1324.00	6.21	21.60	60.00	6

Coagulante : FeCl₃ 1%

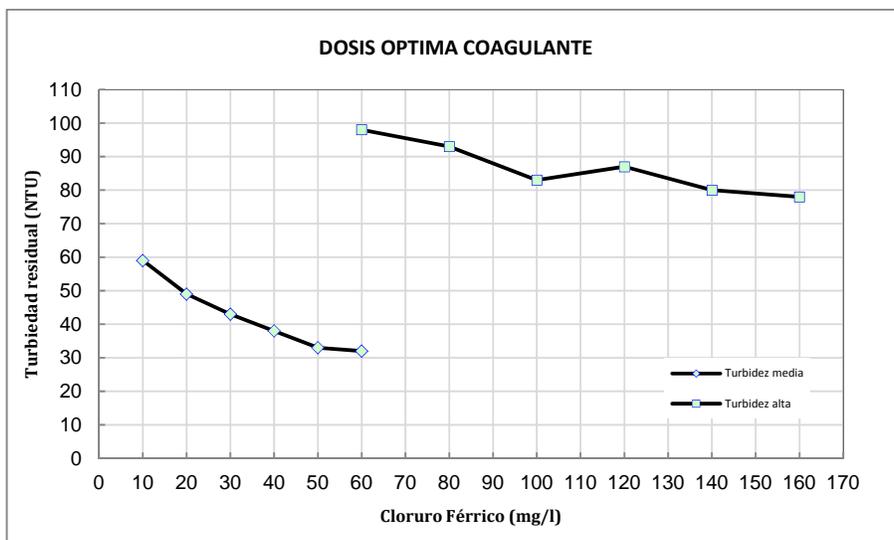


Fig. 35.- Valor óptimo de coagulante

pH ÓPTIMO

Modificadores de pH: NaOH y H₂SO₄

TURBIDEZ MEDIA

Dosis coagulante (mg/L)	Turbidez final (NTU)	Conductividad (μS/cm)	pH (U.pH)	Temperatura (° C)	Remoción (%)	Calidad
60 + 2.0 H ₂ SO ₄	54.00	1320.00	4.80	21.10	32.00	2
60 + 1.0 H ₂ SO ₄	48.00	1322.00	5.60	21.10	40.00	2
60 + 0.5 H ₂ SO ₄	41.00	1323.00	6.81	21.20	49.00	3
60 (pH inicial)	34.00	1310.00	7.01	21.80	57.00	6
60 + 1.0 NaOH	37.00	1325.00	8.10	21.90	54.00	4
60 + 2.0 NaOH	42.00	1327.00	9.00	21.10	47.00	3

Coagulante : FeCl₃ 1%

TURBIDEZ ALTA

Dosis coagulante (mg/L)	Turbidez final (NTU)	Conductividad (μS/cm)	pH (U.pH)	Temperatura (° C)	Remoción (%)	Calidad
160 + 2.0 H ₂ SO ₄	102.00	1362.00	4.40	20.70	22.00	2
160 + 1.0 H ₂ SO ₄	95.00	1368.00	5.30	20.70	27.00	2
160 + 0.5 H ₂ SO ₄	88.00	1372.00	5.80	20.60	32.00	3
160 (pH inicial)	77.00	1355.00	6.40	20.60	41.00	4
160 + 1.0 NaOH	82.00	1359.00	7.30	20.60	37.00	3
160 + 2.0 NaOH	86.00	1361.00	8.50	20.70	34.00	3

Coagulante : FeCl₃ 1%

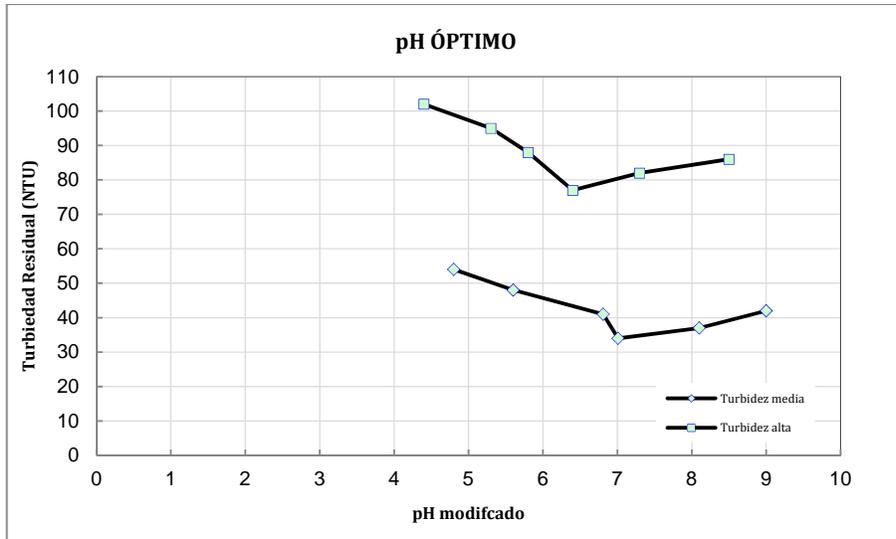


Fig. 36 .- Mejor valor y modificador

CONCENTRACIÓN ÓPTIMA DE COAGULANTE

Concentración coagulante: 0.1%, 0.2%, 0.5%, 1%, 2%, 5%

TURBIDEZ MEDIA

Dosis coagulante (mg/L)	Turbidez final (NTU)	Conductividad ($\mu\text{S/cm}$)	pH (U.pH)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Remoción (%)	Calidad
60 (5 %)	64.00	1135.00	7.10	24.20	20.00	2
60 (2 %)	53.00	1133.00	6.95	24.20	34.00	2
60 (1 %)	35.00	1130.00	7.05	24.30	56.00	5
60 (0.5 %)	38.00	1137.00	7.15	24.30	53.00	4
60 (0.2 %)	40.00	1138.00	7.18	24.30	50.00	4
60 (0.1 %)	43.00	1139.00	7.20	24.40	46.00	4

Coagulante : FeCl_3

TURBIDEZ ALTA

Dosis coagulante (mg/L)	Turbidez final (NTU)	Conductividad ($\mu\text{S/cm}$)	pH (U.pH)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Remoción (%)	Calidad
160 (5 %)	102.00	1355.00	6.30	21.20	22.00	2
160 (2 %)	97.00	1363.00	6.24	21.20	25.00	2
160 (1 %)	80.00	1370.00	6.20	21.30	38.00	4
160 (0.5 %)	88.00	1377.00	6.15	21.40	32.00	3
160 (0.2 %)	90.00	1382.00	6.18	21.30	31.00	3
160 (0.1 %)	93.00	1390.00	6.10	21.40	28.00	3

Coagulante : FeCl_3

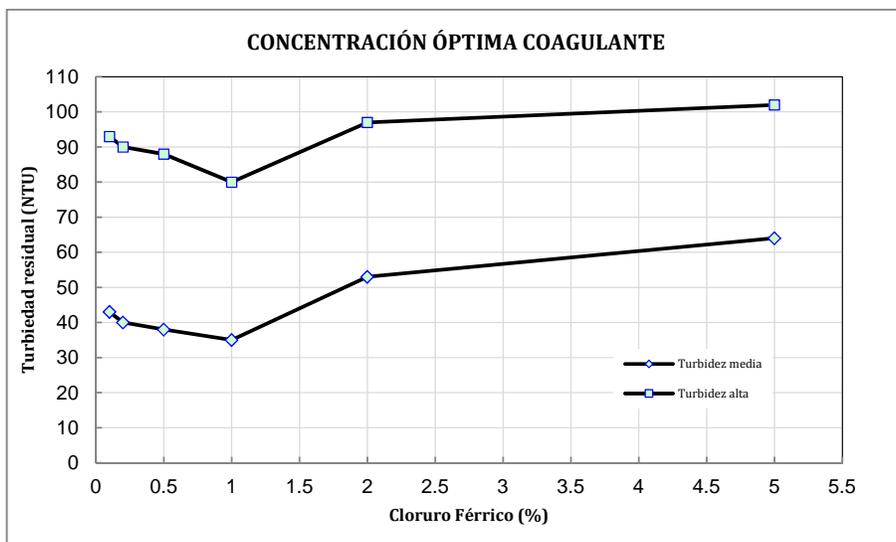


Fig. 37.- Punto óptimo de concentración

AYUDANTE ÓPTIMO DE FLOCULACIÓN

Ayudante floculación: Prosedim AS77 [(0.1, 0.2, 0.4, 0.6, 0.8, 1) mg/L]

TURBIDEZ MEDIA

Dosis coagulante (mg/L)	Turbidez final (NTU)	Conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	pH (U.pH)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Remoción (%)	Calidad
60+0.1	60.00	1332.00	6.98	24.20	25.00	2
60+0.2	52.00	1333.00	6.97	24.30	35.00	3
60+0.4	49.00	1334.00	6.85	24.30	38.00	3
60+0.6	45.00	1334.00	6.85	24.40	44.00	4
60+0.8	38.00	1335.00	6.80	24.40	52.00	5
60+1.0	44.00	1336.00	6.80	24.40	45.00	4

Coagulante : FeCl_3

TURBIDEZ ALTA

Dosis coagulante (mg/L)	Turbidez final (NTU)	Conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	pH (U.pH)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Remoción (%)	Calidad
160+0.1	100.00	1350.00	6.25	21.20	23.00	2
160+0.2	96.00	1360.00	6.18	20.80	26.00	2
160+0.4	84.00	1365.00	6.16	20.80	38.00	3
160+0.6	80.00	1370.00	6.14	20.60	39.00	3
160+0.8	86.00	1374.00	6.10	20.60	34.00	2
160+1.0	90.00	1380.00	6.10	20.60	31.00	2

Coagulante : FeCl_3

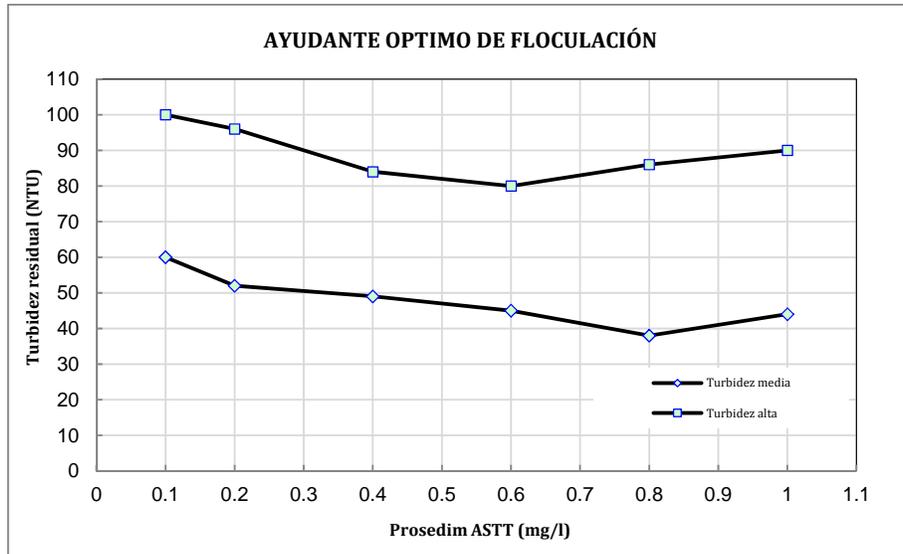


Fig. 38.- Ayudante de floculación en función del coagulante

TIEMPO ÓPTIMO DE MEZCLA RÁPIDA

Parámetro	Unidad	Turbidez media	Turbidez alta
PARAMETROS DE OPERACIÓN			
Tiempo de mezcla rápida	s	variación 30 s	variación 30 s
Gradiente mezcla rápida	s ⁻¹	125.00	125.00
Tiempo de floculación	min	20.00	20.00
Gradiente floculación	s ⁻¹	5.00	5.00
Sedimentación*	min	10.00	10.00
Volumen de recipiente**	mL	2000.00	2000.00
Dosificación coagulante	mg/L	Aplicación cada 30 s durante 3 min.	

* Muestreo secuencial

** Recipientes rectangulares, paletas planas

TURBIDEZ MEDIA

Dosis coagulante (mg/L)	Turbidez final (NTU)	T _F /T ₀	Conductividad (μS/cm)	pH (U.pH)	Tiempo mezcla (s)	Aplicación (s)	Calidad
60.00	67.00	0.84	1134.00	6.82	30.00	150.00	2
60.00	59.00	0.74	1132.00	6.83	60.00	120.00	3
60.00	53.00	0.66	1132.00	6.82	90.00	90.00	3
60.00	36.00	0.45	1130.00	6.80	120.00	60.00	5
60.00	39.00	0.49	1132.00	6.86	150.00	30.00	4
60.00	45.00	0.56	1132.00	6.87	180.00	0.00	4

Coagulante : FeCl₃

TURBIDEZ ALTA

Dosis coagulante (mg/L)	Turbidez final (NTU)	T_F/T_0	Conductividad ($\mu S/cm$)	pH (U.pH)	Tiempo mezcla (s)	Aplicación (s)	Calidad
160.00	97.00	0.75	1334.00	6.22	30.00	150.00	2
160.00	89.00	0.68	1336.00	6.23	60.00	120.00	2
160.00	83.00	0.64	1342.00	6.22	90.00	90.00	3
160.00	66.00	0.51	1360.00	6.24	120.00	60.00	4
160.00	69.00	0.53	1372.00	6.16	150.00	30.00	3
160.00	75.00	0.58	1380.00	6.17	180.00	0.00	3

Coagulante : $FeCl_3$

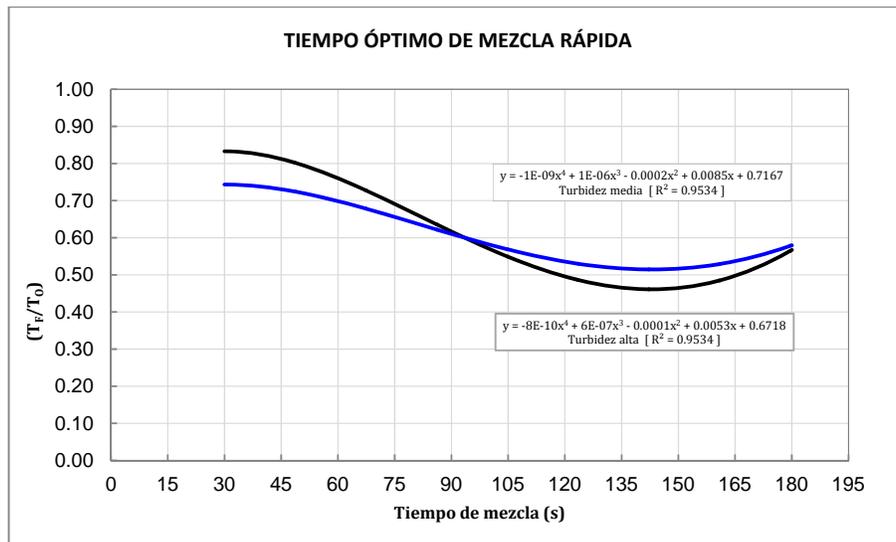


Fig. 39.- Representación tiempo mezcla

PARAMETROS DE FLOCULACIÓN

Parámetro	Unidad	Turbidez media	Turbidez alta
PARAMETROS DE OPERACIÓN			
Tiempo de mezcla rápida	min	2.00	2.00
Gradiente mezcla rápida	s^{-1}	125.00	125.00
Tiempo de floculación	min	Variación 5 min	Variación 5 min
Gradientes floculación	s^{-1}	5 – 14 - 22	5 – 14 - 22
Sedimentación*	min	10.00	10.00
Volumen de recipiente**	mL	2000.00	2000.00
Dosificación coagulante	mg/L	Aplicación simultánea	

* Muestreo secuencial

** Recipientes rectangulares, paletas planas

TURBIDEZ MEDIA

Coagulante (mg/L)	Tiempo (min)	Gradiente (s ⁻¹)	Turbidez (NTU)	(T _F /T ₀)100	Gradiente (s ⁻¹)	Turbidez (NTU)	(T _F /T ₀)100	Gradiente (s ⁻¹)	Turbidez (NTU)	(T _F /T ₀)100
60.00	5.00	5.00	57.00	71.25	14.00	63.00	78.75	22.00	64.00	80.00
60.00	10.00	5.00	46.00	57.50	14.00	50.00	62.50	22.00	54.00	67.50
60.00	15.00	5.00	42.00	52.50	14.00	36.00	45.00	22.00	45.00	56.25
60.00	20.00	5.00	32.00	40.00	14.00	38.00	47.50	22.00	37.00	46.25
60.00	25.00	5.00	34.00	42.50	14.00	41.00	52.25	22.00	42.00	52.50
60.00	30.00	5.00	38.00	47.50	14.00	42.00	52.50	22.00	46.00	57.50

Coagulante : FeCl₃

TURBIDEZ ALTA

Coagulante (mg/L)	Tiempo (min)	Gradiente (s ⁻¹)	Turbidez (NTU)	(T _F /T ₀)100	Gradiente (s ⁻¹)	Turbidez (NTU)	(T _F /T ₀)100	Gradiente (s ⁻¹)	Turbidez (NTU)	(T _F /T ₀)100
160.00	5.00	5.00	107.00	82.30	14.00	103.00	79.23	22.00	104.00	80.00
160.00	10.00	5.00	96.00	73.85	14.00	90.00	69.23	22.00	94.00	72.31
160.00	15.00	5.00	82.00	63.10	14.00	66.00	50.77	22.00	85.00	65.38
160.00	20.00	5.00	72.00	55.38	14.00	68.00	52.31	22.00	77.00	59.23
160.00	25.00	5.00	74.00	56.92	14.00	71.00	54.61	22.00	82.00	63.10
160.00	30.00	5.00	78.00	60.00	14.00	82.00	63.10	22.00	86.00	66.15

Coagulante : FeCl₃

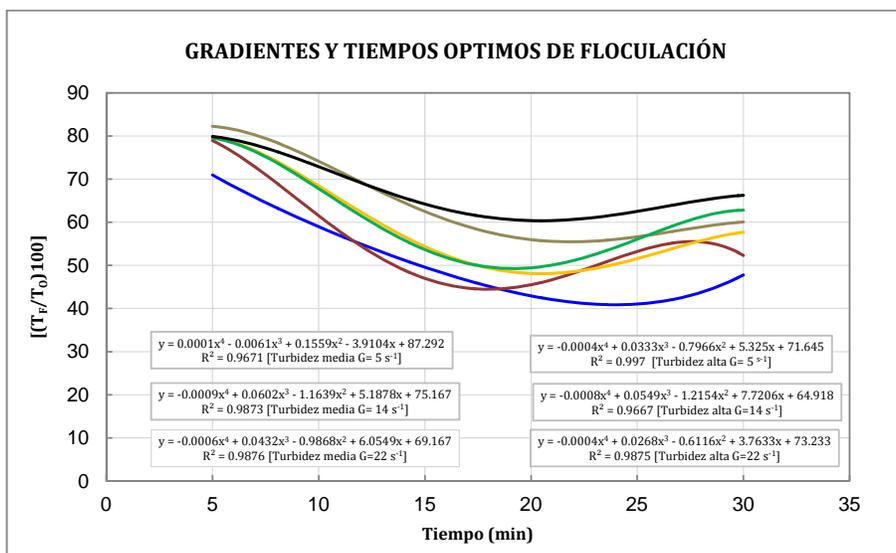


Fig. 40 .- Curvas de gradiente

PARAMETROS DE SEDIMENTACIÓN

Parámetro	Unidad	Turbidez media	Turbidez alta
PARAMETROS DE OPERACIÓN			
Tiempo de mezcla rápida	min	2.00	2.00
Gradiente mezcla rápida	s ⁻¹	125.00	125.00
Tiempo de floculación	min	20.00	20.00
Gradientes floculación	s ⁻¹	5	14
Sedimentación*	min	variable	variable
Volumen de recipiente**	mL	2000.00	2000.00
Dosificación coagulante	mg/L	60.00	160.00

* Muestreo secuencial

** Recipientes rectangulares, paletas planas

TURBIDEZ MEDIA

Tiempo sedimentación (min)	Recipiente I Turbidez (NTU)	Recipiente II Turbidez (NTU)	Turbidez Promedio (NTU)	(T _F /T _O)	Velocidad S. (cm/s)
0.30	65.00	67.00	66.00	0.83	2.00
1.00	62.00	58.00	60.00	0.75	1.00
1.30	54.00	55.00	55.00	0.69	0.67
2.00	53.00	51.00	52.00	0.65	0.50
2.30	50.00	53.00	52.00	0.65	0.40
3.00	49.00	47.00	48.00	0.60	0.33
4.00	49.00	45.00	47.00	0.59	0.25
5.00	44.00	46.00	45.00	0.56	0.20
6.00	42.00	43.00	43.00	0.54	0.17
8.00	44.00	40.00	42.00	0.52	0.12
10.00	40.00	36.00	38.00	0.47	0.10

S: Sedimentación – Distancia toma de muestras 6 cm

TURBIDEZ ALTA

Tiempo sedimentación (min)	Recipiente I Turbidez (NTU)	Recipiente II Turbidez (NTU)	Turbidez Promedio (NTU)	(T _F /T _O)	Velocidad S. (cm/s)
0.30	95.00	87.00	91.00	0.70	2.00
1.00	82.00	78.00	80.00	0.62	1.00
1.30	74.00	72.00	73.00	0.56	0.67
2.00	68.00	64.00	66.00	0.51	0.50
2.30	64.00	65.00	65.00	0.50	0.40
3.00	64.00	66.00	65.00	0.50	0.33
4.00	65.00	63.00	64.00	0.49	0.25
5.00	64.00	60.00	62.00	0.48	0.20
6.00	62.00	58.00	60.00	0.46	0.17
8.00	60.00	62.00	61.00	0.47	0.12
10.00	59.00	57.00	58.00	0.45	0.10

S: Sedimentación – Distancia toma de muestras 6 cm

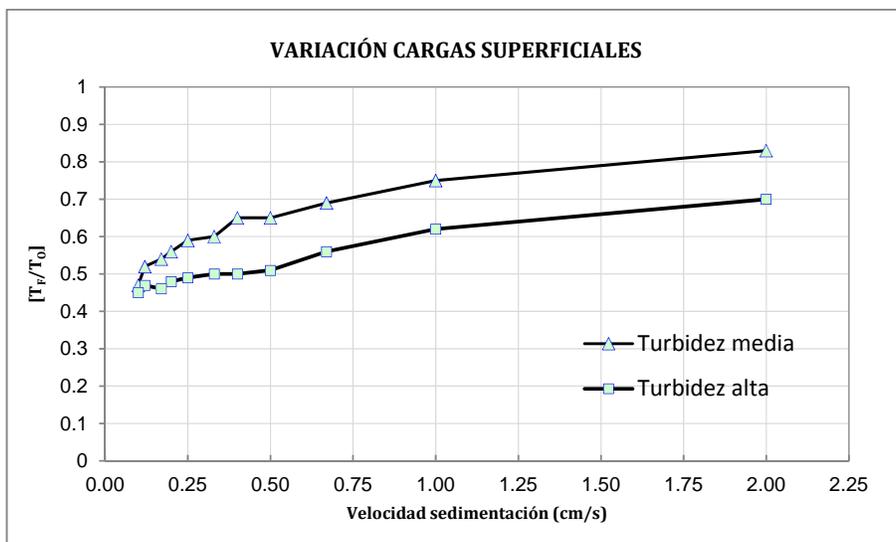


Fig. 41 .- Cargas superficiales

Los valores óptimos de dosificaciones y operación fueron aquellos que señalaban la turbidez más baja, como se describe en las gráficas, los gradientes de velocidad que permitan la mejor mezcla y en aquellas de floculación las que logran mejor aglomeración de floculos.

Se realizó ensayos diarios de tratabilidad básicamente con dos coagulantes y diversas opciones de dosificación, ayudantes de floculación y alternando los tiempos y gradientes de los parámetros operativos.

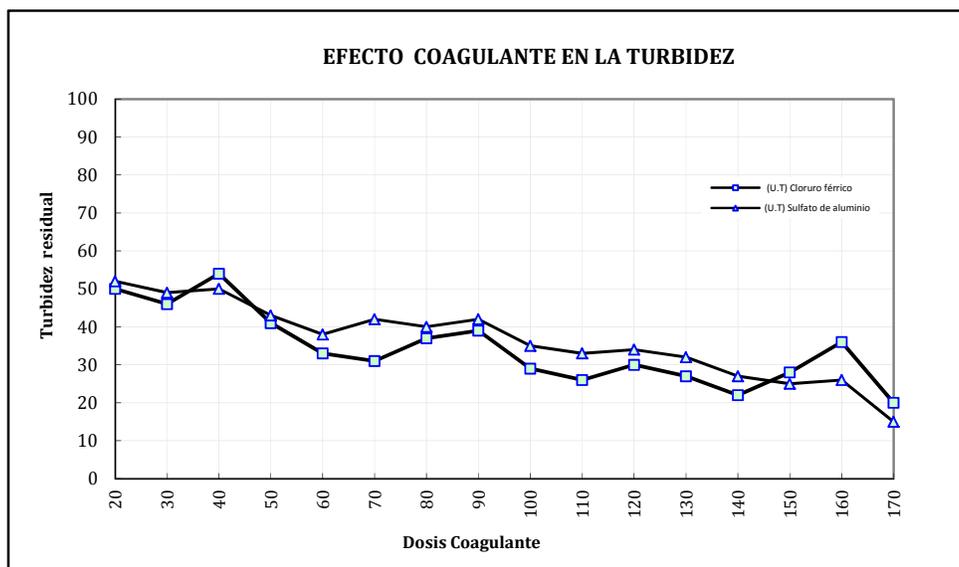


Fig. 42 .- Análisis de los coagulantes

Se observa un comportamiento más estable con adición de cloruro férrico como coagulante que con sulfato de aluminio, su efecto es notablemente superior con adición de ayudante de floculación.

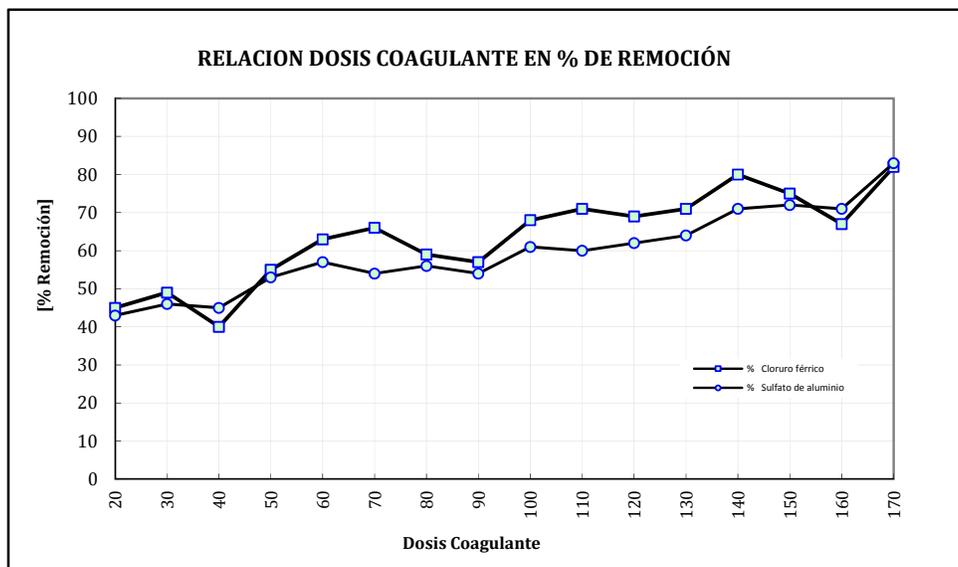


Fig. 43.- Efectos de la remoción de la turbidez

La dosis de coagulante de 70 mg/L de cloruro férrico se toma como óptima por su relación [consumo - remoción (%)], es donde se obtiene un valor de turbidez de cierta eficiencia avalada por el apartado económico.

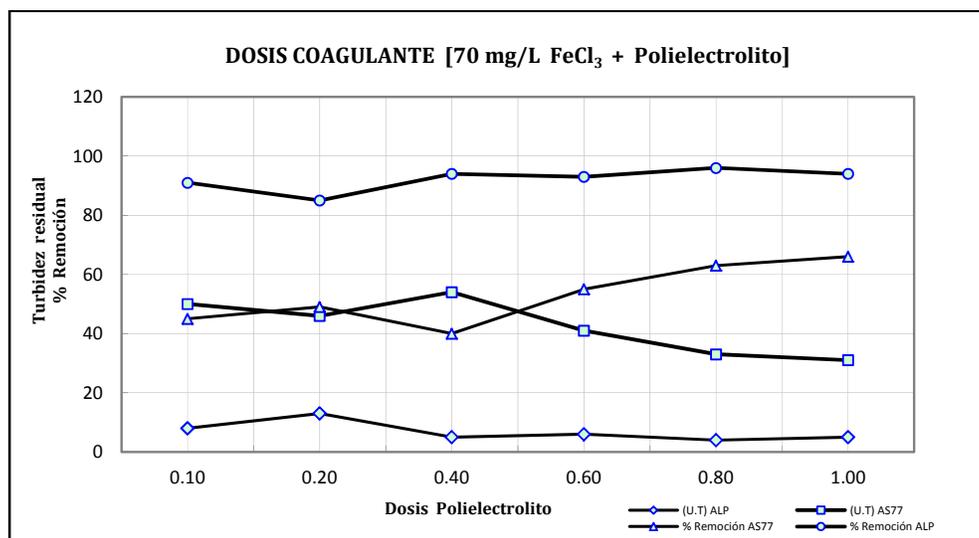


Fig. 44.- Gráfico comparativa de Coagulantes y ayudantes

La variabilidad de la calidad del agua presentaba un álgido problema de turbidez residual, múltiples ensayos con diversos ayudantes de floculación no alcanzaban eficiencia remocional básica, la gráfica explicita que el mayor porcentaje de remoción y que alcanza valores entre 40 - 70 NTU se consiguió con adición del polieletrolito más eficiente del mercado [AS77]; sin embargo posteriores ensayos de tratabilidad sugirieron utilizar coagulante [ALP], en calidad de ayudante de floculación obteniendo sorprendentes resultados que ofrecía valores constantes de remoción > al 90%, que es también uno de los nuevos conceptos de aplicación en aguas de difícil tratamiento.

9.3.- EVALUACIÓN Y RESULTADOS DEL PROCESO EDR

En la planta de tratamiento por membranas instalada en la EDAR Guía-Gáldar luego del período inicial de puesta en marcha y pruebas in-situ, se realizaron diversos ensayos para obtener el pretratamiento óptimo:

- 1ª FASE: Tratamiento del efluente de la estación depuradora en el sistema de clarificación con adición de coagulante [cloruro férrico] y desinfección con hipoclorito de sodio.
- 2ª FASE: Tratamiento del efluente de la EDAR en el sistema de clarificación con adición de coagulante [cloruro férrico], adición de polielectrolito y desinfección con hipoclorito de sodio.
- 3ª FASE: Tratamiento del efluente de la EDAR en el sistema de Clarificación con adición de coagulante [cloruro férrico] y desinfección con hipoclorito de calcio.

El tratamiento físico-químico se realiza con las dos unidades Cristal “M” cada una de ellas con un caudal de aporte de 480 m³/d. La unidad de electrodiálisis reversible aporta un caudal de producción de 130 m³/d, el agua de alimentación a la estación depuradora mantenía valores de turbidez (15 – 20 NTU), las dosis necesarias de reactivos aplicadas:

Cloración: Hipoclorito de sodio [4 – 5 mg/L] o hipoclorito de calcio [2 – 3 mg/L] para obtener cloro residual mínimo de 0.3 mg/L.

Coagulación: Cloruro Férrico [70 – 120 mg/L], en función de la turbidez de alimentación.

Ayudante de floculación: Polielectrolito aniónico ALP [0.5 mg/L]

Electrodos: Adición HCl (35%) en la operación [60 ml/m³ de agua producida]

Cada período de 2000 horas de funcionamiento se realizaron dos limpiezas manuales de la pila de membranas, dos limpiezas químicas con NaCl (5%) y HCl (5%), recuperando la planta su eficiencia inicial.

El reemplazo de filtros de cartucho se realizó cada 200 horas, el porcentaje de recuperación ha oscilado entre 70 y 80% y la eliminación de sales [65 – 75 %], las principales características del agua de alimentación y producto consta en la tabla adjunta [valores promedio de 500 datos].

Tabla 9.1: Valores característicos planta EDR

PARÁMETROS	ALIMENTACIÓN		PRODUCTO		ELIMINACIÓN
	Rango	Media	Rango	Media	
Turbidez (NTU)	7.00 - 37.00	18.50	6.00 - 31.00	16.00	14.00 %
pH	5.10 - 7.50	6.60	5.00 - 7.20	6.20	6.00 %
Conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	1362 - 1920	1616.00	260 - 574	440.00	73.00 %
Sólidos totales disueltos (mg/L)	953 - 1344	1131.00	182 - 402	314.00	72.00 %

RECUPERACION

Al obtener un agua producto con conductividades inferiores a $500 \mu\text{S}/\text{cm}$ se han alcanzado valores de recuperación entre 73-86 %.

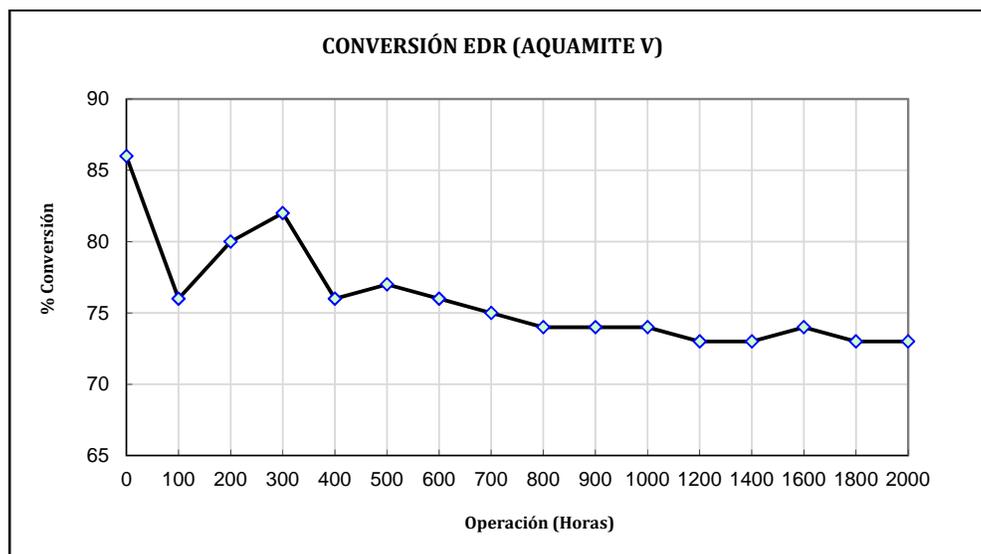


Fig. 45.- Efecto de la conversión

Podemos observar en la figura 45, que durante las primeras horas de funcionamiento, se tienen las mayores fluctuaciones, luego disminuyen hasta estabilizarse en función de la procedencia de las aguas tratadas.

RECHAZO DE SALES

Se ha obtenido un rechazo de sales que oscila entre 60 - 76 % como representa la figura 46. Según el grafico el rechazo de sales al inicio de la operación es inferior por efectos de las fluctuaciones ocasionadas por variaciones de voltaje, posteriormente llega a estabilizarse y mantiene los valores obtenidos

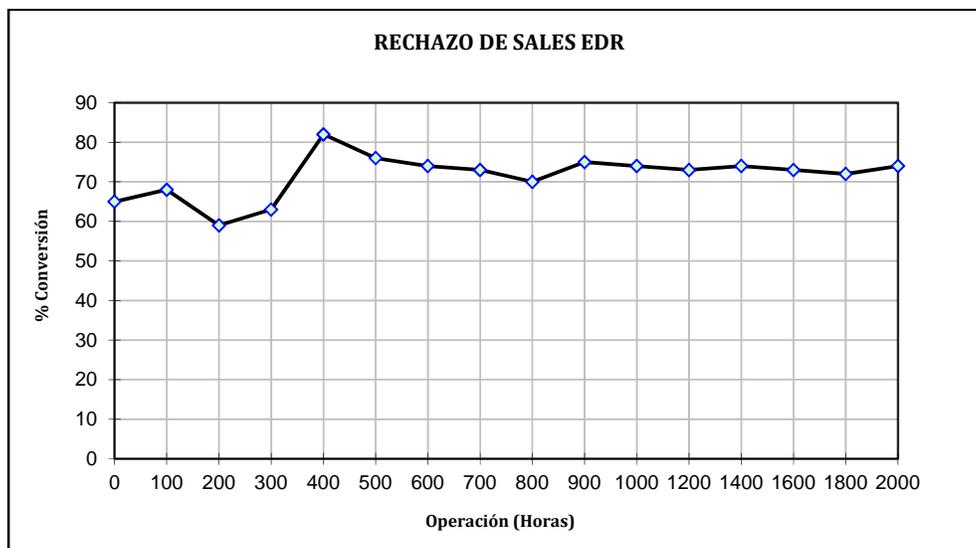


Fig. 46 .- Efecto del rechazo de sales en la planta EDR

En la siguiente figura.47 observamos la variación de la conductividad con el tiempo de funcionamiento en función del agua de alimentación y del producto.

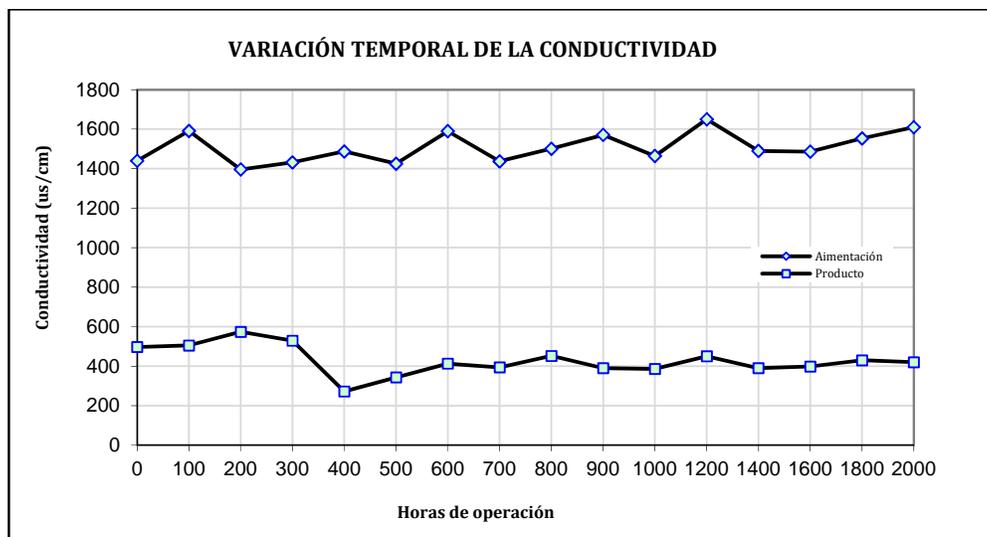


Fig. 47 .- Efecto de la conductividad en la EDR

Analizando las características de la planta de electrodiálisis reversible y por la experiencia real, los parámetros operativos y de producción se encuentran dentro de los límites normales para un funcionamiento discontinuo; los datos obtenidos de > 3000 horas de funcionamiento fueron los esperados en relación a consumo y ensuciamiento. El consumo eléctrico del Aquamite V es de 1,9 kWh/m³ de agua producida.

RENDIMIENTO DEL PROCESO EDR

$$\eta = \frac{F \times Q \times \Delta N \times 100}{\sum I \times n}$$

F : Constante Faraday

Q: Caudal

ΔN : Diferencia de normalidad entre entrada y salida

$\sum I$: Sumatoria de intensidades

n: número de pares de células

El rendimiento nos indica el trabajo realizado por la corriente, no nos informa del consumo energético.

Debo acotar que al símil de los otros sistemas, la planta de electrodiálisis reversible había concluido su etapa final de vida útil, y debido a la introducción de diversas modificaciones más un estricto pretratamiento y una operación sensible, se estabilizó su mantenimiento y fue operativa por espacio de 5 años con aporte constante del producto dentro de las normas de calidad, resaltando con ello el concepto de reutilización del producto [agua] y del equipo que lo realiza.



Ilustración de Planta Aquamite EDR

En la siguiente tabla se exponen los análisis promedios de calidad del agua que permite verificar el comportamiento del sistema en su primera línea de operación: [Clarificación, Pretratamiento, Electrodiálisis]. Los parámetros operativos se detallan en las tablas adicionales de cada operación.

9.3.1.- Comportamiento del Sistema Línea Tratamiento “A”

TRATAMIENTO		SECUNDARIO			CLARIFICACIÓN		ELECTRODIALISIS REVERSIBLE		PRETRATAMIENTO	
Parámetro	Unidad	Promedio	Nº datos	Rango relación	Valor promedio	Nº datos	Valor promedio	Nº datos	Valor promedio	Nº datos
pH	U. pH	7.40	492	6.40 - 7.90	6.90	369	6.55	369	6.80	369
Conductividad	µS/cm	1656.00	492	1060.00 - 1890.00	1685.00	369	660.00	369	1600.00	369
Temperatura	° C	20.30	492	18.00 - 27.90	20.30	369	20.10	369	20.40	369
Turbidez	FTU	102.00	492	48.00 - 160.00	28.00	369	16.00	369	21.00	369
Color	Pt-Co	162.00	144	24.00 - 180.00	95.20	108	46.90	108	95.20	108
Alcalinidad	mg/L	580.00	144	560.00 - 750.00	390.00	108	220.00	108	390.00	108
Solidos Totales	mg/L	1710.00	492	964.00 - 1890.00	1342.00	369	397.20	369	1240.60	369
Solidos Disueltos	mg/L	1102.00	492	760.00 - 1530.00	1215.00	369	367.00	369	1117.80	369
Solidos Suspendidos	mg/L	608.00	492	200.00 - 360.00	127.00	369	30.20	369	122.80	369
Dureza Total	mg/L	350.00	144	270.00 - 520.00	305.00	108	123.00	108	295.00	108
Dureza Cálctica	mg/L	187.00	144	78.00 - 200.00	146.00	108	70.40	108	141.70	108
CATIONES										
Calcio	mg/L	74.80	144	60.00 - 85.00	58.50	108	28.16	108	56.68	108
Magnesio	mg/L	36.00	144	22.00 - 47.00	38.00	108	12.78	108	37.25	108
Sodio	mg/L	240.00	144	141.00 - 312.00	240.00	108	46.80	108	240.00	108
Potasio	mg/L	83.70	144	62.40 - 97.00	83.70	108	29.30	108	83.70	108
Hierro Total	mg/L	0.06	144	0.00 - 0.18	0.05	108	0.05	108	0.05	108
Nitrógeno Amoniacal	mg/L	35.00	144	26.00 - 44.00	30.20	108	12.90	108	30.20	108
Cromo	mg/L	0.08	144	0.00 - 0.19	0.18	108	0.08	108	0.18	108
Aluminio	mg/L	0.17	144	0.00 - 0.22	0.08	108	0.04	108	0.08	108
ANIONES										
Bicarbonatos	mg/L	580.00	144	520.00 - 860.00	390.00	108	220.00	108	390.00	108
Carbonatos	mg/L	0.00	144	0.00 - 0.00	0.00	108	0.00	108	0.00	108
Sulfatos	mg/L	146.00	144	132.40 - 161.00	146.00	108	58.60	108	146.00	108
Cloruros	mg/L	370.30	144	230.00 - 495.00	370.30	108	51.80	108	370.30	108
Fosfatos	mg/L	0.60	144	0.00 - 1.90	0.34	108	0.34	108	0.34	108
Nitritos	mg/L	6.80	144	5.40 - 12.80	6.10	108	1.90	108	6.10	108
Nitratos	mg/L	92.70	144	48.00 - 58.50	86.70	108	23.60	108	86.70	108
Fluoruros	mg/L	5.60	144	4.20 - 7.80	5.40	108	2.20	108	5.40	108
OTRAS DETERMINACIONES										
Sílice	mg/L	29.60	72	20.00 - 32.00	28.40	64	24.30	64	28.40	64
Detergentes	mg/L	0.06	72	0.00 - 0.15	0.04	64	0.04	64	0.04	64
Grasas	mg/L	0.14	72	0.00 - 0.35	0.11	64	0.11	64	0.11	64
Fenoles	mg/L	0.03	72	0.00 - 0.01	0.01	64	0.01	64	0.01	64
Oxígeno Disuelto	mg/L	1.40	144	1.00 - 2.30	1.60	108	1.60	108	1.60	108
Cloro libre /Cloro Total	mg/L	0.00	492	0.00 - 0.20	0.00	369	0.00	369	0.00	369
DBO ₅	mg/L	94.00	144	40.00 - 270.00	94.00	108	6.40	108	44.90	108
DQO	mg/L	150.00	144	70.00 - 290.00	86.00	108	39.00	108	86.00	108
Carbono Orgánico T.	mg/L	234.00	72	180.00 - 350.00	70.20	64	32.00	64	70.20	64
Echerichia Coli	NMP/100 MI	10 ⁵ - 10 ⁶	72	10 ⁴ - 10 ⁸	10 ⁴	64	10 ²	64	10 ³	64
CALIDAD DEL AGUA					CLASE I		CLASE II		CLASE III	

9.4.- ANALISIS Y RESULTADOS PROCESOS TERCIARIOS

Uno de los parámetros fundamentales para operar con seguridad en los sistemas terciarios es el índice de ensuciamiento, cuyos valores a la salida del pretratamiento [clarificación, filtración multicapa y microfiltración] superaban las 5 unidades por la presencia del elevado contenido de sólidos suspendidos y la variabilidad de las características del agua que entregaba la planta depuradora, con los ensayos de laboratorio, sistemas piloto y ratificado con los análisis en planta se establece la necesidad de instalar un sistema terciario que permita alcanzar valores de SDI < 1 que garantice el funcionamiento eficiente de la osmosis inversa, mediante una modificación a uno de los racks que constituía la planta paquete, se acopló el proceso de ultrafiltración equipado con membranas SC4040PES-UF de Fluid Systems diseñadas para procesos de alta carga y de fácil limpieza.

La osmosis inversa asume condiciones de ensuciamiento constante, operando a una presión estable [12-20 bar], sin aumentar la productividad para no acortar el tiempo entre limpiezas y preservar la vida útil de las membranas. Se debe considerar de la experiencia real, que un aumento de productividad se logra forzando la presión de operación.

En el arranque y periodo de pruebas se tomaron en cuenta parámetros fundamentales necesarios para un óptimo rendimiento: límites hidráulicos internos de los elementos, efecto de la capa límite, factor beta y una recuperación que no era excesiva para evitar problemas en incrustación de sales; su conversión va relacionada con el límite de diseño de los elementos. Además se ajustó la planta a condiciones estables de funcionamiento sin obviar la calidad del producto.

El pretratamiento se realiza previniendo incrustación, fouling y ataque a las membranas que puede ocasionar disminución en el rendimiento o aumento de la presión de operación detectándose un aumento de la presión diferencial y salinidad del producto, en el filtro multicapa se añadió una sección con carbón activo [se utilizó una sola carga durante toda la experiencia] que permitía declorar el agua evitando la dosificación constante de bisulfito de sodio, esta acción innovadora se usa en la actualidad en los sistemas de pretratamiento de plantas desalinizadoras cuyas membranas no admiten cloro.

Se completó la línea de tratamiento con un sistema de desinfección anterior al proceso de OI con el fin de preservar a las membranas de la vida bacteriana. Todas las unidades en línea fueron concebidas en dualidad de funciones; como tratamiento específico que oferta su calidad de agua y de pretratamiento a la osmosis protegiendo al proceso más sensible y de su calidad depende el funcionamiento de los tratamientos de última generación desmineralizador y electrodesionización que fueron acoplados secuencialmente.

Los resultados de los procesos ultrafiltración, ósmosis inversa, intercambio iónico y electrodesionización luego de su puesta en marcha y operatividad por un período de 4 – 5 años son representativos y están avalados por las diferentes calidades de agua obtenidos, estos datos permiten evaluar sus rendimientos y aplicaciones.

La planta de ósmosis inversa como proceso de desmineralización a través de membranas semipermeables para separar el agua de las sales y compuestos disueltos en la misma usando energía de presión que en su origen trabajó en la Central Térmica La Robla, utilizaba dos racks de ósmosis inversa con membranas poliamida de Filmtec y Dupont, con un análisis físico y pruebas de presión nos decantamos por trabajar con membranas Dupont que otorgaban mayor caudal y mejor recuperación, el otro rack lo utilizamos en el proceso de ultrafiltración variando su diseño y configuración, la bomba de aporte de la OI inicial es reutilizada como bomba de baja presión.

El agua de aporte de la ósmosis previo paso por la ultrafiltración, desinfección UV y microfiltración [filtros de cartucho 5 μm] presentaba una turbidez promedio inferior a 5.0 NTU y un Silt Density Index < 1 . El pH se mantenía entre 5.0 y 7.0 unidades, cuando presentaba valores > 8 , se corregía con dosificaciones de H_2SO_4 . La adición del hexametáfosfato sódico (5mg/L) permitía evitar la precipitación de sales.

La unidad de ósmosis inversa producía entre [160 – 200 m^3/d] de agua producto con una recuperación del 80 %, trabajando a 14 bares de presión, se dispone de un sistema de recirculación de la salmuera para aumentar el factor de conversión.

El sistema trabajaba normalmente 5 – 6 días a la semana 12 horas al día, acumulando menos horas de trabajo que la planta de electrodiálisis reversible en base a las necesidades del producto requerido por el proyecto de riego. Uno de los objetivos del estudio es obtener diferentes calidades de agua, el efluente de la OI entrega valores apropiados de calidad para el funcionamiento de las unidades de intercambio iónico y electrodesionización y que estas puedan operar hasta conseguir agua de alta pureza.

La Fig.48 y Fig. 49 presentan parámetros de operación y comportamiento, estimándose un comportamiento normal de las membranas con breve disminución del caudal producto recuperado luego de cada lavado, siendo fundamental que la calidad de agua producto sea óptima y estable, porque de ella depende el funcionamiento de las dos unidades complementarias II - CDI.

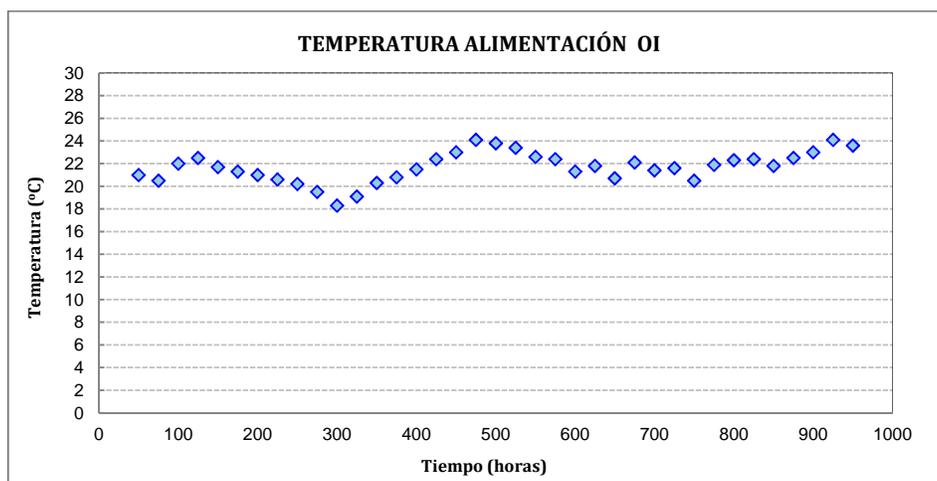
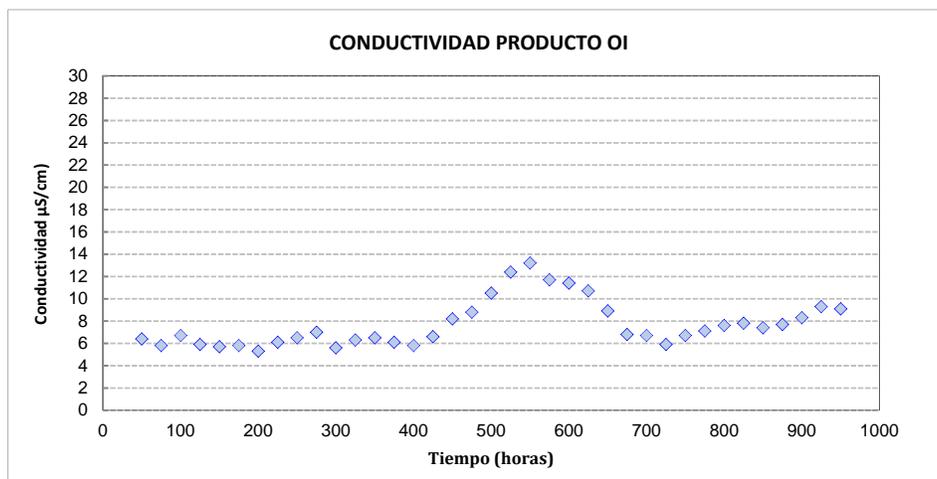
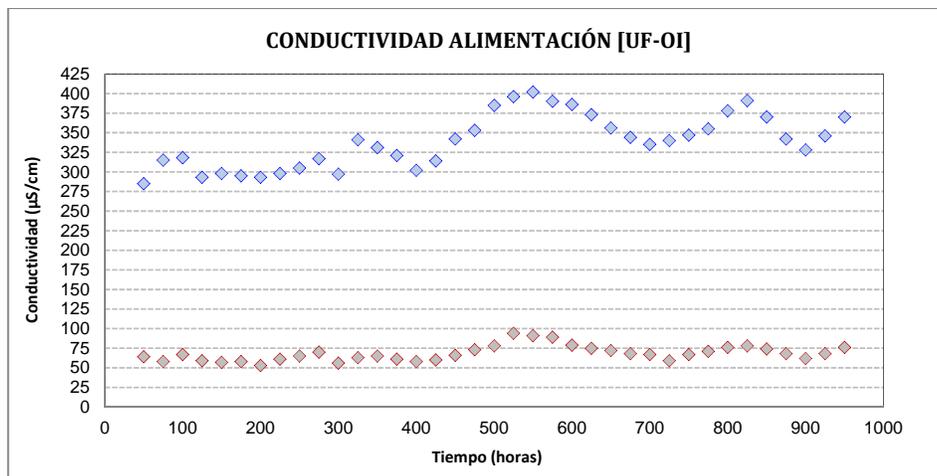


Fig. 48.- Parámetros de actuación de la planta de OI

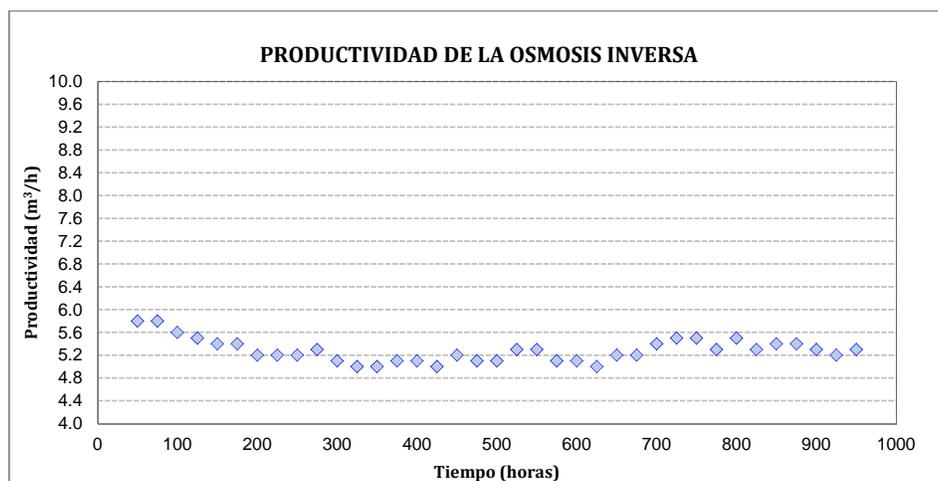
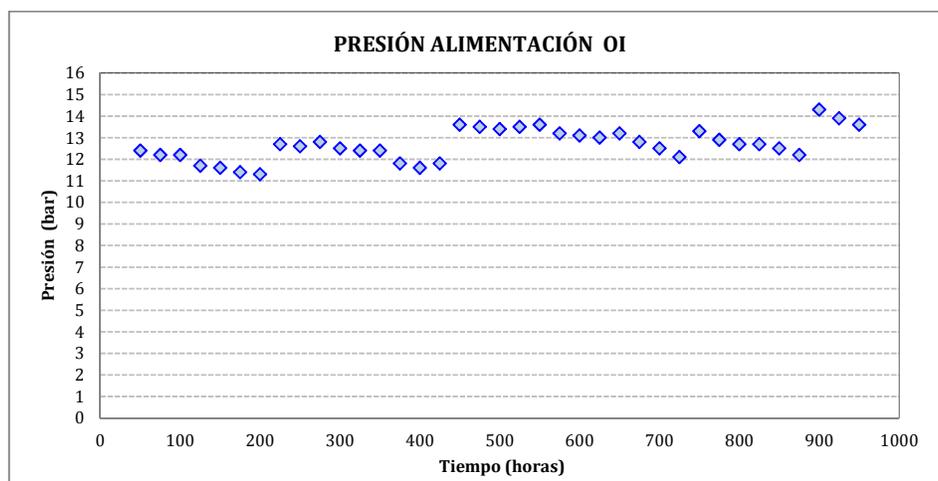
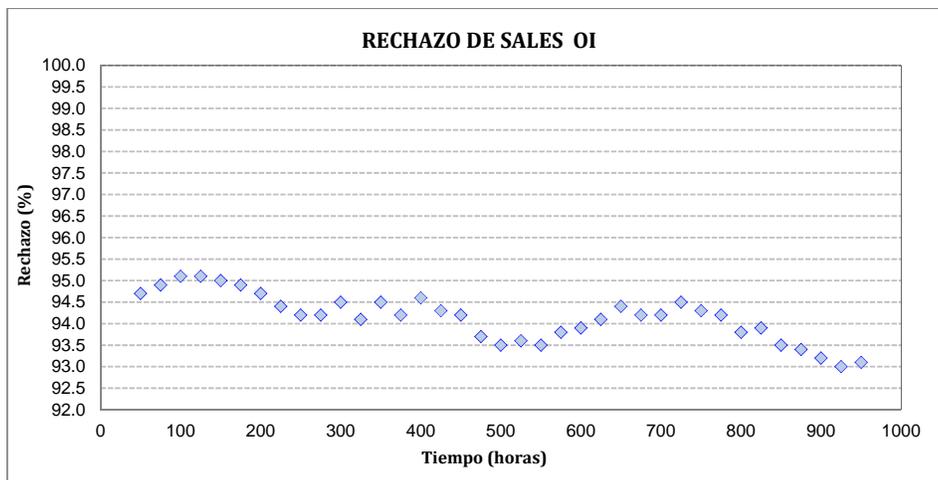


Fig. 49.- Parámetros de operatividad de la planta de OI

9.4.1- Sistemas Última Generación

Uno de los objetivos del proyecto es obtener agua ultrapura que requiere una combinación de tecnologías exigentes en el aporte de agua producto. En nuestro caso el tratamiento terciario actúa como pretratamiento de las unidades en línea del proceso, planta de tratamiento de agua desmineralizada complemento del sistema de electrodesionización continua.

La desmineralización es una tecnología imprescindible en la producción de agua ultrapura, constituida por lechos de resinas catiónicas y aniónicas separados en su parte intermedia por las resinas inertes, la operación dinámica proporciona agua desmineralizada, sus ciclos de producción nos marcará la conductividad, si su punto de consigna es $> [0.5 \text{ mS/cm}]$ y tiempo constante de 10 segundos el agua se recircula si persiste durante 30 minutos se bloque por mala regeneración y se califica como agua fuera de norma.

Se han determinado los tiempos adecuados de funcionamiento:

Fase	Tiempo (min)	Válvulas open	Válvulas off	Posición Stager
Esponjamiento	15 - 20	1 - 1A	El resto	1
Parada	5	ninguna	todas	2
Aspiración sosa	35 - 40	4 - 5 - 6	El resto	3
Lavado sosa	35 - 40	5 - 9	El resto	4
Aspiración ácido	35 - 40	7 - 8 - 9	El resto	5
Lavado ácido	35 - 20	8 - 9	El resto	6
Lavado rápido	10 - 15	9 - 10 - 10A	El resto	7
Bajada nivel	5 - 10	9 - 12	El resto	8
Mezcla resinas	15 - 20	12 - 13	El resto	9
Lavado final	5 - 10	14 - 15	El resto	10
Servicio	ciclo	15 - 16	El resto	11

Electrodesionización continua (CDI) : El módulo CDI consta de varios compartimientos formados por membranas alternas de intercambio de catión y de anión y espaciadores. El elemento base “par de celdas”, es un compartimiento concentrador de iones y un compartimiento de dilución (ambos compartimientos están limitados por cada lado por una membrana permeable a los aniones y una permeable a los cationes), actúa como una columna de lecho mixto operando sin regeneraciones, produciendo agua desionizada con una resistividad de hasta $18 \mu\text{S/cm}$ y un pH neutro. El sistema CDI produce una conversión de un 95% [cuando utilizamos la osmosis inversa como pretratamiento], con un mínimo consumo eléctrico.

Cálculo de la eficiencia: Se determina la eficiencia del sistema a través de la siguiente ecuación:

$$e = \frac{1.31 (Q)(C_f - C_p)}{I}$$

- e = Eficiencia (%)
- Q = Caudal diluido (l/min/celda)
- C_f = Conductividad alimentación (μS/cm)
- C_p = Conductividad producto (μS/cm)
- I = Intensidad de corriente (amp)

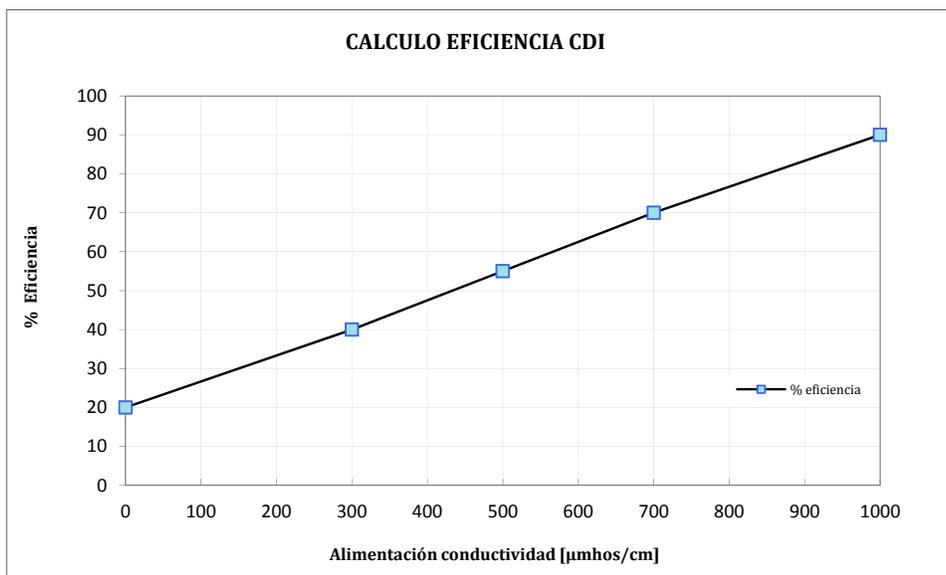


Fig. 50 .- Eficiencia del módulo

El agua de alimentación al CDI producto de la OI-DLM requiere cumplir las siguientes especificaciones:

Temperatura	10 – 35 °C
Presión	1.38 – 4.13 bar
Cloro libre	< 0.10 ppm 80% conversión < 0.067 ppm 85 % conversión < 0.050 ppm 90 % conversión
Hierro	< 0,01 ppm
Manganeso	< 0.01 ppm
Sulfitos	< 0.01 ppm
SDI	< 4
pH	4 – 10

Limpieza del módulo

Durante su operación la unidad no necesitó actuación de limpieza, cuando no se logre la conversión mínima de un 80 % podemos proceder a una etapa de lavado con carbonato sódico [reduce el ensuciamiento], HCl 0.5N [remover incrustaciones cálcicas-óxidos metálicos], NaCl/NaOH [remover ensuciamiento orgánico] y peracético [biocida: 20% H₂O₂ – CH₃COOOH].

Características del efluente residual

Las diversas unidades del sistema integral produce una serie de efluentes de rechazo [salmuera, limpieza pila de membranas, caudal de retorno de lavado de filtros, soluciones de limpieza, retrolavado, agua fuera de normativa], debido a las características del sistema como se indicó anteriormente algunas corrientes fueron objeto de recirculación [Cap.8 (8.2.2)] y aquellas que presentaban carga superior, [filtración multicapa, osmosis inversa y electrodiálisis reversible] son enviadas a cabecera de la estación depuradora sin incidencia por su bajo caudal y sólidos en suspensión.

El volumen de soluciones de limpieza en su variante secundaria se descarga en la línea de vertidos de la depuradora. Con un caudal de alimentación al conjunto de 36 m³/h el volumen de retorno a la estación depuradora de aguas residuales es inferior a 5 m³/h con un aporte del 3 – 4% al agua depurada.

9.4.2.- Desinfección

La cloración como método más conocido para eliminación de contaminación bacteriológica, se utilizó en planta aplicando hipoclorito de sodio [NaOCl] para una cloración fuerte al inicio del proceso general, posteriormente se decloraba para evitar el deterioro de las membranas de la ósmosis inversa y finalmente se dispone si se requiere, una aplicación para casos de postcloración.

Con los análisis de laboratorio se determinaba el breakpoint necesario para agregar cloro en dosis adecuada que satisfaga su demanda y obtenga su rango residual, considerando el tiempo de contacto adecuado para que realice su reacción; como medida de su eficacia utilizamos el factor de desinfección.

$$FD = \text{tiempo de contacto (min)} \times \text{concentración del cloro libre (ppm)}.$$

La desinfección por ultravioleta se debe considerarla como un proceso físico de desinfección puesto que la luz penetra las paredes de las células de los microorganismos y es absorbida por el material celular, incluidos ADN y ARN.

El procedimiento de desinfección por ultravioleta se explica en base a criterios de aplicación de la dosis adecuada a un microorganismo para conseguir su destrucción, viene definida por:

$$H = E \times t$$

H : Dosis U.V. en mJ/cm^2

E : Intensidad en $\text{mJ}/(\text{cm}^2 \text{ s.})$

t : Tiempo de exposición en s

El esterilizador REX RO6PE-CF con potencia por unidad de lámpara de 65 W, está diseñado para proporcionar una dosis de U.V. de $68 \text{ mJ}/\text{cm}^2$, transmisión a 10 mm $\geq 70\%$, que permite destruir el 99.9% de la mayoría de los microorganismos presentes en el agua.

La presión máxima de utilización en nuestro modelo de polietileno de múltiples generadores es de 6 bar, la célula medidora de radiación nos informa cuando debemos efectuar el cambio de generador, si el monitor de intensidad indica una dosis de radiación inferior al 70% de la inicial se debe realizar el reemplazo respectivo.

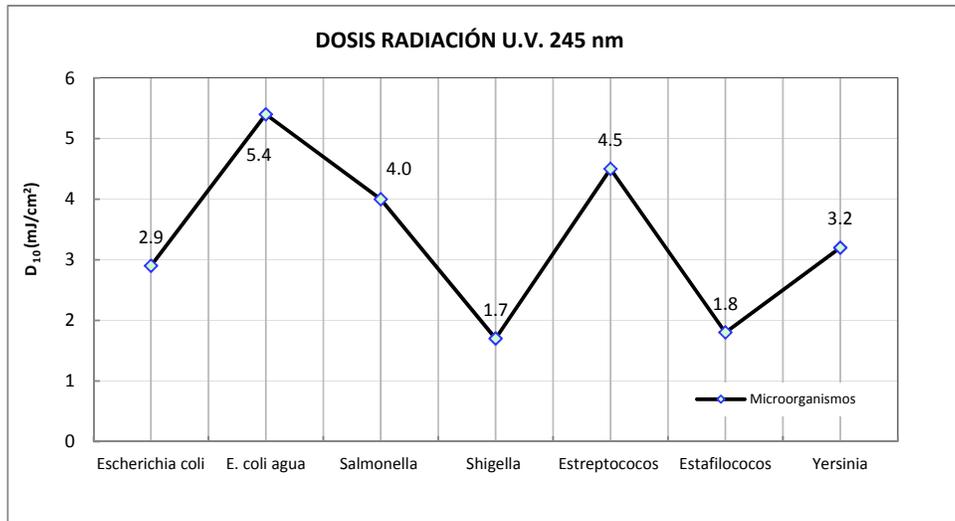


Fig. 51.- Radiación óptima para cada microorganismo

La única base válida para establecer la eficacia de las instalaciones de desinfección por ultravioleta es la derivada de los análisis bacteriológicos realizados bajo condiciones definidas.

9.4.3.- Comportamiento del Sistema Avanzado “modo simultáneo”

TRATAMIENTO		SECUNDARIO	CLARIFICACIÓN	F. M.	U. F.	U. V.	O. I.	D.L.M.	C.D.I	
Parámetro	Unidad	Promedio	Valor promedio	Promedio	Promedio	Promedio	Valor promedio	Promedio	Promedio	Nº Datos
Ph	U. Ph	7.14	6.78	6.80	6.70	6.55	6.20	5.86	5.70	246
Conductividad	µS/cm	656.00	1620.00	1628.00	325.00	325.00	65.00	9.80	1.16	246
Temperatura	° C	20.80	20.80	21.20	21.30	21.30	21.70	21.70	22.00	246
Turbidez	FTU	94.00	18.00	15.00	2.10	2.10	0.00	0.00	0.00	246
Color	Pt-Co	206.00	85.20	85.20	11.20	11.00	0.70	0.30	0.00	108
Alcalinidad	mg/L	560.00	492.00	492.00	56.60	56.24	15.20	4.00	3.00	108
Solidos Totales	mg/L	1610.00	1242.00	1149.00	804.00	804.00	32.20	6.40	0.64	246
Solidos Disueltos	mg/L	1102.00	1181.00	1130.00	791.00	791.00	31.60	6.32	0.63	246
Solidos Suspendidos	mg/L	508.00	161.00	19.00	13.00	13.00	0.60	0.08	0.00	246
Dureza Total	mg/L	384.00	307.20	275.60	46.90	46.90	10.00	1.50	0.00	108
Dureza Cálcica	mg/L	176.60	168.75	158.60	30.40	30.40	7.00	0.80	0.00	108
CATIONES										
Calcio	mg/L	70.64	67.50	63.54	12.16	12.16	2.80	0.32	0.00	108
Magnesio	mg/L	50.40	33.80	28.50	4.00	4.00	0.73	0.20	0.00	108
Sodio	mg/L	234.00	234.00	234.00	31.50	30.00	4.70	0.90	0.60	108
Potasio	mg/L	82.50	82.50	82.50	13.00	12.78	1.30	0.34	0.16	108
Hierro Total	mg/L	0.09	0.07	0.07	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	108
Nitrógeno Amoniacal	mg/L	38.10	28.80	28.80	23.20	23.20	3.25	0.32	0.32	108
Cromo	mg/L	0.10	0.09	0.09	0.04	0.04	0.00	0.00	0.00	108
Aluminio	mg/L	0.15	0.13	0.13	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	108
ANIONES										
Bicarbonatos	mg/L	560.00	492.00	492.00	56.60	56.24	15.20	4.00	3.00	108
Carbonatos	mg/L	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	108
Sulfatos	mg/L	148.00	136.90	136.90	115.90	116.00	7.00	1.10	0.40	108
Cloruros	mg/L	369.00	369.00	369.00	328.20	327.00	16.00	8.00	5.00	108
Fosfatos	mg/L	0.60	0.20	0.20	0.10	0.10	0.02	0.01	0.00	108
Nitritos	mg/L	6.60	6.20	6.20	5.90	3.90	0.09	0.00	0.00	108
Nitratos	mg/L	89.70	72.10	72.10	27.20	21.70	8.00	4.60	0.49	108
Fluoruros	mg/L	4.60	3.30	3.30	0.50	0.30	0.10	0.08	0.02	108
OTRAS DETERMINACIONES										
Sílice	mg/L	30.00	28.40	27.00						
Detergentes	mg/L	0.05	0.02	0.02	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	64
Grasas	mg/L	0.11	0.06	0.06	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	64
Fenoles	mg/L	0.03	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	64
Oxígeno Disuelto	mg/L	1.30	1.70	1.70	1.10	0.60	0.30	0.30	0.30	108
Cloro libre /Cloro Total	mg/L	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	246
DBO ₅	mg/L	87.00	85.00	85.00	7.20	4.70	0.20	0.00	0.00	108
DQO	mg/L	156.00	87.15	79.20	15.20	13.60	0.20	0.01	0.00	108
Carbono Orgánico T.	mg/L	248.00	71.50	71.50	39.90	21.12	3.60	0.70	0.03	64
Escherichia Coli	NMP/100 mL	10 ³ - 10 ⁶	10 ⁴	10 ³	10 ²	0.00	0.00	0.00	0.00	24
CALIDAD DEL AGUA					CLASE IV	CLASE V	CLASE VI	CLASE VII	CLASE VIII	

*F.M. [Filtración multicapa]; U.F.[Ultrafiltración]; U.V. [Ultravioleta]; O.I. [Osmosis Inversa]; D.L.M. [Desmineralización Lecho Mixto]; C.D.I.[Electrodesionización]

9.4.4.- Valoración de los Análisis Bacteriológicos

PROCESOS ANALITICA	Coliformes totales/100 mL	Coliformes fecales/100 mL	Estreptococos Fecales	Estafilococos	Salmonella	Yersinia
SECUNDARIO	$7,5 \times 10^5$	$2,1 \times 10^5$	65 en 10 ml	Ausencia	Ausencia	Ausencia
CLARIFICACION	$1,4 \times 10^3$	$1,1 \times 10^3$	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia
PRETRATAMIENTO	$1,6 \times 10^3$	$4,0 \times 10^2$	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia
ELECTRODIALISIS REVERSIBLE	$3,4 \times 10^3$	$1,2 \times 10^3$	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia
ULTRAFILTRACION	$3,0 \times 10^2$	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia
ULTRAVIOLETA	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia
OSMOSIS INVERSA	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia
DESMINERALIZADOR L.MIXTO	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia
ELECTRODESIONIZACION	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia	Ausencia

* Análisis efectuados por el Laboratorio de Salud Pública Registro N° 891 - Acta N° 3.154 - 22-05-98

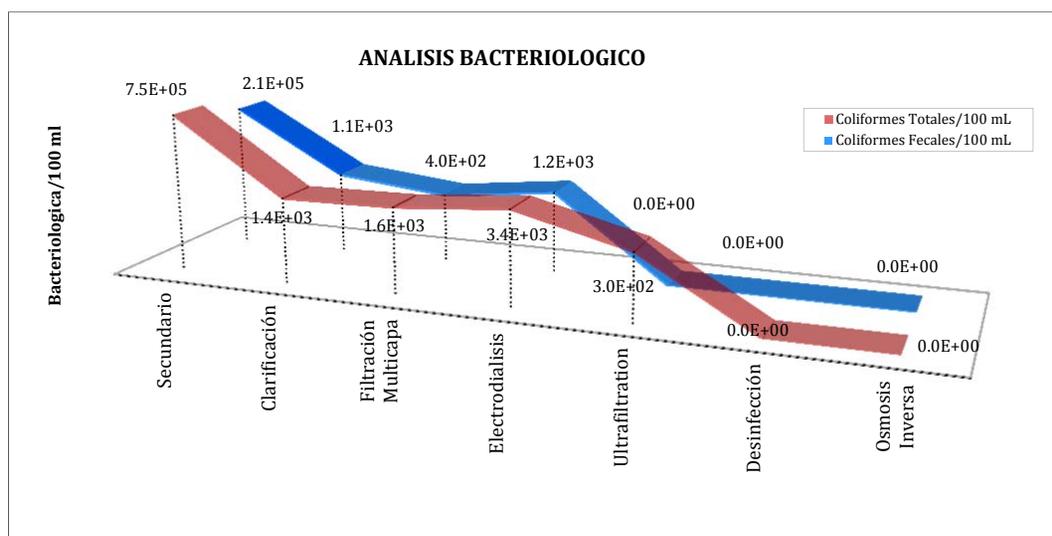


Fig. 52 .- Eliminación de microorganismos

9.-5 ESTUDIO ENERGETICO

El consumo energético es un apartado fundamental en el uso de todas las tecnologías que son dependencia directa del costo, y por ello hemos optado por procesos económicamente asumibles propios de la concepción del proyecto que opera con agua de baja salinidad, equipo auxiliar básico y operación estable.

POTENCIA SISTEMAS AUXILIARES

PARAMETRO	POTENCIA
<i>Entrada de agua</i>	
▪ Bombeo	5.30 kW
<i>Clarificación</i>	
▪ Dosificación de coagulante	0.40 kW
▪ Dosificación de floculante	0.40 kW
▪ Clarificación	5.30 kW
▪ Lavado	3.60 kW
<i>Pretratamiento</i>	
Filtración sobre arena	
▪ Bombeo y lavado	7.00 kW
<i>Ultrafiltración</i>	
▪ Bombeo de alta presión	14.40 kW
▪ Lavado de módulos	5.00 kW
<i>Desinfección</i>	
▪ Lámparas de U.V	1.20 kW
▪ Sistema cloro-ozono	2.60 kW
<i>Osmosis Inversa</i>	
▪ Bombeo alta presión	36.00 kW
▪ Lavado de módulos	8.00 kW
▪ Dosificación de reactivos	2.10 kW
<i>Electrodialisis</i>	
▪ Bomba de alimentación	0.74 kW
▪ Bomba de recirculación salmuera	0.74 kW
▪ Suministro corriente continua	
<i>Acondicionamiento agua tratada</i>	
▪ Dosificación reactivo	0.40 kW

▪ Bombeo	3.60 kW
<i>Línea de Fangos</i>	
▪ Bombeo	0.90 kW
POTENCIA APROXIMADA	100 kW
<u>POTENCIA NECESARIA UNIDADES</u>	
1.- Impulsión de agua bruta, Clarificación química Subcuadro de clarificadores Potencia instalada:	17 kW
2.- Filtración y Dosificación de reactivos a ósmosis Potencia instalada:	13 kW
3.- Adsorción carbón activo y desinfección Subcuadro de equipo U.V. Subcuadro de equipo cloro Potencia instalada:	9 kW
4.- Sistemas Terciarios Sistema de Osmosis Inversa Sistema de Electrodialisis Sistema de Desmineralización Sistema de Electrodesionización Sistema de Ultrafiltración Sistema de Microfiltración Sistema de Nanofiltración Potencia instalada:	90 kW
5.- Tratamiento de Fangos Potencia instalada:	12 kW
6.- Unidades Piloto Subcuadro de unidad de U.F Subcuadro de unidad de O.I. Subcuadro de EDR Subcuadro de CDI Potencia Instalada	60 kW
7.- Control Potencia Instalada	12 kW
Potencia total necesaria	200 kW

Consumo Energético

$$E = \frac{P}{\delta \times C \times 35.64}$$

- E. Consumo eléctrico
- P. Presión
- C. Conversión
- δ. Rendimiento

Impulsión agua	E = 0.108 kWh/m ³
Floculación – Clarificación – Dosificación	E = 0.106 kWh/m ³
Filtración	E = 0.176 kWh/m ³
Desinfección	E = 0.100 kWh/m ³
Ultrafiltración	E = 0.780 kWh/m ³
Osmosis inversa	E = 1.560 kWh/m ³
Electrodialisis	E = 1.970 kWh/m ³
Desmineralizador	E = 0.130 kWh/m ³
Electrodesionización	E = 0.070 kWh/m ³

Consumo energético **E = 5 kWh/m³**

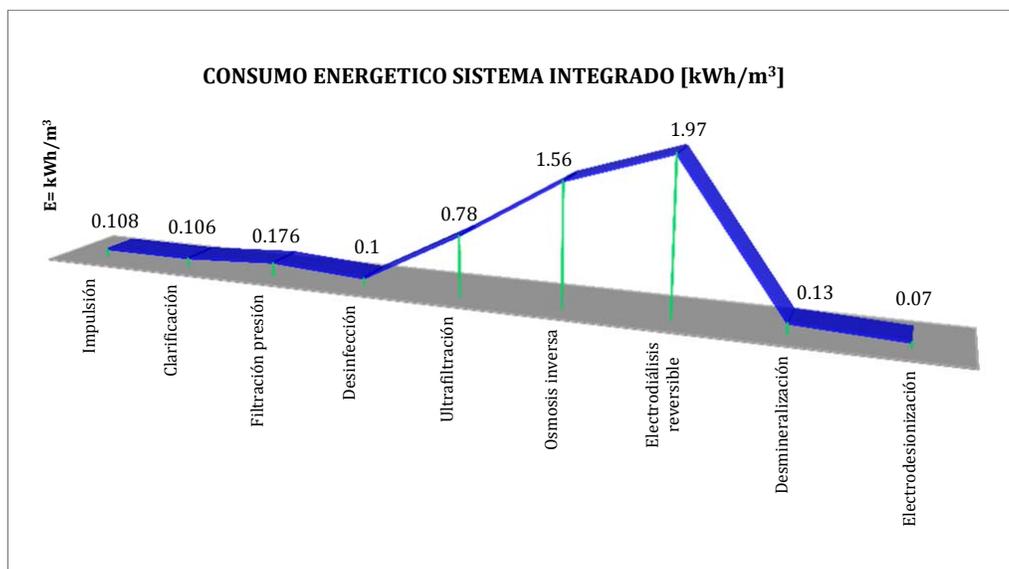


Fig. 53 .- Consumo energía de cada tratamiento

9.6.- TABLAS DE DATOS DE LA OPERACIÓN DEL SISTEMA

Tabla 9.2: Sistema modular Cristal “M”

DATOS DE OPERACIÓN DEL SISTEMA DE CLARIFICACIÓN				
PARÁMETRO	Unidad	Valor promedio	Valor promedio	Valor promedio
HORAS DE OPERACIÓN	h	100 – 1300	1300 – 2900	2900 – 4100
PRODUCCIÓN	m ³ /h	30.00 – 36.00	30.00 – 36.00	30.00 – 36.00
CONSUMO ELÉCTRICO	kWh	20.00 – 24.00	20.00 – 24.00	18.00 – 22.00
[CONSUMO ELÉCTRICO]/m ³	kWh/m ³	0.42 – 0.45	0.42 – 0.45	0.40 – 0.42
AGUA DE ALIMENTACIÓN				
TURBIDEZ	NTU	120.00 – 160.00	80.00 – 120.00	40.00 – 80.00
pH	U.pH	6.40 – 7.40	6.40 – 7.60	6.40 – 7.50
TEMPERATURA	° C	17.00 – 20.10	18.00 – 20.50	18.00 – 21.50
CONDUCTIVIDAD	μS/cm	1900.00 – 2300.00	1900.00 – 2200.00	1900.00 – 2100.00
COLOR	U.Pt.Co	200.00 > 280.00	120.00 – 200.00	60.00 – 120.00
COLORO LIBRE	mg/L	0.00 – 0.00	0.00 – 0.00	0.00 – 0.00
AGUA COAGULACIÓN - FLOCULACIÓN				
TURBIDEZ	NTU	140.00 – 160.00	90.00 – 120.00	60.00 – 90.00
pH	U.pH	6.60 – 7.40	6.60 – 7.60	6.50 – 7.50
TEMPERATURA	° C	17.00 – 20.10	18.00 – 20.50	18.00 – 21.50
CONDUCTIVIDAD	μS/cm	1900.00 – 2300.00	1900.00 – 2200.00	1900.00 – 2100.00
COLOR	U.Pt.Co	200.00 > 280.00	120.00 – 200.00	60.00 – 120.00
COLORO LIBRE	mg/L	0.00 – 0.00	0.00 – 0.00	0.00 – 0.00
AGUA SEDIMENTACIÓN				
TURBIDEZ	NTU	110.00 – 140.00	70.00 – 100.00	40.00 – 80.00
pH	U.pH	6.60 – 7.40	6.60 – 7.60	6.50 – 7.50
TEMPERATURA	° C	17.00 – 20.10	18.00 – 20.50	18.00 – 21.50
CONDUCTIVIDAD	μS/cm	1900.00 – 2300.00	1900.00 – 2200.00	1900.00 – 2100.00
COLOR	U.Pt.Co	200.00 > 280.00	120.00 – 200.00	60.00 – 120.00
COLORO LIBRE	mg/L	0.00 – 0.00	0.00 – 0.00	0.00 – 0.00
AGUA PRODUCTO				
TURBIDEZ	NTU	36.00 – 50.00	25.00 – 40.00	10.00 – 25.00
pH	U.pH	6.80 – 7.20	6.70 – 7.30	6.70 – 7.40
TEMPERATURA	° C	18.00 – 20.20	19.00 – 21.00	19.00 – 22.00
CONDUCTIVIDAD	μS/cm	1900.00 – 2300.00	1900.00 – 2200.00	1900.00 – 2100.00
COLOR	U.Pt.Co	170.00 – 120.00	72.00 – 120.00	40.00 – 72.00
COLORO LIBRE	mg/L	0.30 – 0.50	0.30 – 0.50	0.25 – 0.40

FILTRACIÓN SOBRE ARENA				
PRESIÓN DE ENTRADA	bar	3.00 – 3.60	3.00 – 3.50	3.00 – 3.50
TURBIDEZ	NTU	30.00 – 50.00	20.00 – 30.00	10.00 – 20.00
pH	U.pH	6.50 – 7.50	6.70 – 7.70	6.70 – 7.80
TEMPERATURA	° C	19.00 – 20.10	18.00 – 22.50	20.50 – 23.00
PRESIÓN SALIDA	bar	3.00 – 3.40	3.00 – 3.30	3.00 – 3.20
DOSIFICACIÓN REACTIVOS				
DESINFECTANTE	mg/L	3.00 – 6.00	2.00 – 5.00	2.00 – 5.00
COAGULANTE	mg/L	140.00 – 90.00	110.00 – 70.00	90.00 – 70.00
FLOCULANTE	mg/L	1.00 – 0.50	1.00 – 0.30	0.50 – 0.20
ACIDO [H ₂ SO ₄]	mg/L	0.50 – 3.00	0.50 – 3.00	0.50 – 3.00
BASE [NaOH]	mg/L	0.50 – 2.00	0.50 – 2.00	0.50 – 2.00
DATOS OPERACIÓN PRETRATAMIENTO				
HORAS OPERACIÓN	h	1000	1200	1000
PRODUCCIÓN	m ³ /h	22.00 – 27.00	22.00 – 27.00	22.00 – 27.00
CONSUMO ELÉCTRICO	kWh	10.00 – 15.00	8.00 – 15.00	8.00 – 15.00
[CONSUMO ELÉCTRICO]/m ³	kWh/m ³	0.20 – 0.50	0.15 – 0.40	0.15 – 0.40
MICROFILTRACIÓN				
PRESIÓN DE ENTRADA	bar	0.70 – 2.00	0.70 – 2.00	0.70 – 2.00
TURBIDEZ	NTU	30.00 – 50.00	20.00 – 30.00	10.00 – 20.00
SDI	U SDI	4 – 8	4 – 7	3 – 6
PRESIÓN SALIDA	bar	0.70 – 2.00	0.70 – 2.00	0.70 – 2.00
DOSIFICACIÓN REACTIVO				
ANTINCRUSTANTE *	mg/L	≤ 5.00	≤ 5.00	≤ 5.00
INCIDENCIAS *Hexametáfosfato sódico				

Tabla 9.3: Datos operativos EDR

SISTEMA ELECTRODIALISIS REVERSIBLE							
PARÁMETRO	Unidad	Período funcionamiento : [1996 – 2000]					
CONTADOR DE HORAS	h	100 – 1300		1300 – 2900		2900 – 4100	
CONSUMO ELÉCTRICO	kWh/m ³	2.45 – 2.92		1.74 – 2.63		1.65 – 2.58	
POLARIDAD		+	=	+	=	+	=
LECTURAS HIDRAÚLICAS							
CAUDAL ALIMENTACIÓN	m ³ /h	5.20	5.20	5.60	5.60	4.80	4.80
CAUDAL DILUIDO	m ³ /h	4.40	4.40	4.20	4.20	3.70	3.70
CAUDAL APORTACIÓN	m ³ /h	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
CAUDAL PRODUCTO	m ³ /h	4.20	4.20	4.00	4.00	3.40	3.40
CAUDAL SALMUERA	m ³ /h	1.30	1.30	1.40	1.40	1.00	1.00
ELECTRODOS	m ³ /h	0.70	0.70	0.70	0.70	0.60	0.60
PRESIONES							
BOMBA ALIMENTACIÓN	bar	5.20	5.20	5.10	5.10	4.70	4.70
ANTES FILTRO CARTUCHO	bar	5.00	5.10	5.60	5.50	5.30	5.30
DESPUÉS FILTRO CARTUCHO	bar	4.80	4.90	4.50	4.40	3.70	3.70
ENTRADA A PILAS	bar	3.40	3.30	3.30	3.10	3.20	2.90
SALIDA DE PILAS	bar	0.30	0.40	0.20	0.20	0.20	0.20
ELECTRODO (CÁTODO)	bar	3.10	2.80	2.70	2.40	2.50	2.20
DIFERENCIAL ENTRADA	cm(H ₂ O)	230.00	210.00	200.00	155.00	220.00	110.00
DIFERENCIAL SALIDA	cm(H ₂ O)	90.00	60.00	85.00	55.00	50.00	35.00
LECTURAS ELÉCTRICAS							
VOLTAJE ETAPA 1	V	162.60	162.40	153.60	151.10	150.20	150.90
VOLTAJE ETAPA 2	V	71.30	71.30	70.30	70.70	69.60	70.10
INTENSIDAD ETAPA 1	amp	9.20	9.00	8.90	8.70	6.30	6.60
INTENSIDAD ETAPA 2	amp	3.40	3.20	2.80	2.80	2.70	2.60
CONTROL DE PILA							
ELECTRODO ALTO ETAPA 1	amp	6.90	6.60	6.30	6.40	6.20	5.10
ELECTRODO ALTO ETAPA 2	amp	3.80	3.70	3.00	3.30	2.50	3.10
ELECTRODO BAJO ETAPA 1	amp	30.00	22.80	23.10	19.90	21.80	18.10
ELECTRODO BAJO ETAPA 2	amp	4.20	4.10	3.50	2.80	3.30	2.90

ELECTRODIALISIS REVERSIBLE : PARÁMETROS FÍSICOS							
TURBIDEZ							
ENTRADA (F/Q)	NTU	110.00	107.00	57.00	55.00	21.00	19.00
SALIDA (F/Q)	NTU	17.00	14.00	5.70	5.30	1.80	1.68
ENTRADA [(F.C.) – (EDR)]	NTU	16.55	13.70	5.10	4.80	1.70	1.56
SALIDA [(F.C.) – (EDR)]	NTU	10.20	8.90	4.90	4.60	1.60	1.50
PRODUCTO (EDR)	NTU	7.60	6.20	3.56	3.48	1.05	0.94
SALMUERA (EDR)	NTU	26.00	26.00	4.10	3.90	1.45	1.30
pH/ TEMPERATURA							
ENTRADA (F/Q)	pH/°C	6.60/24.20	6.70/24.20	6.60/21.50	6.40/21.40	6.90/22.20	6.85/22.10
SALIDA (F/Q)	pH/°C	6.30/24.60	6.3/24.80	6.10/21.60	6.20/21.55	6.30/22.30	6.40/22.30
ENTRADA [(F.C.) – (EDR)]	pH/°C	6.40/24.40	6.25/24.30	6.30/21.50	6.50/21.30	6.40/22.10	6.45/21.80
SALIDA [(F.C.) – (EDR)]	pH/°C	6.60/25.00	6.60/24.90	6.70/21.60	6.80/21.40	6.70/22.90	6.70/22.70
PRODUCTO (EDR)	pH/°C	6.50/24.80	6.50/24.70	6.30/22.10	6.50/22.25	6.20/23.20	6.40/23.30
SALMUERA (EDR)	pH/°C	6.70/25.20	6.60/25.40	6.60/22.30	6.70/22.30	6.50/23.20	6.60/23.00
CONDUCTIVIDAD							
ENTRADA (F/Q)	μS/cm	1968.00	1976.00	1717.00	1762.00	1647.00	1644.00
SALIDA (F/Q)	μS/cm	2030.00	2030.00	1840.00	1835.00	1587.00	1582.00
ENTRADA [(F.C.) – (EDR)]	μS/cm	2050.00	2050.00	1848.00	1840.00	1590.00	1587.00
SALIDA [(F.C.) – (EDR)]	μS/cm	2060.00	2070.00	1865.00	1854.00	1593.00	1598.00
PRODUCTO (EDR)	μS/cm	621.00	618.00	446.00	631.00	356.00	420.00
SALMUERA (EDR)	μS/cm	7350.00	6780.00	4500.00	4550.00	3420.00	3410.00
DOSIFICACIONES QUÍMICAS							
PRETRATAMIENTO							
COAGULANTE (FeCl ₃)	mg/L	130.00	130.00	110.00	110.00	70.00	70.00
FLOCULANTE (ALP)	mg/L	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10
DESINFECTANTE (NaOCl)	mg/L	8(0.40)	8(0.40)	8 (0.40)	8 (0.40)	6(0.30)	6(0.30)
MODULO EDR							
*ACIDO ELECTRODOS	L/h	0.20	0.20	0.20	0.20	0.20	0.20
**ACIDO SALMUERA	L/h	–	–	–	–	–	–

*HCl (2 – 5%) ; ** NaCl (3 – 5%)

Tabla 9.4: Datos operativos planta UF

SIATEMA DE ULTRAFILTRACIÓN				
PARAMETRO	Unidad	Valor promedio	Valor promedio	Valor promedio
Nº ETAPAS Y DISPOSICIÓN	membrana	1 – 4 x 6	1 – 4 x 6	1 – 4 x 6
PRODUCCIÓN	m ³ /h	14.00 – 18.00	14.00 – 18.00	14.00 – 18.00
HORAS OPERACIÓN	h	1000	1200	1000
CONSUMO ELÉCTRICO	kWh	7.00 – 9.00	7.00 – 9.00	7.00 – 9.00
CONSUMO ELECTRICO	kWh/m ³	0.40 – 0.60	0.40 – 0.70	0.50 – 0.70
AGUA ALIMENTACIÓN				
CONDUCTIVIDAD	μS/cm	1900.00 – 2300.00	1900.00 – 2200.00	1900.00 – 2100.00
INDICE DE FOULING	U SDI	≥ 5.00	≥ 5.00	≥ 5.00
pH	U. pH	6.50 – 7.20	6.50 – 7.30	6.70 – 7.60
TEMPERATURA	° C	19.00 – 20.00	18.00 – 22.00	20.00 – 23.00
TURBIDEZ	NTU	20.00 – 40.00	10.00 – 30.00	10.00 – 20.00
CLORO LIBRE	mg/L	0.04 – 0.06	0.04 – 0.07	0.03 – 0.05
RACK				
PRESIÓN ALIMENTACIÓN	bar	5.00 – 7.00	5.00 – 6.50	5.00 – 6.00
PRESIÓN DIFERENCIAL	bar	1.00 – 3.00	1.00 – 3.00	1.00 – 3.00
CAUDAL ALIMENTACIÓN	m ³ /h	14.00 – 17.00	14.00 – 17.00	14.00 – 17.00
CAUDAL PRODUCTO	m ³ /h	12.00 – 14.00	12.00 – 14.00	12.00 – 14.00
CAUDAL REHAZO	m ³ /h	2.00 – 3.00	2.00 – 3.00	2.00 – 3.00
REHAZO				
TURBIDEZ	NTU	16.00 – 35.00	9.00 – 25.00	9.00 – 18.00
pH	U. pH	6.00 – 8.00	6.00 – 8.00	6.00 – 8.00
TEMPERATURA	° C	18.00 – 22.00	18.00 – 23.00	19.00 – 24.00
CONDUCTIVIDAD	μS/cm	4000.00 – 6000.00	4000.00 – 6000.00	4000.00 – 6000.00
AGUA PRODUCTO				
pH	U. Ph	6.50 – 7.30	6.50 – 7.40	6.70 – 7.60
TEMPERATURA	° C	19.00 – 21.00	18.00 – 22.00	19.00 – 22.00
SILICE	mg/L	2.00 – 8.00	2.00 – 6.00	2.00 – 6.00
TURBIDEZ	NTU	3.00 – 8.00	0.00 – 5.00	0.00 – 4.00
*ANTINCRUSTANTE	mg/L	≤ 5.00	≤ 5.00	≤ 5.00

*Hexametáfosfato sódico,

** Bisulfito [3mg/L] antes de utilizar carbón activado en el filtro multipresión.

Tabla 9.5: Datos Operativos RO9PE UV

SISTEMA DESINFECCIÓN ULTRAVIOLETA				
PARÁMETRO	Unidad	Valor promedio	Valor promedio	Valor promedio
HORAS DE OPERACIÓN	h	1000	1200	1000
CONSUMO ENERGÉTICO	kWh	1.40 – 1.60	1.40 – 2.00	1.30 – 1.60
PRODUCCIÓN	m ³ /h	14.00 – 18.00	14.00 – 18.00	14.00 – 18.00
CONSUMO ENERGIA AGUA PRODUCTO	kWh/m ³	0.10 – 0.20	0.10 – 0.20	0.10 – 0.20
ALCALINIDAD AGUA ALIMENTACIÓN	mg/L	100.00 – 200.00	70.00 – 120.00	60.00 – 100.00
COLORO LIBRE AGUA ALIMENTACIÓN	mg/L Cl ₂	0.00	0.00	0.00
HIERRO	mg/L	0.00 – 0.50	0.00 – 0.35	0.00 – 0.35
MANGANESO	mg/L	0.20 – 0.40	0.20 – 0.40	0.20 – 0.40
SÍLICE	mg/L	2.00 – 8.00	2.00 – 6.00	2.00 – 6.00
SODIO	mg/L	20.00 – 30.00	20.00 – 40.00	15.00 – 25.00
TURBIDEZ	NTU	3.00 – 8.00	0.00 – 5.00	0.00 – 4.00
pH AGUA ALIMENTACIÓN	U. pH	6.50 – 7.30	6.50 – 7.40	6.70 – 7.60
TEMPERATURA	° C	19.00 – 21.00	18.00 – 22.00	19.00 – 22.00
INDICE DE ENSUCIAMIENTO (SDI)	U SDI	≤ 1.00	≤ 1.00	≤ 1.00
CONDUCTIVIDAD AGUA ALIMENTO	μS/cm	1900.00 – 2300.00	1900.00 – 2200.00	1900.00 – 2100.00
TIEMPO DE CONTACTO	Seg.	1.00 – 10.00	1.00 – 10.00	1.00 – 10.00
DOSIS ULTRAVIOLETA	mJ/cm ²	68.00	68.00	68.00
INTENSIDAD DC	amp	18.0	18.00	18.00
CAUDAL PRODUCTO	L/h	12000.00	12000.00	12000.00
POTENCIA MÁXIMA SERVICIO	bar	4.00	4.00	4.00
POTENCIA ULTRA VIOLETA	W	6 X 25	6 X 25	6 X 25
TRANSMISIÓN [10 mm]	%	≥ 70.00	≥ 70.00	≥ 70.00

Tabla 9.6: Datos operativos planta OI

SISTEMA DE OSMOSIS INVERSA				
PARÁMETRO	Unidad	Valor promedio	Valor promedio	Valor promedio
Nº ETAPAS Y DISPOSICIÓN	membrana	3 – 4:2:1 [42]	3 – 4:2:1 [42]	3 – 4:2:1 [42]
PRODUCCIÓN	m ³ /h	14.00 – 16.00	12.00 – 15.00	11.00 – 14.00
HORAS OPERACIÓN	h	1000	1200	1000
CONSUMO ELÉCTRICO	kWh	23.00 – 25.00	23.00 – 24.80	22.00 – 24.00
CONSUMO ELEC. AGUA PRODUCTO	kWh/m ³	1.30 – 1.50	1.30 – 1.50	1.20 – 1.40
AGUA ALIMENTACIÓN				
CONDUCTIVIDAD	µS/cm	90.00 – 110.00	70.00 – 90.00	50.00 – 70.00
INDICE DE ENSUCIAMIENTO	U SDI	≤ 1.00	≤ 1.00	≤ 1.00
pH	U pH	6.50 – 7.50	6.50 – 7.40	6.70 – 7.60
TEMPERATURA	°C	19.00 – 22.00	18.00 – 22.00	19.00 – 23.00
TURBIDEZ	NTU	3.00 – 8.00	0.00 – 5.00	0.00 – 4.00
COLOR LIBRE	mg/L	0.00	0.00	0.00
RACK				
PRESIÓN ALIMENTACIÓN 1ª ETAPA	bar	11.00 – 12.00	10.00 – 11.00	9.00 – 10.50
PRESIÓN ALIMENTACIÓN 2ª ETAPA	bar	8.50 – 10.00	7.50 – 9.00	7.00 – 8.50
PRESIÓN ALIMENTACIÓN 3ª ETAPA	bar	7.00 – 8.50	7.00 – 8.00	6.00 – 7.00
PRESIÓN DIFERENCIAL 1ª ETAPA	bar	1.70 – 2.10	1.70 – 2.15	1.60 – 2.00
PRESIÓN DIFERENCIAL 2ª ETAPA	bar	1.10 – 1.30	1.10 – 1.25	1.00 – 1.25
PRESIÓN DIFERENCIAL 3ª ETAPA	bar	0.90 – 1.00	0.90 – 1.00	0.80 – 1.00
CAUDAL ALIMENTACIÓN RACK	m ³ /h	14.40 – 16.00	12.70 – 14.80	11.80 – 13.20
CAUDAL PRODUCTO 1ª ETAPA	m ³ /h	6.80 – 7.60	6.00 – 7.00	5.60 – 6.20
CAUDAL PRODUCTO 2ª ETAPA	m ³ /h	3.40 – 3.80	3.00 – 3.50	2.80 – 3.10
CAUDAL PRODUCTO 3ª ETAPA	m ³ /h	1.70 – 1.90	1.50 – 1.75	1.40 – 1.55
CAUDAL PRODUCTO TOTAL RACK	m ³ /h	11.90 – 13.30	10.50 – 12.25	9.80 – 10.85
CAUDAL RECHAZO RACK	m ³ /h	2.50 – 2.70	2.20 – 2.55	2.00 – 2.35
RECHAZO OSMOSIS INVERSA				
TURBIDEZ	NTU	3.00 – 8.00	0.00 – 5.00	0.00 – 4.00
pH	U pH	7.60 – 8.00	7.60 – 7.90	7.50 – 7.80
TEMPERATURA	°C	23.00 – 26.00	22.00 – 24.00	19.50 – 22.00
CONDUCTIVIDAD	µS/cm	570.00 – 600.00	440.00 – 550.00	350.00 – 400.00
AGUA PRODUCTO				
pH	U. pH	6.70 – 7.20	6.70 – 7.20	6.60 – 7.10
TEMPERATURA	°C	20.00 – 23.40	21.00 – 23.50	20.00 – 22.80
CONDUCTIVIDAD	µS/cm	70.00 – 90.00	50.00 – 70.00	30.00 – 50.00
SÍLICE	mg/L	2.00 – 6.00	2.00 – 5.00	1.00 – 4.00
TURBIDEZ	NTU	0.00	0.00	0.00
ANTINCRUSTANTE*	mg/L	≤ 3 – 5	≤ 3 – 5	≤ 3 – 5

*Hexametáfosfato sódico

LAVADO SISTEMA OSMOSIS INVERSA : 1ª ETAPA						
HORA	min	0	30	60	90	120
DESINFECTANTE	mg/L	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
TEMPERATURA DISOLUCIÓN LAVADO	° C	19.00	20.00	22.00	23.00	24.00
PRESIÓN IMPULSIÓN BOMBA LAVADO	bar	3.70	3.70	3.60	3.50	3.50
CAUDAL DE LAVADO	m ³ /h	8.60	8.60	8.60	8.60	8.60
CAUDAL RETORNO PRODUCTO LAVADO	m ³ /h	0.80	0.90	0.90	0.90	0.90
PRESIÓN DIFERENCIAL	bar	2.35	2.30	2.25	2.20	2.20
TIEMPO RECIRCULACIÓN	min	0	30	30	30	30
LAVADO SISTEMA O.I : 2ª ETAPA						
HORA	min	0	30	60	90	120
DESINFECTANTE*	mg/L	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
TEMPERATURA DISOLUCIÓN LAVADO	° C	20.00	22.00	23.00	25.00	26.00
PRESIÓN IMPULSIÓN BOMBA LAVADO	bar	3.20	3.30	3.30	3.10	3.00
CAUDAL DE LAVADO	m ³ /h	4.80	4.80	4.80	4.80	4.80
CAUDAL RETORNO PRODUCTO LAVADO	m ³ /h	0.60	0.60	0.60	0.60	0.60
PRESIÓN DIFERENCIAL	bar	2.35	2.40	2.40	2.10	2.10
TIEMPO RECIRCULACIÓN	min	0	30	30	30	30
LAVADO SISTEMA O.I : 3ª ETAPA						
HORA	h	0	30	60	90	120
DESINFECTANTE*	mg/L	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
TEMPERATURA DISOLUCIÓN LAVADO	° C	21.00	23.00	24.00	28.00	32.00
PRESIÓN IMPULSIÓN BOMBA LAVADO	bar	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
CAUDAL DE LAVADO	m ³ /h	2.88	2.88	2.88	2.88	2.88
CAUDAL RETORNO PRODUCTO LAVADO	m ³ /h	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
PRESIÓN DIFERENCIAL	bar	3.60	3.55	3.50	3.40	3.45
TIEMPO RECIRCULACIÓN	min	0	30	30	30	30

*Formaldehido (1%) → pH > 1.50

LAVADO SISTEMA OSMOSIS INVERSA : 1ª ETAPA						
HORA	min	0	30	60	90	120
DETERGENTE *	mg/L	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
TEMPERATURA DISOLUCIÓN LAVADO	° C	20.00	20.00	23.00	23.00	25.00
PRESIÓN IMPULSIÓN BOMBA LAVADO	bar	3.60	3.60	3.50	3.50	3.50
CAUDAL DE LAVADO	m ³ /h	8.60	8.60	8.60	8.60	8.60
CAUDAL RETORNO PRODUCTO LAVADO	m ³ /h	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70
PRESIÓN DIFERENCIAL	bar	2.30	2.30	2.20	2.20	2.20
TIEMPO RECIRCULACIÓN	min	0.00	30.00	30.00	30.00	30.00
LAVADO SISTEMA O.I : 2ª ETAPA						
HORA	min	0	30	60	90	120
DETERGENTE *	mg/L	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
TEMPERATURA DISOLUCIÓN LAVADO	° C	21.00	21.00	25.00	25.00	28.00
PRESIÓN IMPULSIÓN BOMBA LAVADO	bar	3.20	3.20	3.20	3.10	3.10
CAUDAL DE LAVADO	m ³ /h	4.80	4.80	4.80	4.80	4.80
CAUDAL RETORNO PRODUCTO LAVADO	m ³ /h	0.55	0.55	0.60	0.60	0.60
PRESIÓN DIFERENCIAL	bar	2.20	2.20	2.20	2.15	2.15
TIEMPO RECIRCULACIÓN	min	0.00	30.00	30.00	30.00	30.00
LAVADO SISTEMA O.I : 3ª ETAPA						
HORA	h	0	30	60	90	120
DETERGENTE *	mg/L	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
TEMPERATURA DISOLUCIÓN LAVADO	° C	22.00	25.00	25.00	32.00	32.00
PRESIÓN IMPULSIÓN BOMBA LAVADO	bar	3.60	3.60	3.70	3.70	3.70
CAUDAL DE LAVADO	m ³ /h	2.88	2.88	2.88	2.88	2.88
CAUDAL RETORNO PRODUCTO LAVADO	m ³ /h	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
PRESIÓN DIFERENCIAL	bar	3.30	3.30	3.35	3.35	3.30
TIEMPO RECIRCULACIÓN	min	0.00	30.00	30.00	30.00	30.00

*Soluciones básicas : [Lauril sulfato (0.2 - 0.5 %)]+ [NaOH (pH 12)]

Tabla 9.7: Datos operativos planta II

SISTEMA DESMINERALIZACIÓN LECHO MIXTO (I.I)				
PARÁMETRO	Unidad			
HORAS DE OPERACIÓN	h	400	500	400
CONSUMO ENERGÉTICO	kWh	0.30 – 0.40	0.30 – 0.40	0.30 – 0.40
CONSUMO ELÉTRICO AGUA PRODUCTO	kWh/m ³	0.11 – 0.130	0.11 – 0.130	0.11 – 0.130
PRESIÓN IMPULSIÓN BOMBA LAVADO	bar	2.50 – 4.00	2.50 – 4.00	2.50 – 4.00
PRODUCCIÓN	m ³ /h	2.00 – 3.00	2.00 – 3.00	2.00 – 3.00
TEMPERATURA AGUA ALIMENTACIÓN	° C	20.00 – 23.00	20.00 – 22.00	20.00 – 22.00
DUREZA TOTAL AGUA ALIMENTACIÓN	mg/L	1.00 – 3.00	1.00 – 3.00	1.00 – 2.00
COLOR LIBRE AGUA ALIMENTACIÓN	mg/L Cl ₂	0.00	0.00	0.00
HIERRO	mg/L	0.00	0.00	0.00
MANGANESO	mg/L	0.00	0.00	0.00
SÍLICE	mg/L	0.50 – 3.00	0.50 – 3.00	0.50 – 3.00
SODIO	mg/L	0.50 – 3.00	0.50 – 3.00	0.50 – 3.00
SULFITOS	mg/L	0.00 – 1.00	0.00 – 1.00	0.00 – 1.00
pH AGUA ALIMENTACIÓN	U. pH	6.70 – 7.20	6.70 – 7.20	6.60 – 7.10
INDICE DE ENSUCIAMIENTO (SDI)	U SDI	≤ 0.10	≤ 0.10	≤ 0.10
CONDUCTIVIDAD AGUA ALIMENTACIÓN	μS/cm	70.00 – 90.00	50.00 – 70.00	30.00 – 50.00
CONDUCTIVIDAD PRODUCTO	μS/cm	50.00 – 70.00	40.00 – 60.00	20.00 – 40.00
SOPLANTE				
CAUDAL	Nm ³ /h	11.70	11.70	11.70
PRESIÓN	mbar	150	150	150
POTENCIA	kW	0.42	0.42	0.42
REGENERANTES				
VOLUMEN SOSA [Dilución 12 %]*	L	54	54	54
CONCENTRACIÓN REGENERACIÓN	%	14	14	14
VOLUMEN ÁCIDO [Dilución 34 %]**	L	16	16	16
CONCENTRACIÓN REGENERACIÓN	%	10.00 – 12.00	10.00 – 12.00	10.00 – 12.00
TIEMPO MEZCLA RESINAS	min	≥ 20	≥ 20	≥ 20
TIEMPO LAVADO FINAL	min	5	5	5

*NaOH ** HCl

Tabla 9.8: Datos operativos planta CDI

SISTEMA DE ELECTRODESIONIZACIÓN (CDI)				
PARAMETRO	Unidad			
HORAS DE OPERACIÓN	h	400	500	400
CONSUMO ELÉCTRICO	KWh/m ³	0.15 – 0.80	0.25 – 0.70	0.25 – 0.70
PRODUCCIÓN	m ³ /h	2.80	2.80	2.0
TEMPERATURA AGUA ALIMENTACIÓN	° C	20.00 – 23.00	20.00 – 22.00	20.00 – 22.00
DUREZA TOTAL AGUA ALIMENTACIÓN	mg/L	0.00 – 2.00	0.00 – 2.00	0.00 – 1.00
ALCALINIDAD AGUA ALIMENTACIÓN	mg/L	2.00 – 5.00	2.00 – 5.00	1.00 – 4.00
CLORO LIBRE AGUA ALIMENTACIÓN	mg/L Cl ₂	< 0.02	< 0.02	< 0.02
HIERRO (Fe)	mg/L	< 0.01	< 0.01	< 0.01
MANGANESO (Mn)	mg/L	< 0.02	< 0.02	< 0.02
SÍLICE (SiO ₂)	mg/L	< 1.00	< 0.02	< 0.02
SULFUROS (S ²⁻)	mg/L	< 0.01	< 0.01	< 0.01
pH AGUA ALIMENTACIÓN	U. pH	6.70 – 7.20	6.70 – 7.20	6.60 – 7.10
INDICE DE ENSUCIAMIENTO (SDI)	U.SDI	≤ 0.10	≤ 0.10	≤ 0.10
CONDUCTIVIDAD AGUA ALIMENTACIÓN	μS/cm	< 40.00	< 40.00	< 40.00
CONVERSIÓN	%	80 – 95	80 – 95	80 – 95
CONDUCTIVIDAD PRODUCTO	μS/cm	10.00 – 30.00	10.00 – 20.00	5.00 – 10.00
REMOCIÓN SALES *	%	> 99	> 99	> 99
INTENSIDAD	amp	7.00 – 16.00	7.00 – 16.00	7.00 – 16.00
CAUDAL PRODUCTO	L/h	2.27	2.27	2.27
CAUDAL CONCENTRADO	L/h	0.57	0.57	0.57
CAUDAL ELECTRODO	L/h	0.04	0.04	0.04
PRESIÓN DILUIDO	bar	0.54	0.54	0.54
PRESIÓN CONCENTRADO	bar	0.32	0.32	0.32
LIMPIEZA [HCl 36.5 %]*	L	4.30	4.30	4.30

*Otros agentes de limpieza : NaCl, Na₂CO₃, H₂O₂

DIFUSIÓN

Desalination 137 (2001) 187-192

“Membrane processes for the recovery and reuse of wastewater in agriculture”

Presented at the conference on Desalination Strategies in South Mediterranean Countries, sponsored by the European Desalination Society and Ecole Nationales d'Ingenieurs de Tunis, september 11-13, 2000, Jerba, Tunisia

EL AGUA, UN BIEN PARA TODOS, CONSERVACIÓN, RECUPERACIÓN Y USOS

1ª Edición, septiembre 2001, ISBN 84-7800-855-1 - Universidad Salamanca

ANÁLISIS INTEGRAL DE REUTILIZACIÓN DE AGUAS RESIDUALES POR PROCESOS MÚLTIPLES DE MEMBRANAS { PROYECTO LIFE 92 }



X.- ASPECTOS ECONÓMICOS DE LA REUTILIZACIÓN

10.- VIABILIDAD ECONÓMICA EN LA PLANIFICACION DE LA REUTILIZACIÓN

La integración de tratamientos terciarios a los convencionales de las EDAR implica importantes aportes económicos por las diferentes tecnologías de los sistemas de separación en función de las necesidades reales de calidad del agua regenerada, es básico el análisis que define los datos de partida y calidad requerida en las diversas aplicaciones a reutilizar, el sistema engloba parámetros como: (inversión-mantenimiento-explotación-beneficio ambiental), estos costos se ubican como tratamientos complementarios al avanzado de la estación depuradora.

La economía otorga instrumentos necesarios para el reuso de aguas residuales en el objetivo común de cumplir con la demanda futura de agua. Las condiciones locales condicionan este objetivo aportando una variedad de alternativas que deben tenerse en cuenta, al optar por la construcción de una planta de reutilización de agua o el desarrollo de un nuevo suministro de agua o expansión de la planta de tratamiento de aguas residuales convencional existente viene determinada por sus efectos sociales, medioambientales y su relación costos/efectividad, [técnica que emplea una escala de efectividad como un concepto de medida].

MODELO DE INTERACCION EN EL DESARROLLO DEL REUSO DEL AGUA

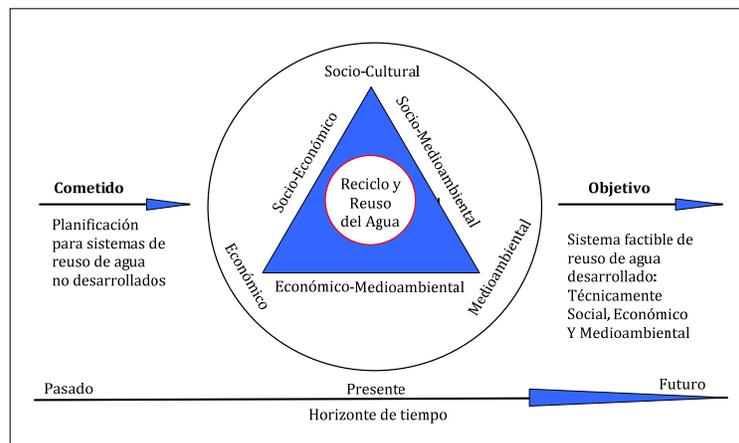


Fig. 54.- Esquema del modelo

La figura 54 personaliza la interacción entre los aspectos sociales, económicos y medioambientales. Los métodos alternativos para lograr los objetivos de suministro y/o calidad del agua difieren en aspectos como el coste y tiempo de inversión de capital; costos de operación y mantenimiento; vida útil; efectividad tanto en la magnitud como en la seguridad del resultado e impacto sobre el resto de la economía, medioambiente, salud pública y factores aleatorios.

COSTO EFECTIVIDAD

Se establece una base clara al confrontar las normativas, con una metodología que permite una medida uniforme y efectiva [volumen anual de agua de calidad específica], bien como suministro adicional o como reducción de la demanda, medidas complementarias se tratan como costos o se bareman con su grado de efecto.

COSTO/BENEFICIO Y VIABILIDAD

El análisis de costos/beneficios, responde a dos cuestiones básicas: si este proyecto de reuso es económicamente factible [beneficio neto], y si los beneficios totales son mayores que los costos totales. Los siguientes son los factores de importancia económica en la reutilización de aguas residuales:

- Costos crecientes de fuentes de agua alternativas en las grandes áreas urbanas, no excluyentes de las zonas semiáridas.
- Estabilización de costos de producción del reuso de aguas residuales y su creciente competitividad con otras fuentes de suministros de agua.
- Limitaciones importantes de los suministros de aguas y reducción del volumen de abastecimiento tradicional.
- Impacto progresivo de las regulaciones sobre la calidad del agua que agrava los costos en las descargas de aguas residuales y acotan las diferencias de costos entre descarga y reuso.

10.1.- ECONOMIA DEL REUSO DE AGUAS RESIDUALES

Los componentes de los costos de un sistema típico que involucra suministro de agua–tratamiento de aguas residuales incluyen costos de operación, mantenimiento y gastos de amortización del capital (ecuación 1). Los costos de un sistema equivalente con reuso de agua son relativamente diferentes (ecuación 2).

Ecuaciones de costos del sistema:

$$\text{ECUACION I} \rightarrow \text{Costos Totales} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Recogida} + \text{Tratamiento} + \text{Distribución} + \\ \text{Tratamiento de aguas residuales} \end{array} \right.$$

$$\text{ECUACION II} \rightarrow \text{Costos Totales} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Tratamiento Convencional de aguas residuales} + \\ \text{Recogida del efluente} + \text{Tratamiento avanzado} \\ \text{para reuso} + \text{Transporte adicional hacia el} \\ \text{sistema de suministro} + \text{Distribución} \end{array} \right.$$

Los costos del agua reutilizada son función directa de los niveles relativos del tratamiento del agua residual que se requieren para la eliminación de contaminantes del efluente y el reuso particular contemplado. A mayor calidad del agua residual tratada, más bajos son los costos adicionales necesarios para producir agua reutilizable.

El costo real del agua de reuso es el costo neto por encima del costo asociado con todos los elementos de un sistema de aguas convencionales.

La viabilidad económica de un sistema de reuso de agua residual municipal o industrial es función de los costos añadidos menos los ahorros y los ingresos.

Costos añadidos

Los costos de transporte son importantes si implican un sistema de distribución dual, incluyen los costos de transporte desde la planta de reutilización al lugar de reuso o integración al sistema de suministro [ejemplo: si el sistema es de reuso potable se incluyen los costos de transporte a la reserva de suministro o a la zona de difusión para recarga del acuífero], estos ítems en general son:

- Costos adicionales de un sistema de reuso
- Costos de capital adicionales del sistema
- Costos de operación de recogida del efluente de aguas residuales
- Costos de operación del tratamiento del efluente hasta los estándares de calidad
- Costos adicionales de transporte.

Ahorros del sistema

Evitar un porcentaje de los costos del tratamiento de las aguas residuales hasta el nivel exigido para cumplir los requerimientos de control de polución antes de la descarga.

Disminución de los costos de adquisición y/o ampliación de sistemas de tratamiento de agua, se prolonga la vida de los existentes, es decir se reducen o se posponen los proyectos de adquisición.

Ingresos

Por venta de agua y beneficio medioambiental

10.1.1.- Factores económicos

Los factores que influyen en la decisión de construir una línea de reuso son razonablemente constantes y previsibles sin tener en cuenta la situación geográfica, otros varían dependiendo de su situación, condiciones locales, y del uso que se va a dar al agua, citamos los más importantes:

- Demanda y suministro local.
- Estándares de calidad para adición directa a suministros potables.
- Regulaciones sobre descargas de aguas residuales.
- Estándares de calidad para uso no potable.
- Economías de escala.

10.2.- ESTIMACION DE COSTES DEL SISTEMA INTEGRAL

En general los costes económicos de los diferentes procesos que constituyen el sistema de reutilización están en función de la mayor o menor complejidad que presenta y fundamentalmente dependen de:

- Calidad de agua a tratar, su carga contaminante determina sus tratamientos y la adición de productos químicos, presiones a aplicar y consumos energéticos.
- Calidad de agua producto, el grado de reutilización que vamos a obtener es función del destino del producto, mayor calidad implica mayor coste por la agregación de tratamientos adicionales.
- El tamaño de planta es otro factor básico, es evidente la economía de escala [> tamaño sistema > coste inversión], aplicable en plantas con caudales < 1000 m³/d , con mayores caudales las diferencias disminuyen.

En los procesos de membrana toma importancia la conversión que está relacionada con el caudal de agua disponible, como regla general, se puede establecer una relación directa entre el caudal producido y la inversión, sus consumos energéticos y costos de operación y mantenimiento.

Las relaciones o pautas específicas a seguir para determinar los costes generales de inversión y operación no pueden aplicarse en este sistema integral, las particularidades que presenta lo hacen único por su propia concepción de reutilizar sus componentes, ello obliga a plantearnos cuestionamientos económicos:

- Qué costo de inversión se aplican a las unidades reutilizadas? ;
- Es dependencia del tiempo la valoración que se otorga a ese equipo?;
- Es dependencia de su estado general o de la reforma que necesita?
- Qué porcentaje de funcionalidad es aplicable?
- Es necesario acometer un nuevo plan de garantías de funcionamiento?
- El concepto “vida útil” aplicable a los procesos y sus elementos es un concepto restrictivo, contrarrestado por el ingenio y habilidad funcional?

En el siguiente cuadro se expone por unidades de tratamiento la inversión inicial realizada en el momento de su adquisición, la opción generada en este conjunto y los años de operatividad.

Tabla 10.1.- Análisis de inversión en los procesos

SISTEMA TRATAMIENTO	INVERSION (€)	ARRANQUE	OPCION	OPERATIVA
Clarificación	75000,00	1990	Reutilización	1996 –2002
Dosificación	15000,00	1990	Reutilización	1996 –2002
Instrumentación – control	30000,00	1990	Reutilización	1996 – 2002
Electrodialisis reversible	25200,00	1980	Donación	1996 –2002
Filtración Multicapa	63000,00	1990	Reutilización	1996 –2002
Desinfección U.V.	24000,00	1997	Adquisición	1997–2002
Osmosis inversa rack 1	36000,00	1990	Conversión a UF	1996 –2002
Osmosis inversa rack 2	60000,00	1990	Reutilización	1996 –2002
Intercambio iónico	12000,00	1997	Adquisición	1997–2002
Electrodesionización	33000,00	1997	Adquisición	1997–2002

En este bloque se precisa conocer los parámetros económicos que intervienen en el sistema, equipos de presión, membranas y sistemas de almacenamiento, su interacción, inversión, duración, interés, etc. La viabilidad de la instalación depende del precio final del agua producto, luego inciden la necesidad a cubrir y el sector al cual va dirigido y finalmente el aspecto social o económico.

Los otros sistemas son tipo modular de coste único [II, CDI, UV] y el costo variable se refiere al gasto energético y consumo de productos químicos, es importante analizar los condicionantes que influyen en el coste del m³ de agua producida en función del tipo de agua a tratar.

Creo que es de mayor interés exponer un práctico programa que se ha desarrollado [ref. William Suratt] para aplicar en sistemas de membranas y permite evaluar los costos operativos y de inversión con formulaciones equivalentes que calculan los costes con un alto grado de fiabilidad; datos generales como recovery, capacidad de la planta, sales totales disueltas, costos de módulos, membranas, bombas; costes de ingeniería que engloban apartados básicos como pretratamiento, skids de membranas, estructuras para equipos de bombeo, obra civil, instalación eléctrica y costos indirectos; todos los datos basados en una serie de parámetros dependientes del tipo de diseño. [Anexo: Análisis al detalle programa costos planta de procesos membranas]

PROGRAMA DE COSTOS EN PLANTAS DE OSMOSIS INVERSA				
ANÁLISIS DE COSTOS				
DATOS DE PLANTA				
FLUJO PRODUCTO (m ³ /d)	5000	Ref.membrana: 8" (euros); 4" (euros)		
SALINIDAD (mg/l TDS)	3000	Ref.Tubos presión : 8" (euros); 4" (euros)		
CONVERSIÓN (%)	40	Ref. Booster bomba : euros CV caudal m ³ /d		
DISPOSICIÓN **	1	Ref. Booster bomba : euros CV caudal m ³ /d		
MEMBRANAS	432	Disposición : 1 ; Conversión : %		
TUBOS PRESIÓN	72	Anejo : 2+1 ; Conversión : %		
PRESIÓN OSMÓTICA (bar)	26.49	Anejo : 4+2+1 ; conversión : %		
PRESIÓN OPERACIÓN (bar)	55.83			
SISTEMA OPERACIÓN FLUJO	24			
RACKS	1			
MEMBRANAS POR TUBO	6			
I. COSTOS DIRECTOS CONSTRUCCIÓN				
Relación Costos	Unidad	Valor	Ecuación	Costo
Caudal alimentación				10070
Área membranas	m ²	33.9		296
Número elementos				296
Membrana módulos	diámetro 8" diámetro 4"	1300	Nº Membranas x Costo (euros)	561600.00 0.00
Tubos de presión	diámetro 8" diámetro 4"	2000	Nº Tubos presión x Costo (euros)	144000.00 0.00
Building	m ² construcción	50	(21m ² x nº Racks + 50 m ² espacio) x costom ²	3550.00
Instalación Eléctrica	Planta+Edificación	80	costo (capacidad m ³ /d) ^{0.65}	20296.47
Instrumentación y control	costo	6476	costo+(costo rack x nº)	11657.00
Bombeo alta presión	Bomba nº Eficiencia	3024 1 65	r (capacidad x presión m.c.a.) 75 m ³ /min Cost (power*100) ^{0.75} m ³ /min	696.37 31919.51
Deposicadores	factor nº	1.5000 1	factor x Capacidad + 3766	0.00
Control olores	factor nº	320.0 0	factor x (capacidad) ^{0.4}	0.00
Procesos tubería	factor nº	15.852 1	factor x flujo alimento	172304.35
Restored tubería	factor nº	50 1	factor x (flujo alimento) ^{0.75}	63298.65
Sistema dosificación químicos	Almacenamiento (L) costo rack/m ³ puntos inyección	500 1.87 1	Costo Storage+ (Costo racks x nº x puntos inyección)	20828.05
Filtros cartuchos	factor	43311	factor x racks x nº (m ³ /sec) ^{0.4}	8248.16
Equipo limpieza membranas	costo			0.00
Salmuera tratamiento	costo	14.4	costo x (m ³ concentrado/d)	84521.74
Generador auxiliar	costo building costo bombeo		Costo building x MW ^{0.65} + costo potencia bomba	0.00
Área trabajo	costo blend (m ² /day)	14.40	costo x capacidad (producto + blend)	72000.00
Contrato ingeniería-training	costo	10000.00		10000.00
				Costo Directo 1136143.90 euros

Fig. 55.- Formato programa costos

A los costes operativos y de mantenimiento se aplican las formulaciones generales de cualquier planta normal, en el apartado de costos de inversión necesarios para formular las ecuaciones, se han considerando las particularidades propias de cada sistema estimando un 50 % del costo inicial [Cristal “M”, Filtración, OI, UF], el 15 % [EDR], 100% [UV, II, CDI].

Tabla 10.2.- Costo m³ operatividad de los módulos

Tratamiento	Limpieza y/o Reemplazo *	Amortización Anual	Productos Químicos	Consumo Energía	Mantenimiento	Costo (euros/m ³)
Impulsión - Clarificación	0.0270	0.0404	0.0847	0.0149	0.0145	0.1815
Filtración Multicapa	0.0237	0.0212	0.0012	0.0088	0.0076	0.1309
Electrodialísis Reversible	0.0180	0.0243	0.0240	0.0875	0.0300	0.1838
Desinfección U.V.	0.0233	0.0323	0.0006	0.0050	0.0116	0.0728
Ultrafiltración	0.0199	0.0485	0.0180	0.0390	0.0174	0.1428
Osmosis Inversa	0.0080	0.0527	0.0242	0.0780	0.0189	0.1818
Intercambio Iónico	0.0055	0.0769	0.0010	0.0065	0.0080	0.0980
Electrodesionización	0.0006	0.0624	0.0008	0.0075	0.0076	0.0789

* Limpieza unidades - Reemplazo: membranas – lámparas Ultravioleta

En el apartado referente al reemplazo de membranas de ósmosis inversa, estimamos un 15 % de su costo inicial al utilizar aquellas que provenían de un sistema de desalinización de agua salobre, en ultrafiltración este concepto es mayor por la adquisición de las membranas específicas.

El costo por metro cúbico es superior en el sistema de impulsión-clarificación derivado del consumo de químicos y desinfección con hipoclorito de sodio que se realiza en esta fase, en la unidad de filtración multicapa se incluyen los costes que ocasiona la adición del carbón activado que permitió eliminar el consumo del bisulfito de sodio, en el caso de la ultrafiltración se utilizaron componentes de un módulo de osmosis no operativa y el mayor egreso realizado fue la compra de sus elementos filtrantes; lo contrario sucede en la osmosis inversa donde se reutilizan membranas que han agotado su vida útil, técnicamente aptas para depuración. En la Fig.56 observamos que el sistema de electrodiálisis presenta el costo más elevado debido a los consumos de sustancias químicas y costos de mantenimiento al recibir el efluente directo del pretratamiento. Debo acotar que no se mencionan los costes de los análisis químicos al efectuarse con los equipos propios de la Sección de Medio Ambiente Industrial dispuestos para la investigación.

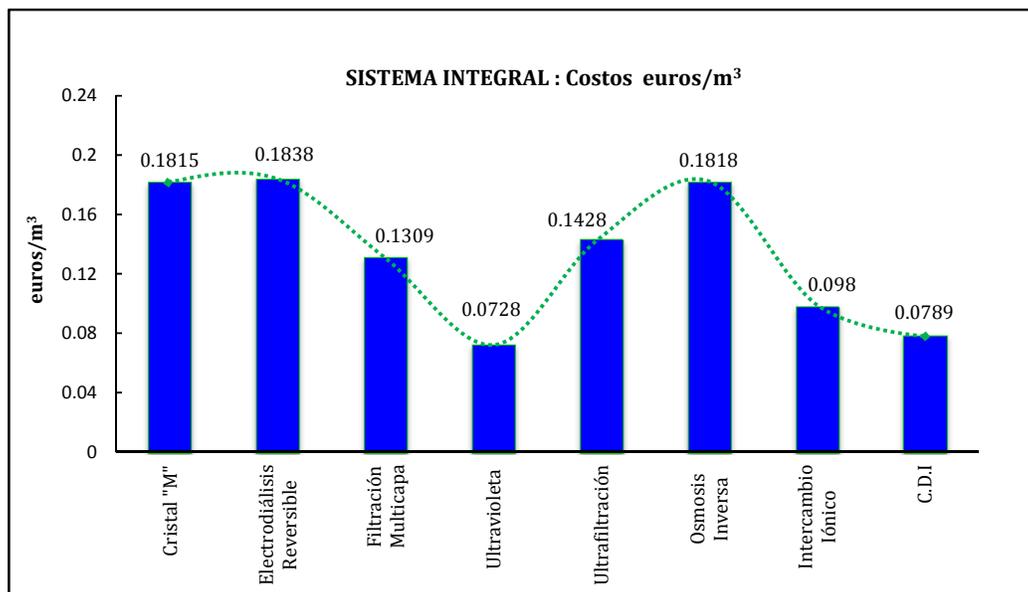


Fig. 56.- Costo operación y mantenimiento

COSTO m³ AGUA EN LAS PALMAS

En el boletín oficial nº 37 - 4280 de la Provincia de Las Palmas 26 Marzo 2004, El Consejo Insular de Aguas de Gran Canaria emite los precios públicos de agua de presas, terciarios y agua depurada, sin embargo no determina el costo del agua reutilizada.

Tabla 10.3.- PRECIOS PÚBLICOS DE AGUA [Precios euros/hora de agua 36 m³]

TIPO DE APROVECHAMIENTO	ZONAS BAJAS Cota < 300 mts	ZONAS MEDIANÍAS Cota > 300 mts
Agua Presas	15.00 euros/hora	12.00 euros/hora
Terciarios propios	15.00 euros/hora	15.00 euros/hora
Otros terciarios	17.50 euros/hora	17.50 euros/hora
Agua depurada < 1500 µS/cm	12.00 euros/hora	9.50 euros/hora
1500 µS/cm < AD < 2300 µS/cm	9.00 euros/hora	7.20 euros/hora
Agua depurada > 2300 µS/cm	6.00 euros/hora	4.80 euros/hora

Sin embargo se considera un coste de 0.26 euros/m³ de agua depurada y [0.28 – 0.30] euros/m³ para agua reutilizada, sin especificar los sistemas de tratamiento y asumiendo una filtración multicapa en unos casos y microfiltración – osmosis inversa. El sistema más utilizado es el de electrodiálisis reversible sin pretratamiento específico.



XI.- CONCLUSIONES GENERALES

11.- CONCLUSIONES DEL TRABAJO DE INVESTIGACIÓN

En este capítulo se abordan las diversas conclusiones que ha ocasionado la experimentación en todos y cada uno de los sistemas que conforman la planta integral con un estudio exhaustivo de los datos obtenidos analíticamente in-situ y los de laboratorio realizados en la Sección de Medio Ambiente industrial, de igual forma se analizaron los parámetros operativos recopilados a través de los diferentes módulos, su respuesta y condicionantes en el espacio temporal especificado. El riguroso trabajo de investigación que estimamos concluido permitió superar incluso los objetivos originalmente establecidos por la disposición particular del sistema. Se ha estimado ser lo más objetivo posible en el trabajo de cada fase, con mayor predilección a las aportaciones prácticas de utilidad real certificados con la divulgación científica que en global constituyen las bases que sustentan la presente tesis doctoral.

1.- Del estudio teórico de las diferentes técnicas de separación se determinaron las de mayor evolución a ser aplicadas en reutilización de aguas residuales mediante la implantación de procesos de filtración y sistemas integrales de membranas considerando su acoplamiento y adaptabilidad al conjunto total en función de la corriente aportada del tratamiento secundario procedente de la EDAR.

2.- La elección de las unidades fueron avaladas del análisis obtenido en los sistemas a escala laboratorio y piloto donde se realizaron las experiencias de modelización, modificaciones, alternabilidad de operación y dosificaciones con diferentes calidades de agua tipo.

3.- La disposición modular a pie del tratamiento secundario incluida la oficina de control, propiciaba el ahorro de espacio y recursos, suministrando al tanque de almacenamiento el producto que exigía la experiencia agrícola y facilitando el retorno de los vertidos individuales a cabecera de la depuradora.

4.- Clarificación

La instalación del sistema primario "Cristal M" para tratar los efluentes de la estación depuradora alterando el orden lógico de los tratamientos y establecerlo como sistema básico que garantice la operación de los procesos terciarios. Es un procedimiento innovador de inmediata aplicación en plantas de reutilización de aguas procedentes de depuradoras con alta carga.

Los elevados valores de turbidez que presentaba la EDAR [80 – 160 UT] implicaba ensayos constantes de pruebas de tratabilidad, que permitieron determinar los parámetros óptimos de funcionamiento tanto en gradientes como en tiempos: [mezcla rápida 2 min – 125 s⁻¹], [floculación 20 min, gradientes para turbidez baja 5s⁻¹, turbidez media 14 s⁻¹], [sedimentación 10 min] ; en el mismo ensayo se establecieron las dosis de

coagulante, cuyo resultado óptimo se obtuvo utilizando cloruro férrico en dosis de 70 mg/L y ayudante óptimo de floculación [ALP, 0.5 mg/L]. No fue necesario aplicar modificadores del pH, por cuanto sus valores eran los adecuados. Debemos indicar que se realizaron múltiples pruebas con diversos polielectrolitos como ayudantes de coagulación sin reducción apreciable de la contaminación; la elevada carga del efluente obligaba a tratar estas aguas con altas dosis de cloruro férrico > 160 mg/L lo que incrementaba su coste. Una aportación de la investigación es la aplicación de una variante en el procedimiento normal de dosificación: el utilizar un segundo coagulante [ALP] como ayudante de floculación, los excelentes resultados obtenidos permiten establecer como el único método posible para disminuir altas tasas de turbidez.

5.- Electrodialisis reversible

Módulo básico de la línea de tratamiento “A”, la planta Aquamite V- EDR en el arranque del sistema integral había concluido su vida útil, gracias al ingenio técnico que introdujo ciertas modificaciones en el equipamiento, contando además con un preciso pretratamiento y una operación sensible, se logró estabilizar el mantenimiento y ponerla en modo operativo por espacio de 5 años con aporte diario del producto dentro de las normas de calidad; se obtuvo un tipo de agua que ofrecía conductividades inferiores a 500 $\mu\text{s}/\text{cm}$ trabajado en valores de recuperación [73 – 86 %] y presentando un rechazo de sales que oscilaba entre [60 –76 %] , este tipo de agua fue utilizada en experimentación agrícola.

El trabajo realizado en planta ha confirmado que los factores de separación son dependientes de parámetros específicos; [concentración total, pH y temperatura] de la solución, concentración fraccionaria y naturaleza de las especies presentes.

6.- Filtración multicapa

De diseño los filtros de presión constaban de arena silícea de 0.9 mm, provistos de un sistema de lavado agua + aire, al utilizarlo como unidad de pretratamiento en la línea “B” y debido a las especificaciones de las membranas de osmosis inversa que tienen como limitante la presencia de cloro residual, el equipo fue reconvertido a un sistema multicapa. La adición de una capa de carbón activo en su parte superior permite eliminar la presencia del desinfectante con mayor efectividad que el bisulfito de sodio [reactivo comúnmente utilizado], consecuencia de esta actuación es la supresión del lavado con aire.

La innovación permitió un ahorro sustancial en los costes, acotando que durante toda la experiencia se mantuvo su eficiencia sin necesidad de efectuar cambio o reposición del carbón, contribuyendo también a la eliminación de compuestos orgánicos y evitando la presencia de olores.

7.- Ultrafiltración

Los valores del SDI > 5 no ofrecían garantías para el funcionamiento eficaz de los tratamientos ulteriores, fue necesario implementar en línea un sistema de ultrafiltración para caudales > 400 m³/d, unidad que fue producto de la reconversión de un módulo de osmosis inversa [equipo no operativo], se reutilizó un alto porcentaje de sus componentes y su bomba de aporte fue acoplada como equipo de presión con óptimos resultados, conductividad < 200 µS/cm y una recuperación del 70 % , únicamente se adquirieron membranas específicas para este sistema cuyo desarrollo es prioritario en la investigación. El reducir la polarización por concentración y el ensuciamiento incrementan la eficiencia de las separaciones, actuaciones que conllevan un aumento de las aplicaciones industriales con este proceso.

8.- Desinfección

La reutilización de agua residual conlleva un riesgo sanitario por la presencia de microorganismos patógenos y sustancias tóxicas, para su destrucción se decidió utilizar un método mixto químico – físico; cloración y radiación ultravioleta. Dosificación de cloro sobre el punto de quiebre en cabecera del clarificador para completa desinfección y posterior eliminación del cloro residual para preservar las características de las membranas de OI y evitar la concentración de radicales de cloro libre en el agua producto cuando se utiliza en riego agrícola.

El sistema de membranas por ultrafiltración no eliminaba completamente los microorganismos, las analíticas detectaban la presencia de E.Coli, siendo necesario aplicar un método físico de desinfección seguro, sin subproductos y compatibles con los tratamientos. La radiación ultravioleta fue el sistema escogido por sus características únicas en la inactivación y muerte celular de los contaminantes. Sus lámparas germicidas operativas por 9000 horas y de fácil mantenimiento constituyen un ejercicio de coste menor en comparación del caudal tratado 18m³/h. La dualidad adoptada es aplicada en diferentes plantas de forma secuencial: Ultravioleta y dosis mínimas de cloro [efecto residual].

9.- Osmosis inversa

La variación operacional de una planta desalinizadora de osmosis inversa para agua salobre como un proceso terciario en reutilización de aguas depuradas de bajo rango desalinizador, cobra particular importancia en nuestra aplicación investigativa al reutilizar membranas que fueron dadas de baja en procesos normales de desalinización [2000 – 10000 mg/L STD] y sin embargo son de utilidad real al ser operativas como se ha demostrado en la experiencia gracias a la baja salinidad [< 2000 mg/L STD] que presentan las aguas de alimentación provenientes de la EDAR, trabajo que se realizó de forma continua con bajo consumo energético y sin reposición de ningún elemento,

prolongando su vida útil a 12 años operativos. [Tiempo estimado por los fabricantes de membranas: 7 años]

Durante el período de estudio el rechazo medio de los sólidos disueltos fue 96 %, que avala la bondad del sistema para caudales de alimentación 430 m³/d y una conductividad media [60 – 70 µS/cm] operando en dos etapas, presenta un SDI ≤ 1 ofreciendo agua producto óptima utilizada para riego de cultivos.

Se considera adecuado este sistema a gran escala trabajando con membranas en espiral al [75 – 80 %] de recuperación, sin forzar su presión de operación [12-14 bares]; asumiendo un coeficiente operativo relacionado con el área superficial de membranas [10 – 25 GFD] de incidencia directa en el ensuciamiento además del control constante del factor de concentración de la polarización “β”; la vigilancia de estos elementos determinó que las limpiezas químicas para restaurar el flujo de membranas fueran más limitadas y eficaces. En el trabajo diario se asumió el dogma experimental de Don José Manrique *“aquella planta en la que menos limpiezas químicas se realiza es la que mejor operativa se encuentra”*.

Este proceso es sensible al contenido de sílice y/o de materia orgánica en el agua de aporte, en conjunción con la desinfección ultravioleta completa la eliminación del 100 % de virus y bacterias presentes en el agua, como lo demuestran las analíticas.

El rechazo obtenido de este proceso se descarga a cabecera de la EDAR con mínima incidencia en el caudal de alimentación de la depuradora.

10.- Intercambio Iónico

Debido a la sensibilidad de la electrodesionización en cuanto a la dureza del agua y rangos mínimos de turbidez y sales disueltas proveniente del sistema de ósmosis inversa se diseñó un proceso de pretratamiento en línea que complemente la reducción de estos elementos, nuestro proceso desmineralizador nos garantizó en su efluente aguas de dureza > 1 ppm. Calidad de agua tipo para usos determinados.

11.- Electrodesionización

El tratamiento de última generación CDI forma parte esencial en los diseños de producción de agua de alta pureza, su operación simple y rendimiento continuo con bajo consumo energético beneficia los costos de producción. En combinación con la osmosis inversa, intercambio iónico y desinfección UV como pretratamiento se alcanzó la remoción del 99.9% de los iones del agua.

Esta tecnología se caracteriza por su elevada capacidad para eliminar sales residuales y concentraciones de iones específicos cercanas o inferiores a los límites de detección [SiO₂, B, CO₂, NH₃], se utilizó energía eléctrica directa, resinas de intercambio iónico y membranas iónicas; sin necesidad de productos químicos de

reposición evitando de esta manera aguas residuales de desecho. En la actualidad el sistema es ampliamente aceptado para producir agua de alta pureza requerida por las industrias energética, farmacéutica y microelectrónica.

12.- Normalización

Este procedimiento garantizó el funcionamiento óptimo de los sistemas de membranas, implicaba acciones de control diario, evaluación y gráfica de datos normalizados que nos permitió establecer factores de ajuste por temperatura y presión. Las acciones correctivas permitieron una operación fiable y prevención de daños en las membranas.

13.- Analíticas

Un exhaustivo control de 40 parámetros físicos, químicos y bacteriológicos, realizados en planta con muestras compuestas y equipos de campo, certificados en el laboratorio de la SEMAI mediante el sistema de análisis duplicado en aquellas que presentaban mayor conflicto, me permitía evaluar la operación de los diversos tratamientos.

Como factor guía se han utilizado los índices de calidad que nos proporcionaron un espectro mayor en la aplicación del concepto analítico, cuantificando los resultados como parámetros asociados que indican la confirmación y/o solución de sus rangos permisibles y que constituyen el termómetro que marca el rendimiento de las operaciones. Las medidas individuales aplicadas tradicionalmente ocasionan distorsión y enmascaramiento de los contaminantes presentes.

14.- Económicas

La operación individual y simultánea de los procesos terciarios para la producción de ocho clases diferentes de agua permite secuenciar estos tratamientos conforme a la demanda de caudal y calidad con un notable ahorro en costos de producción al reutilizar componentes y agua, objetos de esta investigación.

Limitada superficie y escasa obra civil gracias al sistema modular que facilita la operación y mantenimiento por parte del personal técnico y permite maniobrar con seguridad los tratamientos y controles analíticos.

El costo real por m³ de agua producida en el sistema integral es \leq al costo de desalinizar agua para uso agrícola con fuerte incidencia en el apartado energético y amplio beneficio por exención de sanciones económicas producidas de los vertidos de aguas depuradas con tratamiento deficiente.

11.1.- CONCLUSIONES FINALES

A los criterios de investigación, desarrollo e innovación es necesario añadir los de demostración y difusión que completan las líneas básicas de acción en este proceso investigador, los avances tecnológicos han contribuido al desarrollo de la reutilización del agua destacando la implantación de sistemas que engloban sistemas de tratamiento convencional y sistemas de membranas; acciones que destacamos en este bloque final.

1.- El concepto integral de reutilización se establece como estándar de referencia para el tratamiento de aguas depuradas y obtención de productos con altos niveles de calidad. Los procesos de membranas consiguen altos porcentajes de reducción del ensuciamiento microbiológico, orgánico y coloidal, aumento del flujo de producción y disminución en los valores del índice de densidad; estas tecnologías abren nuevas perspectivas para su utilización en el riego, recarga de acuíferos, uso municipal y cubrir el importante déficit industrial. En España en 2008 se reutilizaron 368 Hm³ y su proyección a 2015 es alcanzar 1380 Hm³. En Canarias el consumo del agua reutilizada se establece en 18 Hm³.

2.- Este complejo procedimiento ofrece un audaz diseño que permite trabajar de forma independiente o interconexión a sus líneas de producción si la demanda lo requiere facilitando la operación y el mantenimiento, aislando el tratamiento específico sin afección de los otros procesos. Los trabajos realizados en la planta integral explican una evolución positiva en el tratamiento de aguas residuales, la reutilización es una alternativa segura de amplio beneficio medioambiental al tratar aguas de difícil remoción dependientes de su caudal y composición, se ha demostrado que el proceso es asumible en operatividad, costos y calidad obteniendo ocho tipos de agua para diversas aplicaciones llegando incluso al grado de alta pureza, constituye una brillante opción innovativa cuyos resultados avalan la extrapolación a otros entornos

3.- Una importante vertiente de actuación fue la transferencia de tecnología que ha permitido la aplicación de los conceptos teóricos, análisis, evaluación y aportación de diversas soluciones en la experimentación de la planta. Este singular laboratorio ha constituido un hito en la formación complementaria de postgraduados, al disponer para su formación de procesos de membranas de última generación a nivel semiindustrial que ha permitido contrastar las operaciones realizadas a escala piloto. Su difusión ocasiona un efecto multiplicador en sus respectivas áreas de influencia.

4.- Las aportaciones de la investigación han sido expuestas de forma pormenorizada en cada unidad, la alternancia de sus procesos, dualidad en su funcionamiento y extenso rango de maniobrabilidad; dosificación óptima de químicos y disminución de los costes de inversión [> 50 % de una planta a estrenar] aplicando un procedimiento eficiente que opera el sistema con un número limitado de personal y amplia preparación multidisciplinar; reconversión de sus módulos y reuso de sus componentes que le permite ser rentable económicamente. Abastecimiento constante de un producto de calidad que cumpla las normativas más exigentes utilizado en el campo agrícola en

modo experimental; agua producto de la osmosis inversa y agua producto de la electrodiálisis reversible.

5.- La divulgación de la tecnología a través de diversas publicaciones en revistas científicas y difusión en congresos mundiales contribuyen al desarrollo y aceptación de estas técnicas, permitiendo comprobar su capacidad para aportar nuevos recursos hídricos, ahorro y optimización en acciones con marcado espíritu ambiental.

A futuro, estos sistemas son viables de operar con aporte de energías renovables, estudios realizados en la Sección han demostrado la factibilidad de actuación sobre las membranas a diferentes presiones, sin pérdida de su capacidad operativa y favorable consumo energético.