

Análisis termoeconómico de la planta de desalación de agua de mar Santa Cruz de Tenerife

Autor: Carolina Rojas Romero

Tutor: Lourdes García Rodríguez

Carlos Gómez Camacho

**Dpto. Ingeniería Energética
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla**

Sevilla, 2020



Trabajo Fin de Grado
Ingeniería de la Energía

Análisis termoeconómico de la planta de desalación de agua de mar Santa Cruz de Tenerife

Autor:

Carolina Rojas Romero

Tutor:

Lourdes García Rodríguez

Catedrática de la Universidad de Sevilla

Carlos Gómez Camacho

Catedrático de la Universidad de Sevilla

Departamento de Ingeniería Energética

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020

Trabajo Fin de Grado: Análisis termoeconómico de la planta de desalación de agua de mar Santa Cruz de Tenerife

Autor: Carolina Rojas Romero

Tutor: Lourdes García Rodríguez
Carlos Gómez Camacho

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

El Secretario del Tribunal

Sevilla, 2020

Agradecimientos

Quiero agradecer en primer lugar a mi familia, por su apoyo incondicional, por creer en mí cuando ni yo misma lo hacía, a mis padres y mi hermana en concreto, por animarme para formarme en lo que me gustaba, sin ellos esto no hubiera sido posible.

Me gustaría dedicar también este trabajo a mis amigas y amigos, a los que estaban, y a los que he conocido a lo largo de estos años, gracias por llenarme de buenos recuerdos y vivencia a lo largo de estos años.

Por último, quisiera agradecer el trabajo de los profesores que me han formado a lo largo de esta etapa, por dedicarme su tiempo y darme la formación necesaria para continuar el camino y animarme a ello, en concreto a mi tutora Lourdes por su entrega y por ayudarme a seguir adelante.

Resumen

El objetivo de este proyecto consiste en el análisis termoeconómico de la planta desaladora Santa Cruz de Tenerife, actualmente en proceso de modernización, considerando cada uno de los equipos que intervienen en el proceso de la desalación.

Primeramente se exponen los principales aspectos:

- El estado actual de la tecnología de desalación implantada hoy día en España.
- Análisis termoeconómico de cada uno de los equipos componentes por separados de forma cuantitativa, según los roles que tienen en ellos cada uno de los flujos de materia y energía procesados.
- La evolución histórica que tienen las plantas de desalación, destacando cómo la tecnología de los distintos componentes ha cambiado hasta llegar a lo que es hoy día en la búsqueda de una mejor eficiencia en el proceso.

En segunda parte se realiza el análisis termoeconómico de la citada planta en su estado actual de forma cuantitativa. Para ello mediante la herramienta visual basic se programan las propiedades del agua salada y se estudia el proceso completo de desalación. De esta forma se logra determinar las propiedades de cada uno de los flujos que intervienen en el proceso y sus posteriores costes exergéticos y económicos.

Una vez realizado el análisis de la planta se procede a analizar una modernización de la misma para estudiar qué efectos tienen estos cambios en la planta, tanto operativa como económicamente. Se estudiará con software específico de desalación esta modernización realizando un análisis de sensibilidad con diferentes configuraciones de los bastidores de membranas y tipos de membranas. Así se obtienen como resultado las propiedades del agua producida y de este modo asegurar que con la optimización se cumplen la normativa de la calidad del agua.

Abstract

The aim of this project consists of the thermoeconomic analysis of the Santa Cruz de Tenerife desalination plant, currently in the modernization process, considering each of the equipment involved in the desalination process.

First, the main aspects are exposed:

- The current state of the desalination technology implemented today in Spain.
- Thermoeconomic analysis of each of the component equipment separately in a quantitative way, according to the roles that each of the processed material and energy flows have in them.
- The historical evolution of desalination plants, highlighting how the technology of the different components has changed to what it is today in the search for better efficiency in the process.

In the second part, the thermoeconomic analysis of the aforementioned plant in its current state is quantitatively carried out. For this, using the visual basic tool, the properties of the salt water are programmed and the complete desalination process is studied. In this way, it is possible to determine the properties of each one of the flows involved in the process and their subsequent exergetic and economic costs.

Once the analysis of the plant has been carried out, a modernization of the plant is analyzed to study what effects these changes have on the plant, both operationally and economically. This modernization will be studied with specific desalination software by performing a sensitivity analysis with different configurations of the membrane frames and types of membranes. In this way, the properties of the produced water are obtained as a result and in this way ensure that the optimization complies with the water quality regulations.

Agradecimientos	ix
Resumen	x
Abstract	xii
Índice	xiii
Índice de Tablas	xv
Índice de gráficos	xvi
Índice de imágenes	xviii
1. Introducción	1
1.1 <i>Objetivos</i>	1
1.2 <i>Alcance</i>	1
1.3 <i>Metodología</i>	1
2. Cálculo de costes en el análisis termoeconómico	3
2.1 <i>Planteamiento de las ecuaciones y resultados termoeconómicos</i>	4
2.1.1 <i>Cálculo de los costes temporales no exergéticos</i>	4
3. Descripción de la tecnología	7
3.1 <i>Fundamentos termodinámico</i>	7
3.2 <i>Proceso</i>	8
3.3 <i>Ecuaciones</i>	9
4. Análisis exergético	11
4.1 <i>Configuración básica</i>	11
4.1.1 <i>Bastidores de membranas de ósmosis inversa</i>	13
4.2.1 <i>Bomba HPP</i>	15
4.2.2 <i>Membrana de ósmosis inversa</i>	16
4.2.3 <i>Bomba BP</i>	17
4.2.4 <i>Intercambiador de presión</i>	18
5. Evolución histórica de la eficiencia energética en plantas de desalación	21
5.1 <i>Islas Canarias</i>	21
6. Planta analizada	29
7. Programación del análisis termoeconómico	33
7.1 <i>Análisis exergético</i>	33
7.2 <i>Análisis termoeconómico</i>	37
8. Modernización de la planta	45
8.1 <i>Análisis exergético</i>	46
8.2 <i>Análisis económico</i>	49
9. Modernización mediante software específico	61
10. Conclusiones	67
Referencias	69

Glosario	71
Anexo 1	72
Anexo 2	74

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Rol de cada flujo de materia y energía en la bomba	12
Tabla 2: Rol de los flujos de materia en el bastidor de membranas	13
Tabla 3 Flujos de masa y potencia ciclo simple	14
Tabla 4. Producto, fuel, y pérdidas de los equipos del ciclo simple	14
Tabla 5: Rol de los flujos de una bomba de alta presión	16
Tabla 6: Rol de los flujos de un bastidor de osmosis inversa	17
Tabla 7 Rol de los flujos en una bomba de baja presión	18
Tabla 8 Rol de los flujos de un intercambiador de presión	19
Tabla 9 Flujos de masa y potencia proceso completo	20
Tabla 10. Producto, fuel y perdidas de los equipos del proceso completo	20
Tabla 11. Ventajas y desventajas sistemas recuperación energía [9]	23
Tabla 12. Características técnicas de recuperadores energéticos	24
Tabla 13. Presiones manométricas de los flujos	35
Tabla 14. Factores exergéticos de cada equipo	42
Tabla 15. Presiones absolutas flujos modernización [5] [22]	47
Tabla 16. Índices CEPCI	51
Tabla 17. Actualización de costes	52
Tabla 18. Factores exergéticos modernización	55
Tabla 19. Actualización costes modernización precio real	56
Tabla 20. Factores exergéticos modernización costes real	59
Tabla 21. Análisis de sensibilidad	62

ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfico 1.Comportamiento con la presión osmótica	8
Gráfico 2.Proceso elemental de desalación	8
Gráfico 3.Proceso con intercambiador de presión	9
Gráfico 4.Configuración básica	11
Gráfico 5.Esquema bomba	12
Gráfico 6.Esquema del bastidor de membrana ósmosis inversa (SWRO, SeaWaterReverseOsmosis).	13
Gráfico 7.Proceso completo	15
Gráfico 8.Bomba alta presión	15
Gráfico 9.Esquema del bastidor de membrana de ósmosis inversa (SWRO,SeaWaterReverseOsmosis)	17
Gráfico 10.Esquema bomba BP	18
Gráfico 11.Intercambiador de presión	19
Gráfico 12.Evolución de la recuperación energética en Canarias [6]	22
Gráfico 13.Diagrama de sankey configuración simple [5]	26
Gráfico 14.Diagrama de Sankey con turbina Francis[5]	27
Gráfico 15.Diagrama de Sankey con intercambiador de presión [5]	27
Gráfico 16.Exergías	36
Gráfico 17.Exergía destruida en cada equipo	36
Gráfico 18.Exergía destruida por m ³	37
Gráfico 19.Costes de inversión de la planta	38
Gráfico 20.Costes de operación y mantenimiento de la planta [18]	39
Gráfico 21.Costes fijos de la planta [18]	39
Gráfico 22. Costes temporales flujos	40
Gráfico 23.Coste por unidad de producto	40
Gráfico 24.Coste temporal de los equipos	41
Gráfico 25.Coste del producto de cada equipo	43
Gráfico 26.Ciclo con turbina Pelton (BIS)	46
Gráfico 27. Proceso modernizado	46
Gráfico 28.Exergía de los flujos modernización	48
Gráfico 29.Exergía destruida en los equipos modernización	48
Gráfico 30.Exergía destruida por caudal en modernización	49
Gráfico 31.Coste temporal de los equipos	52
Gráfico 32.Coste temporal lujo modernización	53
Gráfico 33.Coste de los flujos por caudal	53
Gráfico 34.Coste exergético unitario	54
Gráfico 35.Coste del producto de cada equipo modernización	55

Gráfico 36.Coste temporal equipos	57
Gráfico 37.Coste temporal flujos	57
Gráfico 38.Coste por unidad de producto.	58
Gráfico 39.Costes exergético unitario	58
Gráfico 40.Coste producto de cada equipo	59
Gráfico 41.Casos estudiados	65

ÍNDICE DE IMÁGENES

Imagen 1.Localización planta desaladora [17]	29
Imagen 2.Localización almacenamiento municipal	30
Imagen 3.Ciclo planta Santa Cruz de Tenerife [5]	31
Imagen 4.Programación propiedades visual basic	33
Imagen 5.Programación visual basic	34
Imagen 6.Creación de costes	41
Imagen 7.Proceso recuperación energía mediante equipos ERI	49
Imagen 8.Simulación ERI	50
Imagen 9.Simulación Danfoss	50
Imagen 10.Creación de costes modernización	54
Imagen 11.Esquema creación de costes	60
Imagen 12. Primera solución, caso base Q+	62
Imagen 13.Optimización Q+	66

1. INTRODUCCIÓN

El conocimiento a fondo de las tecnologías dan la posibilidad de intentar mejorarlas y de este modo, lograr un mejor funcionamiento.

En el caso concreto de las tecnologías de desalación, las cuales son muy importantes para la obtención de agua potable que cumpla con unos requisitos máximos de concentración. Se va a realizar un análisis de una planta de esta tecnología, con el fin de posteriormente aplicarle una modernización e intentar mejorar el proceso.

1.1 Objetivos

Los objetivos a cumplir en este proyecto son los siguientes:

- Realizar un análisis termoeconómico de una planta desaladora cualquiera conociéndose sus propiedades termodinámicas.
- Analizar termoeconómicamente una planta específica, en concreto la de Santa Cruz de Tenerife.
- Estudiar una modernización de la planta analizada anteriormente, con su posterior análisis termoeconómico
- Utilizar software específico para analizar la modernización realizada.

1.2 Alcance

Para poder cumplir con los objetivos será necesario el conocimiento de las propiedades termodinámicas de los flujos con los que se trabaja en una planta de desalación, del mismo modo que será necesario conocer las características económicas de cada uno de los equipos y los flujos que participan en la operación de la planta.

Para realizar la modernización de la planta es importante conocer la tecnología y la evolución de esta a lo largo de los años para de este modo poder optimizar su funcionamiento.

1.3 Metodología

Para poder valorar económicamente el impacto de una modernización en un ciclo del agua a desalar, se va a realizar un análisis termoeconómico.

Tal y como se describe en [1] el objetivo principal de un análisis termoeconómico consiste en determinar y minimizar los costes temporales de los flujos de salida de la máquina a estudiar, para ello se tratan conjuntamente los resultados obtenidos del análisis termodinámico y económico. Se desea conocer el coste real de cada una de las utilidades generadas, los costes se evalúan según el uso que se le da a cada corriente.

Según lo expuesto anteriormente el objetivo de un análisis termoeconómico debe:

1. Asignar costes a los productos del sistema.
2. Estudiar y comprender la formación de costes del proceso.
3. Optimizar las variables energéticas.
4. Optimizar el sistema completo.
5. Valorar económicamente los costes externos.

Es necesario conocer los procedimientos mediante los que se calcula el análisis termoeconómico para ello se definen unos conceptos que caracterizan los diferentes de flujos exergéticos, estos mismos se usaran el mismo modo para los estudios energéticos, aunque con algunos matices, esos conceptos son los siguientes: fueles, productos, exergía perdida y exergía destruida

El producto de un equipo es lo que se desea conseguir al invertir tiempo, dinero y trabajo en poner un componente dentro del sistema. El fuel es el conjunto de aportaciones que tengo que hacer para poder obtener ese producto. La exergía perdida de un componente es la exergía asociada a las corrientes exergéticas, que salen de él sin ser aprovechadas por otro equipo de la instalación y que no son producto o subproducto de la planta. La exergía destruida es la pérdida de exergía debida a irreversibilidades que se da al realizar el balance exergético en dicho equipo, se corresponde con el producto de la variación de la entropía del universo por la temperatura ambiente, expresada en K.

El sistema se define escogiendo el detalle según el análisis, según el alcance que se le quiere dar, por ejemplo no es lo mismo analizar termodinámicamente un intercambiador simple, que analizar por completo una central térmica, ya que el intercambiador simple es un solo elemento en que se pueden estudiar los flujos de salida y entrada tal y como salen de ese aparato, sin embargo al analizar una central térmica dentro de esta existe numerosa maquinaria que producen cambios en los flujos, de modo que esta se puede estudiar equipo a equipo, que sería el método más precioso ya que permite ver la creación de costes, o estudiar la central como una caja negra en la que solo le conocen las características de los flujos entrantes y salientes al final del proceso de este modo se pierde información sobre cómo se han creado los costes.

2. CÁLCULO DE COSTES EN EL ANÁLISIS TERMOECONÓMICO

Lo primero que hay que hacer al realizar un análisis termoeconómico es determinar cuáles son los productos, fueles, pérdidas y destrucción de exergía, para todos los equipos.

Suponiendo que el sistema funciona de forma estacionaria, y que se conocen las características termodinámicas de cada uno de los flujos. Es importante caracterizar los costes exergéticos temporales.

Los costes exergéticos temporales vienen dados por la siguiente fórmula:

$$\dot{C}_i = c_i \cdot E_i.$$

Siendo el significado de los términos los siguientes:

\dot{C}_i Es el coste exergético temporal de la corriente i [€/tiempo]

c_i Es el coste exergético unitario de la corriente i [€/unidad exergética]

E_i Potencia exergética de la corriente i [exergía/tiempo], obtenida mediante análisis termodinámico

Balance exergético contable:

$$C_{s,k} = C_{e,k} + Z_k$$

$C_{s,k}$ Coste exergético temporal de las salidas

$C_{e,k}$ Coste exergético temporal de las entradas

Z_k Coste temporal no exergético debido a los costes de operación

Para poder valorar qué porcentaje de coste tiene mayor peso sobre el coste total del funcionamiento del equipo es importante calcular los costes unitarios promedios de fueles y productos.

Los costes unitarios se calculan de la siguiente forma:

$$C^P = \frac{\dot{C}^P}{\dot{E}^P}$$
$$C^F = \frac{\dot{C}^F}{\dot{E}^F}$$

En las ecuaciones anteriores, los superíndices P y F corresponden respectivamente a Producto y Fuel.

Para poder valorar el impacto económico de las medidas a tomar en el ciclo del agua se va a realizar de este modo, calculando los costes unitarios de cada uno de los sistemas a estudiar durante el proyecto.

Del mismo modo se calcula el coste unitario de la exergía destruida (superíndice D):

$$C^D = \frac{C^D}{E^D}$$

Una vez que se tienen calculados todos los costes temporales unitarios resulta de gran utilidad calcular una serie de variables termoeconómicas para la evaluación del sistema.

Costes no exergético, estos son los costes de capital y los costes de operación y mantenimiento de los equipos, se calculan dividiendo la contribución anual total de estos costes por el número de horas al año que la planta se encuentra en funcionamiento.

$$\dot{Z} = Z\dot{C}L + Z\dot{O}M$$

El coste temporal \dot{Z} se mide en [€/tiempo]

El factor exergoeconómico se define como el cociente de los costes temporales anualizados, es decir, la suma de los costes mantenidos más los costes de operación y mantenimiento y la suma de los de los costes temporales de las exergías destruidas y pérdidas, todo esto valorada al coste exergético unitario promedio de fuel y del producto. Concretamente es la fracción de costes de cada componente frente a los costes de los productos.

Los factores termoeconómicos informan sobre la influencia en el coste capital del producto de aquellos costes, directos u ocultos, imputables a la máquina analizada.

Siendo los factores exergéticos independientes los siguientes:

$$f^F = \frac{C_F}{C_P}$$

$$f^D = \frac{C_D}{C_P}$$

$$f^Z = \frac{Z}{C_P}$$

El análisis termoeconómico se basa en estos tres factores exergoeconómicos independientes, también hay otro factor exergoeconómico que es dependiente de los anteriores

$$f^L = \frac{C_L}{C_P}$$

Esto proporciona una forma de comprobar que los cálculos realizados están correctos: $f^L = f^Z + f^F - 1$, pudiendo ser alguno de ellos nulo.

El procedimiento está basado en la identificación de las causas de los costes del producto, según los valores de f^F , f^Z y f^D , seguido de la posibilidad de aprovechamiento de exergía pedida mediante su consideración de producto potencial.

2.1 Planteamiento de las ecuaciones y resultados termoeconómicos

Del análisis termoeconómico se obtienen las potencias exergéticas de todas las corrientes y las potencias exergéticas destruidas. Existen una serie de ecuaciones particulares para cada equipo[2], que dependen del equipo a analizar, pero primero es necesario realizar el cálculo de los costes temporales no exergéticos de cada uno de los equipos y posteriormente se analiza componente a componente.

2.1.1 Cálculo de los costes temporales no exergéticos

Los costes no exergéticos son los costes debido a la operación y mantenimiento y los costes mantenidos, se

atribuyen a cada uno de los equipos de forma proporcional al coste de adquisición.

$$Z_k = \frac{(OM_L + CC_L)}{PEC \cdot FC} \cdot PEC_k$$

Donde los términos que aparecen en la ecuación son los siguientes:

- Z_k Coste temporal no exergético asociado al equipo k
- OM Coste anualizado de operación y mantenimiento de la planta
- CC Coste mantenido
- PEC Coste de adquisición de los equipos
- PEC_k Coste de adquisición del equipo k
- FC Factor de capacidad

3. DESCRIPCIÓN DE LA TECNOLOGÍA

Antes de realizar el análisis termoeconómico de una planta de desalación es importante conocer el funcionamiento de esta, es decir, conocer los fundamentos termodinámicos de esta tecnología, definir también los conceptos básicos de la misma, para que de este modo se puedan conocer en profundidad, los sistemas y variables que componen una planta de desalación y de este modo poder analizarlo termoeconómicamente.

3.1 Fundamentos termodinámico

Se tiene en un recipiente disolvente puro A*, y una disolución compuesta por A (disolvente) + B(soluto), que tienen la misma presión se encuentran separados por una membrana semipermeable al disolvente A.

Pasado un tiempo se alcanza el osmótico, que es el equilibrio que se establece a través de un límite semipermeable rígido. Cuando se establece el equilibrio se produce una diferencia de cotas entre el disolvente puro y la disolución (que tiene una altura mayor), esa diferencia de cotas supone una diferencia de presión entre ambos, esta diferencia de presión viene dada por la siguiente ecuación

$$\Delta p = \frac{m \cdot g}{Area} = \rho \cdot g \cdot h_{eq}$$

Según se de el movimiento del flujo del disolvente se pueden diferenciar dos tipos de ósmosis:

-Ósmosis inversa, se invierte el flujo natural del disolvente (que tiene una tendencia a igualar las concentraciones), para ello se aplica una presión al lado de la mezcla superior a la presión osmótica.

$$(p_1 - p_2) - (\Pi_1 - \Pi_2) > 0$$

Siendo Π presión osmótica

- Ósmosis directa, el flujo de disolvente se mueve en sentido espontáneo

$$(p_1 - p_2) - (\Pi_1 - \Pi_2) < 0$$

Es importante conocer las ecuaciones de estado de agua de mar y sus concentrados y diluciones.

Concentración salina, se expresa en términos de salinidad, que es la fracción másica de sales expresada en kg/kg

$$S = \frac{m_s}{m_s + m_w}$$

El agua de mar tiene la capacidad de que puede ser tratada como un electrolito fuerte 1-1, con una masa molar cercana a la del NaCl.

La presión osmótica es función del coeficiente osmótico del disolvente, para calcularla es necesario diferenciar entre disoluciones no electrolíticas y disoluciones de electrolitos fuertes. En este caso concreto la ecuación se obtiene a partir de la igualdad de potenciales químicos del disolvente cuando se encuentra en equilibrio osmótico utilizando una membrana semipermeable al disolvente.

Para el caso de un electrolito fuerte 1-1 la presión osmótica es la siguiente:

$$\Pi = \phi \cdot \rho_w^* \cdot R \cdot T \cdot b_{B\pm} = 2 \cdot \phi \cdot \rho_w^* \cdot R \cdot T \cdot b_B$$

Siendo ρ_w^* la densidad del agua pura, R la constante universal de los gases, b_B la molalidad del soluto B y $b_{B\pm}$ la molalidad de la disolución.

Existen también una serie de correlaciones que permite determinar las propiedades tanto del agua pura, como del agua de mar en función de la temperatura [3] [4], estas están definidas en un fichero Excel de trabajo.

Resulta de gran importancia conocer la dependencia de la presión osmótica con la salinidad ya que son totalmente dependientes, tal y como se ve en el **Gráfico 1**.

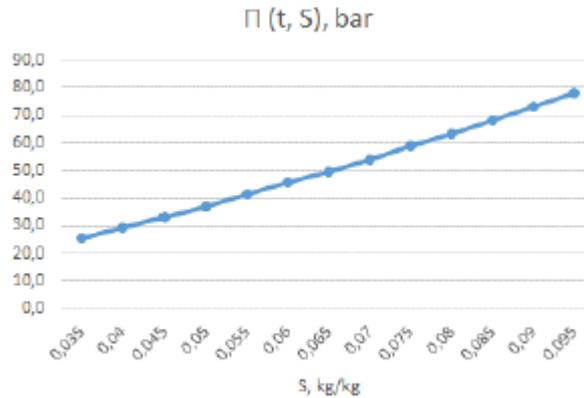


Gráfico 1. Comportamiento con la presión osmótica

3.2 Proceso

El proceso elemental de desalación consiste en de agua de alimentación a una serie de membranas, este agua de alimentación en lugar de pasar por una sola membrana -circular pasa por 7-8 módulos de membrana membranas colocadas en serie. El agua de alimentación es sometida a un proceso de ósmosis inversa del que se extrae concentrado y permeado gracias a la bomba de alta presión.

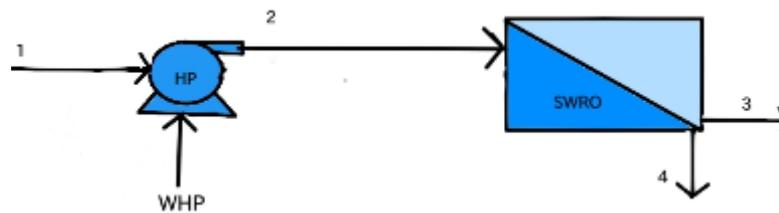


Gráfico 2. Proceso elemental de desalación

En este proceso elemental el consumo específico sería muy elevado, por lo que se implementa una configuración distinta a la que se le añade un intercambiador de presión, que recupera la energía del concentrado.

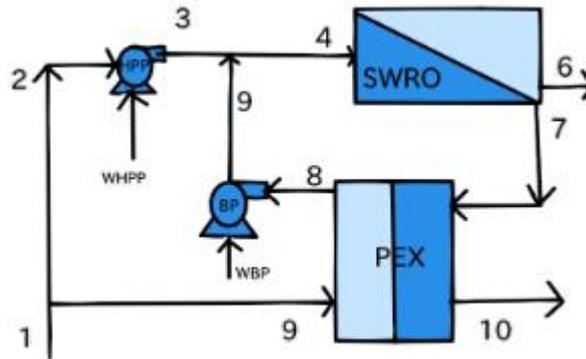


Gráfico 3. Proceso con intercambiador de presión

Este proceso es más eficiente que el primero, ya que de la otra forma el concentrado saldría a alta presión, lo que representaría una considerable pérdida de exergía. En este caso al colocarle el recuperador energético permite que una parte del flujo de alimentación eleve su presión. A la salida del recuperador tendría que elevar un poco la presión del flujo de salida, para que estuviera a alta presión de salida de la bomba principal y de así poder llevarlo al bastidor de membranas. Por tanto, sólo la parte restante atraviesa la bomba de alta presión.

3.3 Ecuaciones

Para poder definir numéricamente este proceso existen una serie de ecuaciones que permiten conocer el funcionamiento de cada uno de los elementos. Se indica con subíndices los correspondientes puntos del Gráfico 3.

Una de las ecuaciones principales son el balance de materia, que concretamente se expresa con la relación de caudal volumétrico y densidad, tal y como se ve en la siguiente ecuación.

$$q_{V,F} \cdot \rho_F = q_{V,ERD} \cdot \rho_F + q_{V,HPP} \cdot \rho_F$$

Se define la eficiencia del recuperador, Eff , debido a las caídas de presión que se producen tanto en el módulo de membrana, como en el intercambiador de presión es necesario el uso de bombas para poder compensar esa pérdida de presión y que el fluido pueda circular con normalidad.

$$Eff = \frac{q_{v,ERD} \cdot (P_{F,ERDout} - P^E) + q_{v,BD} \cdot (P_{BD,ERDout} - P^E)}{q_{v,ERD} \cdot (P_{F,ERDin} - P^E) + q_{v,BD} \cdot (P_{BD,ERDin} - P^E)}$$

En este trabajo se desprecian fugas y mezclas en el recuperador energético y la influencia de la presión en la densidad. Por tanto se asumen iguales los caudales volumétricos del lado de la alimentación 8 y 9 y del lado del concentrado, 7 y 10. El fabricante proporciona el conjunto de valores p_7 - p_8 y de p_9 - p_{10} , así como de Eff .

Las ecuaciones de estas bombas también se implementan en el fichero de cálculo para poder definir el ciclo, las potencias de las bombas son las siguientes:

$$P_{W,HPP} = \frac{\left(\frac{q_{V,2}}{m^3 \cdot h^{-1} \cdot 3600}\right) \cdot \left(\frac{p_3 - p^E}{bar \cdot (100)^{-1}}\right)}{\eta_{HPP} \cdot \eta_{eng}}$$

$$P_{W,BP} = \frac{\left(\frac{q_{V,HPP}}{m^3 \cdot h^{-1} \cdot 3600}\right) \cdot \left(\frac{p_{F,HPP} - p_8}{bar \cdot (100)^{-1}}\right)}{\eta_{EP} \cdot \eta_{eng}}$$

Resultan de vital importancia también las ecuaciones de transporte si se desea determinar la calidad del producto. Sin embargo, en lugar de implantarlas en nuestro fichero de cálculo, en este trabajo se utiliza software libre de los fabricantes de membranas para el cálculo de la calidad del permeado producido por un diseño dado y unas condiciones de operación definidas. O por el contrario, el consumo específico necesario para obtener una calidad dada del permeado, seleccionando un diseño y unas condiciones de operación.

El hecho de conocer estas ecuaciones (o el uso del software existente) va a permitir que posteriormente cuando se analice el funcionamiento de la planta se pueda obtener el consumo y condiciones de operación de cada uno de los equipos forman parte del proceso de desalación.

4. ANÁLISIS EXERGÉTICO

Durante este capítulo se va a realizar el análisis exergético del proceso completo, para ello se va a estudiar tanto el proceso desalación, como conjunto completo de proceso. Para estudiar ambos procesos se va a realizar el análisis termoeconómico de cada uno de los elementos del proceso por separado, y así poder conocer todos los elementos del proceso para posteriormente estudiar el proceso al completo. En los siguientes capítulos se realizará el análisis termodinámico con los datos del agua salada de Canarias y también se realizará el análisis exergético del mismo modo que se realiza en el artículo [5]

4.1 Configuración básica

La configuración básica es el que se va en la **Gráfico 4** que tal y como se ve en la ilustración este proceso está formado simplemente por una bomba, y un bastidor de membranas de ósmosis inversa.

Se va a estudiar por separado cada uno de los elementos, como primera aproximación se va a suponer que el problema termodinámico está resuelto, y de ese modo poder realizar el análisis termoeconómico.

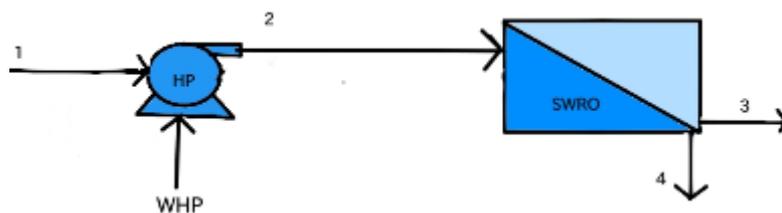


Gráfico 4. Configuración básica

Se va a realizar el análisis termoeconómico de la bomba, según la representación de la siguiente figura.

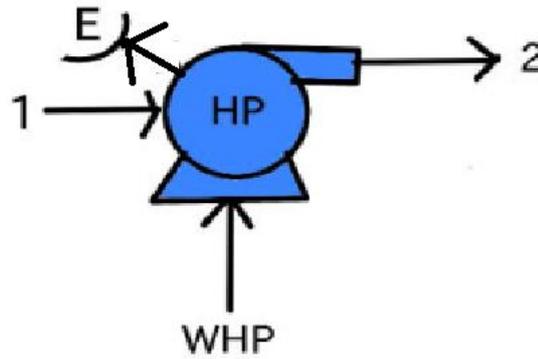


Gráfico 5. Esquema bomba

En primer lugar, se identifica el rol de cada uno de los flujos de materia y energía implicados en el equipo que se analiza.

Tabla 1. Rol de cada flujo de materia y energía en la bomba

Flujo de materia y energía	Rol
1: Flujo de agua de mar de entrada	Producto (P): 2-1
2: Flujo de agua de mar presurizada	
Potencia eléctrica consumida por el equipo	Fuel (F) : \dot{W}_{HP}
Potencia térmica intercambiada con el ambiente	Pérdidas: (L): $Q_{HP \rightarrow E}$
	Destrucción (D): $\dot{W}_{HP} - (2 - 1) - Q_{HP \rightarrow E}$

La identificación del rol de cada flujo de cada equipo que se analiza da lugar a establecer balance de exergía que se expresa a continuación en términos de potencias exeréticas por unidad de tiempo en nuestro volumen de control estacionario del producto (P), del fuel (F), de las pérdidas (L), y finalmente exergía destruida (D)-

$$P: \dot{E}_2 - \dot{E}_1$$

$$F: \dot{W}_{HP}$$

$$L: \dot{E}_{Q_{HP \rightarrow E}} \approx 0 \text{ Calor con el ambiente}$$

$$D: \dot{E}_2 + \dot{E}_L + \dot{E}_D = \dot{E}_1 + \dot{E}_{WHP}$$

A partir de las ecuaciones anteriores, quedan determinadas la potencia exerética destruida.

$$\dot{E}_D = \dot{E}_{WHP} - (\dot{E}_2 - \dot{E}_1) - \dot{E}_L$$

Ecuación de balance termoeconómico, para ello primero hay que tener en cuenta la formación de los costes exeréticos temporales

$$\dot{C}_l = c_i \cdot \dot{E}_i$$

Ecuación del coste exerético

$$\dot{C}_2 + \dot{C}_{Q_{HP \rightarrow E}} = \dot{C}_1 + \dot{C}_{WHP} + \dot{Z}_{BOMBA HP}$$

En este caso se tienen dos incógnitas, pero una de ellas está definida, y esa es el coste del calor con el ambiente debido a que su coste actualmente es igual a 0, otra cosa sería si existiera un impuesto por el calor que se emite a la atmósfera, pero actualmente como no estamos en esa situación se va a considerar igual a 0.

4.1.1 Bastidores de membranas de ósmosis inversa

Se va a realizar el análisis termoeconómico del bastidor de membrana de ósmosis inversa, según la representación de la siguiente figura.

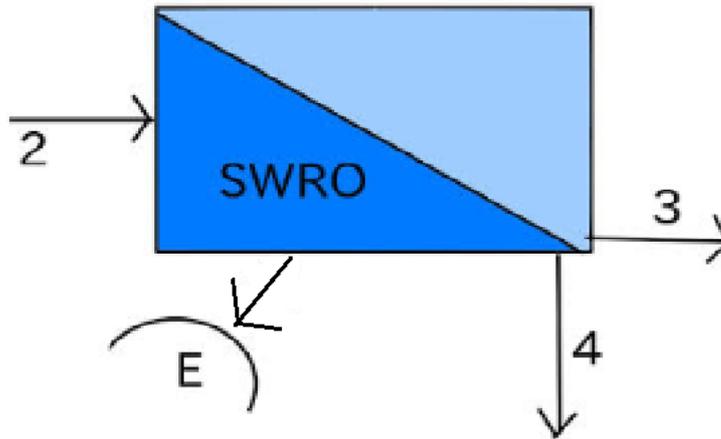


Gráfico 6. Esquema del bastidor de membrana ósmosis inversa (SWRO, SeaWaterReverseOsmosis).

En primer lugar, se identifica el rol de cada uno de los flujos de materia y energía implicados en el equipo que se analiza.

Tabla 2: Rol de los flujos de materia en el bastidor de membranas

Fujo de materia	Rol
2: Flujo de agua de mar presurizado	Producto (P): 3
3: Flujo de permeado	Fuel (F): 2-4
4: Flujo de concentrado	Pérdida, (L): $Q^{SWRO \rightarrow E}$
	Destrucción (D): $2 - 4 - 3 - Q^{SWRO \rightarrow E}$

La identificación del rol de cada flujo en el equipo que se analiza da lugar a establecer el balance de exergía por unidad de tiempo en nuestro volumen de control estacionario, que a continuación se expresan en términos de potencias exergéticas del producto (P), del fuel (F),

$$P: \dot{E}_3$$

$$F: \dot{E}_2 - \dot{E}_4$$

$$L: E_{Q^{SWRO \rightarrow E}} \approx 0 \text{ Calor con el ambiente}$$

$$D: \dot{E}_4 + \dot{E}_3 + \dot{E}_L + \dot{E}_D = \dot{E}_2$$

A partir de las ecuaciones anteriores, quedan determinadas la potencia exergética destruida:

$$\dot{E}_D = \dot{E}_2 - \dot{E}_4 - \dot{E}_3 - \dot{E}_L$$

El planteamiento del bastidor de membranas es así, debido a que la finalidad de estas es producir permeado, para ello se basa en la diferencia de exergía existente entre el concentrado y el agua de alimentación.

Una vez definidas las ecuaciones de formación de costes exeréticos temporales como se ha hecho en el caso de la bomba, se plantea la ecuación del coste exerético

Ecuación de balance termoeconómico.

$$\dot{C}_4 + \dot{C}_3 + \dot{C}_{Q_{HP \rightarrow E}} = \dot{C}_2 + \dot{Z}_{MEMBRANA}$$

En este caso se tienen tres incógnitas, por lo que se necesitan dos ecuaciones adicionales, una de ellas va a ser la misma que en el caso anterior, es decir es el coste del calor intercambiado con el ambiente va a ser igual a 0 $C_{Q_{HP \rightarrow E}} = 0$, y la otra de ellas está relacionada con el fuel, es decir suponer el coste de fuel igual, es decir $C_2 = C_4$.

4.1.2 Análisis completo del proceso

Una vez realizado el análisis individual de cada uno de los elementos se va a analizar el ciclo completo, tal y como se ve en la **Tabla 3**, los flujos son los siguientes. Se puede apreciar que ha tanto flujos de materia, como la necesidad de un aporte de energía para que la bomba funcione, y de este modo poder analizar todo el conjunto.

Tabla 3 Flujos de masa y potencia ciclo simple

Flujo Significado	
1	Agua salada
2	Agua bombeada
3	Permeado
4	Concentrado
WHP Fuel de bomba HP	

A continuación, una vez definido los flujos, en la siguiente tabla se van a agrupar cada uno de los componentes del proceso, estudiando cuales son los productos, fueles, perdidas y destrucción de cada uno de los elementos. Y con las ecuaciones ya obtenidas en los apartados anteriores poder sacar cuales son los costes capitales de cada uno de los flujos y concretamente los costes capitales de la exergía destruida.

Tabla 4. Producto, fuel, y pérdidas de los equipos del ciclo simple

Equipo	Producto (P)	Fuel (F)	Pérdidas (L)
Bomba	2-1	E_{WHP}	(Calor con el ambiente)
Membrana SWRO	3	2-4	\dot{E}_L

4.2 Configuración completa

A continuación del mismo modo que se analizado la configuración básica, se va a analizar sistema de desalación completo, que tal y como se ve **Gráfico 7** está conformado por un bastidor de membrana de osmosis inversa y una bomba, al igual que en la configuración básica, pero además de estos elementos tiene un recuperador de presión y una pequeña bomba de circulación.

Se va a operar de la misma forma que con el proceso básico, es decir, suponiendo que el problema termodinámico está resuelto. Para calcular simplemente los costes de cada uno de los flujos en función de sus valores exergéticos, en este caso la principal diferencia que hay con respecto al proceso básico es que este proceso tiene el intercambiador de presión y una bomba más, llamada bomba de circulación.

Se analiza componente a componente

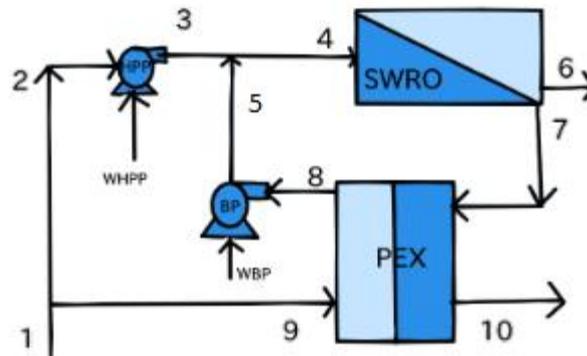


Gráfico 7. Proceso completo

Del mismo modo que se ha realizado para la configuración básica, se va a realizar el análisis termoeconómico según la representación de la siguiente figura.

4.2.1 Bomba HPP

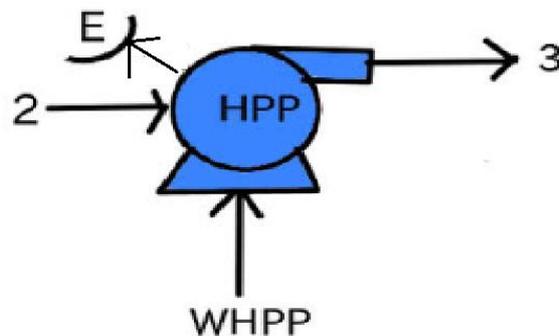


Gráfico 8. Bomba alta presión

En primer lugar, tal y como se hizo en la bomba de la configuración básica, se van a identificar el rol de cada uno de los flujos de materia y energía implicados en el equipo.

Tabla 5: Rol de los flujos de una bomba de alta presión

Flujos de materia/energía	Rol
2: Flujo de agua de mar de entrada	Producto (P): 3-2
3: Flujo de agua de mar presurizada	
Potencia eléctrica consumida por el equipo	Fuel (F): W_{HPP}
Potencia térmica intercambiada con el ambiente (E)	Pérdidas (L): $Q^{HPP \rightarrow E}$ Destrucción (D): $W_{HPP} - (3 - 2) - Q^{HPP \rightarrow E}$

Se identifica el rol de cada flujo para establecer balances de exergía que permiten expresar en términos de potencias exergéticas el producto (P), fuel (F) y pérdidas (L), para calcular finalmente la exergía destruida (D)

$$P: \dot{E}_3 - \dot{E}_2$$

$$F: E_{WHPP}$$

$$L: E_{QHPP \rightarrow E} \approx 0 \text{ Calor con el ambiente}$$

$$D: \dot{E}_3 + E_{QHPP \rightarrow E} + \dot{E}_D = \dot{E}_2 + E_{WHPP}$$

A partir de estas ecuaciones quedan definida la potencia exergética destruida.

$$\dot{E}_D = E_{WHPP} - (\dot{E}_3 - \dot{E}_2) - \dot{E}_L$$

Tras definirse las ecuaciones de costes exergéticos temporales $\dot{C}_i = c_i \cdot \dot{E}_i$, se realiza el análisis termoeconómico para poder conocer cuáles son las incógnitas que quedan por determinar.

$$\dot{C}_3 + \dot{C}_{QHPP \rightarrow E} = \dot{C}_2 + \dot{C}_{WHPP} + \dot{Z}_{BOMBA HPP}$$

En este caso en la bomba se actúa del mismo modo que en el caso simple, lo mismo ocurre con la bomba de BP, es decir se tienen dos incógnitas, pero una de ellas ya se encuentra definida, esta es la incógnita del coste del calor intercambiado con el ambiente, que es igual a 0, $C_{QHPP \rightarrow E} = 0$. Por lo que el sistema de ecuaciones quedaría definido.

4.2.2 Membrana de ósmosis inversa

El análisis termoeconómico del bastidor de membranas de ósmosis inversa, que se ve representada en la siguiente figura.

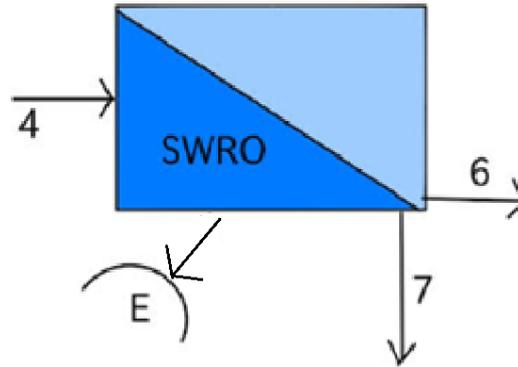


Gráfico 9. Esquema del bastidor de membrana de ósmosis inversa (SWRO, Sea Water Reverse Osmosis)

Se identifica el rol de cada uno de los flujos de materia.

Tabla 6: Rol de los flujos de un bastidor de osmosis inversa

Fujo de materia	Rol
4: Flujo de agua de mar presurizado	Fuel (F): 4-7
6: Flujo de permeado	Producto (P): 6
7: Flujo de concentrado	Pérdidas (L): $Q^{SWRO \rightarrow E}$ Destrucción(D) : $4-6-7-Q^{SWRO \rightarrow E}$

Una vez identificado el rol de cada flujo de materia, y por medio de un balance de exergía, se expresa en términos de potencia exergética del producto (P), fuel (F), y pérdidas (L) para calcular finalmente la exergía destruida (D)

$$P: \dot{E}_6$$

$$F: \dot{E}_4 - \dot{E}_7$$

$$L: E_{Q^{SWRO \rightarrow E}} \approx 0 \text{ Calor con el ambiente}$$

$$D: \dot{E}_6 + \dot{E}_7 + E_{Q^{SWRO \rightarrow E}} + \dot{E}_D = \dot{E}_4$$

A partir de esta ecuación queda determinada la potencia exergética destruida:

$$\dot{E}_D = \dot{E}_4 - \dot{E}_6 - \dot{E}_7 - \dot{E}_L$$

Ecuación de balance económico.

$$\dot{C}_6 + \dot{C}_7 + \dot{C}_{Q^{HPP \rightarrow E}} = \dot{C}_4 + \dot{Z}_{MEMBRANA}$$

Ocurre igual que en el caso simple el análisis a realizar el mismo análisis, es decir, como se ha definido anteriormente $C_{Q^{HPP \rightarrow E}} = 0$. Y la ecuación adicional que falta va a relacionar los costes del fuel, suponiéndolos igual $C_7 = C_4$

4.2.3 Bomba BP

Se va a realizar el análisis termoeconómico de la bomba según la representación de la figura.

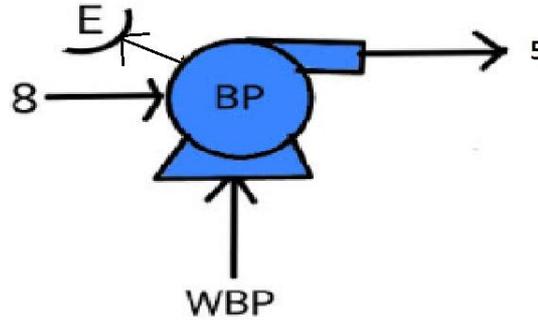


Gráfico 10. Esquema bomba BP

Se identifican el rol de cada uno de los flujos de materia y energía.

Tabla 7 Rol de los flujos en una bomba de baja presión

Flujo de materia/energía	Rol
8: Flujo de agua de mar de entrada	Producto (P): 5-8
5: Flujo de agua de mar presurizada	
Potencia eléctrica consumida por el equipo	Fuel (F): \dot{W}_{BP}
Potencia térmica intercambiada con el ambiente (E)	Pérdidas (L): $Q^{BP \rightarrow E}$
	Destrucción (D): $\dot{W}_{BP} - (5 - 8) - Q^{BP \rightarrow E}$

$$P: \dot{E}_5 - \dot{E}_8$$

$$F: \dot{E}_{WBP}$$

$$L: \dot{E}_{Q^{BP \rightarrow E}} \approx 0 \text{ Calor con el ambiente}$$

$$D: \dot{E}_5 + \dot{E}_{Q^{BP \rightarrow E}} + \dot{E}_D = \dot{E}_8 + \dot{E}_{WBP}$$

Con esta ecuación queda determinada la potencia exerética destruida.

$$\dot{E}_D = \dot{E}_{WBP} - (\dot{E}_5 - \dot{E}_8) - \dot{E}_L$$

Ecuación de balance termoeconómico, se va a realizar de igual modo que en los casos anteriores debido a que el coste del calor intercambiado con el ambiente es igual a 0, $C_{Q^{BP \rightarrow E}} = 0$. El balance quedaría definido con una sola ecuación y una incógnita.

$$\dot{C}_5 + \dot{C}_{Q^{BP \rightarrow E}} = \dot{C}_8 + \dot{C}_{WBP} + \dot{Z}_{BOMBA BP}$$

4.2.4 Intercambiador de presión

Se va a realizar el análisis termoeconómico del intercambiador de presión o PEX, representado en la siguiente figura.

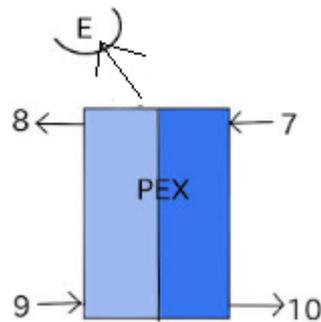


Gráfico 11. Intercambiador de presión

Se identifica el rol de cada uno de los flujos de materia y energía implicados en el equipo que se analiza

Tabla 8 Rol de los flujos de un intercambiador de presión

Flujo de materia	Rol
7: Concentrado entrada, alta presión	Fuel (F): 7-10
8: Flujo de agua de mar salida, alta presión	
9: Flujo de agua de mar entrada, baja presión	Producto (P): 8-9
10: Concentrado salida, baja presión	Pérdidas (L): $Q^{PEX \rightarrow E}$
Potencia térmica intercambiada con el ambiente (E)	Destrucción (D): $9+7-(8+10+Q^{PEX \rightarrow E})$

La identificación del rol de cada flujo en el equipo que se analiza da lugar a establecer el balance de exergía por unidad de tiempo en nuestro volumen de control estacionario, que se expresa a continuación en términos de potencia exergética del producto (P), del fuel (F) y de pérdidas (L), para finalmente calcular la exergía destruida (D)

$$P: \dot{E}_8 - \dot{E}_9$$

$$F: \dot{E}_7 - \dot{E}_{10}$$

$$L: E_{Q^{PEX \rightarrow E}} = 0$$

$$D: \dot{E}_8 + \dot{E}_{10} + E_{Q^{PEX \rightarrow E}} + \dot{E}_D = \dot{E}_9 + \dot{E}_7$$

A partir de las ecuaciones anteriores, queda determinada la potencia exergética destruida:

$$\dot{E}_D = \dot{E}_9 + \dot{E}_7 - (\dot{E}_8 + \dot{E}_{10} + E_{Q^{PEX \rightarrow E}})$$

La principal finalidad del recuperador de presión consiste en elevar la presión del flujo de agua salada de entrada, para ello utiliza la energía que tienen los residuos (caudal de concentrado) que están a alta presión.

Ecuación de balance económico.

$$\dot{C}_8 + \dot{C}_{10} + \dot{C}_{Q^{PEX \rightarrow E}} = \dot{C}_9 + \dot{C}_7 + \dot{Z}_{PEX}$$

Tal y como se ve en el balance económico, se tienen tres incógnitas, por lo que se necesitarían dos ecuaciones adicionales para poder definir el sistema de ecuaciones. Siguiendo el mismo método que en los casos anteriores se definen el coste del intercambio de calor con el ambiente igual a 0, $C_{Q^{PEX \rightarrow E}} = 0$, y para definir la otra

ecuación se va a suponer que los costes de salida iguales a los costes de los fueles, de esta forma se le imputarían unos costes a los productos obtenidos, quedando de la siguiente forma y $C_7 = C_{10}$.

4.2.5 Análisis del proceso completo

A continuación, igual que se ha hecho con el proceso básico se va a analizar el proceso completo, en la o.

Tabla 9, vienen cada uno de los flujos y su significado, se han diferenciado esos flujos para poder realizar balances de masa y energía en los nodos si fuera necesario.

Tabla 9 Flujos de masa y potencia proceso completo

Flujo	Significado
1	Agua salada
2	Agua salada
3	Agua bombeada
4	Agua bombeada
5	Agua bombeada
6	Permeado
7	Concentrado
8	Salida recuperador
9	Agua salada
10	Salida recuperador alim
WHPP	Fuel de bomba HPP
WBP	Fuel de bomba BP

Tal y como se ha realizado en el apartado anterior se va a analizar que es el producto, fuel, pérdidas y destrucción para posteriormente poder analizar al origen de los costes capitales de cada uno de los flujos, y finalmente del proceso completo.

Tabla 10. Producto, fuel y perdidas de los equipos del proceso completo

Equipo	Producto (P)	Fuel (F)	Pérdidas (P)
Bomba HPP	3 – 2	WHPP	$Q^{HPP \rightarrow E}$
Membranas SWRO	6	4 – 7	$Q^{SWRO \rightarrow E}$
Bomba BP	5 – 8	WBP	$Q^{BP \rightarrow E}$
Intercambiador de presión PEX	8 – 9	7 – 10	$Q^{PEX \rightarrow E}$

5. EVOLUCIÓN HISTÓRICA DE LA EFICIENCIA ENERGÉTICA EN PLANTAS DE DESALACIÓN

Agua y energía son términos que intrínsecamente están unidos. Es cierto que agua, aunque puede ser en sí misma energía (geotérmica, hidroeléctrica) necesita y depende de la energía en su ciclo (extracción, transporte etc)

Este capítulo de basa fundamentalmente en el artículo [6]. Tal y como cita en ella hoy día agua y energía son uno de los principales problemas que afectan al planeta, tal y según la OMS [7] 844 millones de personas carecen incluso de un servicio básico de suministro de agua potable, cifra que incluye a 159 millones de personas que dependen de aguas superficiales. Algo parecido ocurre con la electricidad que aproximadamente un 13 % no tiene acceso a la electricidad en el mundo. Es por eso por lo que el acceso a los mismos es uno de los principales objetivos de las Naciones Unidas.

5.1 Islas Canarias

Las Islas Canarias no son una excepción de esta situación, y uno de los principales problemas específicos que estas islas tienen son la escasez de agua, la dependencia energética, y la sobre explotación de acuíferos.

Para la solución de esta serie de problemas se propuso la desalación, construyéndose en 1964 en Lanzarote y en 1974 en Fuerteventura plantas de desalinización. Esto hizo que se redujera la necesidad de transporte de agua potable en barcos.

Con la construcción de las plantas de desalación se logró cubrir una parte importante de la demanda de agua potable, pero con el paso de los años, el aumento de población y también la llegada de turistas hizo que la demanda aumentara aún más y en la década de los 90 y principios del siglo 21 se construyeron una serie de planta de ósmosis inversa. Como consecuencia de la construcción de esta serie de plantas las Islas Canarias se convirtieron en pioneras en investigación de diferentes tecnologías de desalación, esto ha hecho que las islas sean una de las principales localizaciones de instalación de plantas, sirviendo de referencia para muchos lugares del mundo a la hora de instalar esta tecnología.

El hecho de que las plantas de desalación ya sean una tecnología consolidada en las islas abrió la posibilidad de nuevas investigaciones para poder de ese modo optimizar el proceso existente, utilizando para ello medidas de ahorro y eficiencia energética y la implantación de nuevas tecnologías, es por eso que en las Islas Canarias fueron consideradas durante el siglo XX, un buen laboratorio para probar diferentes técnicas de desalación con diferentes tecnologías de producción, capacidades o aplicaciones.

5.1.1 Evolución de la recuperación de energía

La desalinización como parte de un ciclo industrial es más o menos intenso, que con el paso del tiempo ha ido desde 22 kWh/m³ hasta 2 kWh/m³ acercándose cada vez más a los límites termodinámicos.

El objetivo principal es describir como la tecnología que envuelve los sistemas de desalinización. En 1989 en Las Palmas III la planta de desalinización con una gran capacidad usó una turbina Francis como sistema de recuperación, con un consumo específico de 6.16 kWh/m^3 , otras plantas que usaban este sistema de recuperación de energía y obtenían consumos específicos aproximados. Esta planta se expande y se decide reemplazar la turbina Francis por una Pelton con la que se consiguió reducir su consumo específico hasta 4.40 kWh/m^3 . Estas reducciones de potencias específicas son importantes tanto económicamente como medioambientalmente ya que al reducir el consumo específico también se ven reducidas las emisiones de CO_2 .

Como resultado de la evolución se planteó el uso de turbochargers como recuperador de energía llegando a tener una potencia específica de 3.35 kWh/m^3 , otro ejemplo es DWEER que llegó a tener una potencia específica de 2.2 kWh/m^3 . Esta sucesión de cambios se ve representada en la siguiente **Gráfico 12** en la que se ven representadas los sistemas de recuperación.

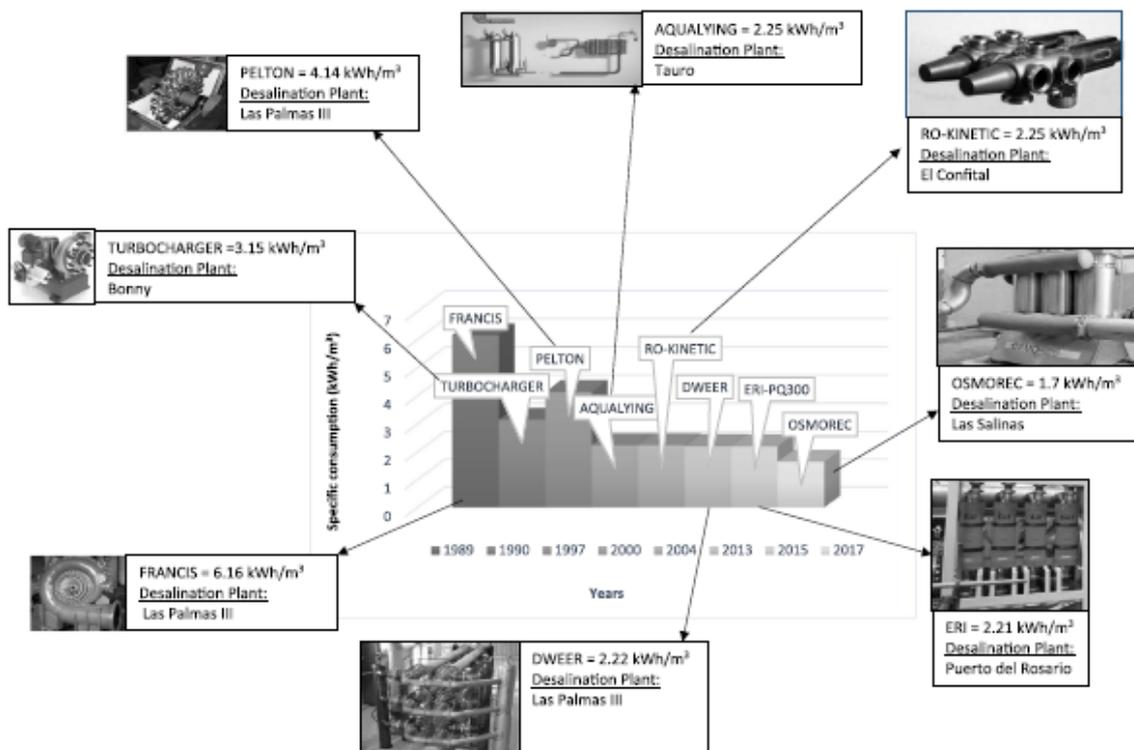


Gráfico 12. Evolución de la recuperación energética en Canarias [6]

Dentro de estos sistemas de recuperación de energía se llegan a conclusiones muy interesantes, debido a que han sido explotado en Canarias durante más de 20 años, esto permite tener un gran conocimiento.

Tal y como cuenta en [8] con la finalidad de evitar las pérdidas de eficiencia energética asociadas a la conversión de energía se colocan dispositivos como son ERI, que son intercambiadores de presión o cámaras isobáricas en los que se consigue una eficiencia cercana al 97 %.

El flujo de agua de mar presurizado por las cámaras isobáricas es aproximadamente igual al de la salmuera, por lo que la bomba de alta presión procesará un flujo igual al del permeado, la presión resultante de la salmuera es algo menor que la de agua de alimentación, por ello es necesario instalar una bomba de circulación.

Las cámaras isobáricas pueden ser clasificadas en dos según el diseño, de desplazamiento positivo o de desplazamiento rotativo. La finalidad de ambas es la misma la principal diferencia que se puede dar entre estos diseños es que en el caso de desplazamiento positivo hay dos o tres cámaras isobáricas, que en algunos casos pueden contener un pistón para separar ambas corrientes. El diseño rotatorio consiste en un rotor cilíndrico que gira automáticamente impulsado por el flujo en un rodamiento hidrodinámico con conductos longitudinales paralelo al eje de rotación.

	Mantenimiento rutinario	Desventajas	Ventajas
Turbinas Francis	Cambio de aceite, cambio de retenes, cambio de junta tórica, sellos, engrasado motor.	Ya es una tecnología obsoleta. No alcanza valores de consumo específico deseables. Rendimientos relativamente bajos.	Simplicidad de tuberías. Se adapta bien a la variación de condiciones. Nos permite ajustar la producción, modificando los caudales de inyección de la turbina y ajustando la válvula de descarga de la bomba.
Turbinas Pelton	Cambio de aceite, cambio de retenes, cambio de junta tórica, sellos.	Ha sido desplazada casi en su totalidad por las cámaras isobáricas. Rendimientos relativamente bajos.	Simplicidad de tuberías. Se adapta bien a la variación de condiciones. Tiene un consumo específico menor que la turbinas Francis.
ERI-PX / ERI-PQ	Ver que no hay obstrucción en los ERIs, asegurar flujo de lubricación, biofouling	No tolera objetos extraños. Alta emisión de ruido: >92 dB (PXQ < 81). Problemas teóricos de mezcla y atoramiento, aunque en la práctica ningún operador de planta se quejó de estos problemas. En tomas abiertas puede generar problemas	Robusto, de fácil mantenimiento y poco gasto de mantenimiento. Ligero lo cual facilita su montaje/desmontaje y mantenimiento. Es modular y ocupa poco espacio. Capacidad máxima ERI-PXQ 300 (68 m ³ /h)
Calder DWEER	En muelles de válvulas de retención, juntas de los pistones y válvulas LINX, picaduras por corrosión..	Problemas de soldaduras mal acabadas. Fallos en bomba de aceite y en la válvula solenoide del sistema hidráulico. Se ha procedido a cambiar el sistema de regulación hidráulico por uno eléctrico. Ocupa mucho espacio. El equipo debe estar controlado por un sistema de control y todos los equipos deben estar funcionando de forma secuencial.	Flexibilidad operacional, capaz de tolerar fluctuaciones de caudal y presión sin degradación del rendimiento o daño del equipo. Los materiales son en súper-dúplex. Hace poco ruido < 80 dB respecto a otros equipos. Capacidad mínima de salmuera 200 m ³ /d y máxima 500 m ³ /h.
iSave ERDs	Reponer aceite, cambio de retenes, sello, juntas tóricas, revisar que no hay obstrucción en el rotor, asegurar flujo de lubricación.	Está muy condicionado por el tamaño de la planta. El dispositivo con mayor capacidad de salmuera es el iSave 70 con 52 m ³ /h. Requiere exigencia en el pretratamiento. Ruido a tener en cuenta > 80 dB	El único control que necesita es un variador de frecuencia. Es muy compacto sin necesidad de muchas conexiones. Ocupa poco espacio. Ideal para pequeña y mediana escala.
Bomba Danfoss	Cambio de aceite, cambio de retenes, cambio de junta tórica, sellos, engrasado motor.	Está muy condicionado por el tamaño de la planta, ya que su capacidad máxima de producción es de 1,1 m ³ /h a 3.000 rpm. Alto coste de inversión para pequeñas capacidades.	Es un sistema robusto hecho con súper-dúplex, de poco mantenimiento, ocupa poco espacio, con pocas conexiones, detectadas pocas averías y alta eficiente. Ideal para pequeña escala.
RO-KINETIC	Cambio de los retenes, sellos de gomas, reparación válvulas servo-comandadas e inerciales.	Complejo de desarmar por la válvula reductora. Tendencia al fallo por el carácter artesanal de la fabricación. Ha requerido cambios de acero del 904 L al Dúplex por corrosión intersticial, cambio de los retenes de las manguernas por pérdida de agua. Ocupa mucho espacio. Capacidad máxima de salmuera conocida 166,67 m ³ /h.	Evita el innecesario consumo de energía cinética que aparece en las paradas en la operación. Permite regular los tiempos de cambio de cámara mediante la gestión del variador de accionamiento de las levas del sistema.

Tabla 11. Ventajas y desventajas sistemas recuperación energía [9]

Las plantas en las Islas Canarias son características de acuerdo al tipo de agua de alimentación que se usa, del mismo modo que también son características por el producto final del agua que debe de cumplir los requisitos que exige la norma. Es por eso por lo que ya existen tablas y funciones en las que queda totalmente definida y que estas están programadas en una hoja Excel de forma que se pueda realizar el análisis termoeconómico.

La selección de la tecnología implantada en cada planta a lo largo de los años se ha debido a las características del agua de alimentación, la principal variable es la salinidad del agua, también la concentración de sodio en el agua es un factor importante. Por otro lado si la concentración de sílice es elevada se pueden causar problemas en el bastidor de membranas.

Tabla 12. Características técnicas de recuperadores energéticos

Tecnología	Descripción. -Se muestra información directa del fabricante-
Francis	<p>Head range: 30-400 m</p> <p>30-400 m</p> <p>Number of runner blades: 16-18 pcs</p> <p>16-18 pcs</p> <p>Specific speed range: 85-390 rpm</p> <p>85-390 rpm</p> <p>Shaft arrangement: Horizontal and vertical [10]</p> <p>https://vaptech.bg/es/products/turbina-francis</p> <p>Horizontal and vertical</p>
Turbocharge	 <p>Mass flow 130g/s</p> <p>Power 17 kW, 120'000 rpm [11]</p> <p>https://shop.fischerspindle.com/epages/fp.sf/en_US/?ViewObjectPath=%2FShops%2Ffp%2FCategories%2FFISCHER_Verdichter%2FMikroLuftverdichter&ViewAction=ViewFaceted</p>
Pelton	 <p>Head range: 90-800 m</p> <p>90-800 m</p> <p>Number of runner buckets: 18-25 pcs</p> <p>18-25 pcs</p> <p>D/B ratio: 3,15-4,375</p> <p>3,15-4,375</p> <p>Number of jets: 28-66 rpm</p> <p>1-6 pcs</p> <p>Specific speed range: Horizontal and vertical [12]</p> <p>https://vaptech.bg/es/products/turbina-pelton</p> <p>28-66 rpm</p>
Aqualyng	 <p>Standard modules are: 500-10000 m³/day</p> <p>These standard modular units enable us to build-up or tailor make reverse osmosis systems to almost any size. Other equipment we supply includes:</p> <p>Sand filtration or more complex treatment unit process</p> <p>Extra and finer bag filtration</p> <p>Chemical injection</p> 

	Disinfection
	Membrane cleaning skid [13]
	https://www.water-technology.net/contractors/desalination/aqualyng/#company-details
Ro-Kinetic	No disponible
	
Osmorec	The OSMOREC technology has already been successfully put into operation at several sites and has been designed to simplify the energy recovery while reducing the capital expenditure and operating expenses. Thanks to its innovative design, the OSMOREC technology can be implemented in new projects as well as in the retrofit of existing plants. The OSMOREC devices fit all sizes of water production from 2,500 m ³ /day upwards. [14]
	
	https://www.desalination.biz/60915/d/Osmorec-SA
Eri	Up to 98% energy savings, No scheduled maintenance, virtually zero downtime, designed for a 25-year life, self-regulating speed adjustment with Flow, no pulsation, valves, pistons or timers, no need for complicated data
	
	communication systems, industry standard FRP housing, alumina rotor 3x more abrasion resistant than Steel, Titanium, super duplex and super austenitic
	stainless steel wetted metal components ,quick and smooth start-up [15]
	https://drive.google.com/file/d/16o3hap6AfeKZMbScroIIFLW8Hnec2JYV/view
Dweer	Brine flows to 350 m ³ /h (1.4 mgd) , greater flows can be achieved by placing multiple DWEER untis in parallel. Pressure to 75 bar.
	
	Size range 160-350 m ³ /h
	The most efficiencient energy recovery technology available today [16]
	https://www.flowserve.com/en/products/energy-recovery-devices/isobaric-devices/work-exchanger-technology/isobaric-technology-dweer

5.1.2 Evolución del bastidor de membranas

En la década de los 70 el proceso de desalinización en las Canarias se comenzó usando membranas de fibra hueca. Las plantas de desalación en ese momento presentaban un coste elevado, con la construcción de nuevas plantas se llevaron a cabo diferentes ensayos experimentales en los que se probaron nuevas tecnologías. Con estas nuevas investigaciones, se testaron las nuevas membranas comerciales que aparecieron basadas en arrollamiento en espiral, que fueron usadas en plantas cuyos caudales eran superiores a los caudales con los que se trabajaban con el otro tipo de membranas.

La producción de agua potable proveniente de agua de mar, usando la tecnología de ósmosis inversa llegó a la cima con la inauguración de la planta de Las Palmas III que en su momento fue una de las mejores del mundo.

Las membranas usadas en las Islas han ido cambiando de acuerdo a diferentes parámetros, todos cuyo principal propósito era reducir el coste de operación

5.1.3 Evolución de la configuración completa

En este apartado se va a analizar la evolución de la eficiencia de la planta según la configuración usada.

5.1.3.1 Configuración simple

Tal y como se puede ver en el ejemplo mostrado **Gráfico 13** el proceso consume 5.57 kWh/m^3 . Este consumo del proceso es debido a varias pérdidas de energía que tiene, como son las pérdidas mecánicas del proceso, pérdidas en la bomba de alta presión o en el motor eléctrico.

También algunas pérdidas pueden ser debidas a las membranas ya que con el paso del tiempo se pueden producir pérdidas hidráulicas en algunos elementos de la planta. Tal y como se ve en la gráfica, el producto obtenido representa la mínima energía del ciclo

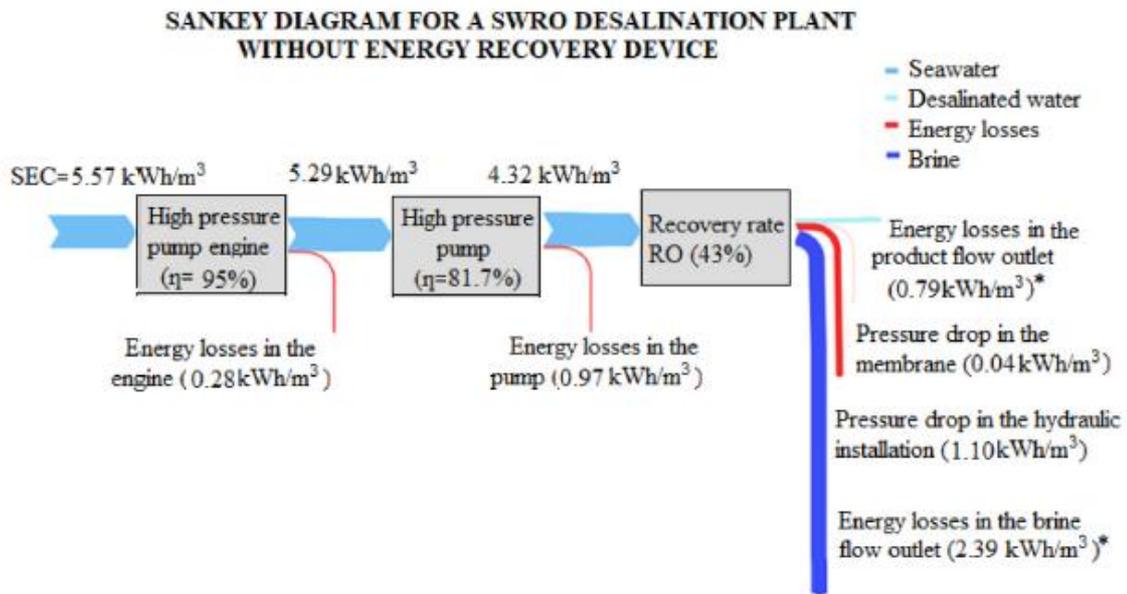


Gráfico 13. Diagrama de sankey configuración simple [5]

5.1.3.2 Configuración con turbina Francis

En este caso la **Gráfico 14** muestra el diagrama de Sankey para la misma planta, pero en este caso usando una turbina Francis, en ese caso se puede ver que la energía requerida para realizar el proceso de ósmosis es menor que en el caso anterior debido a la recuperación de energía que la turbina Francis realiza, el resto de los parámetros se mantienen constantes.

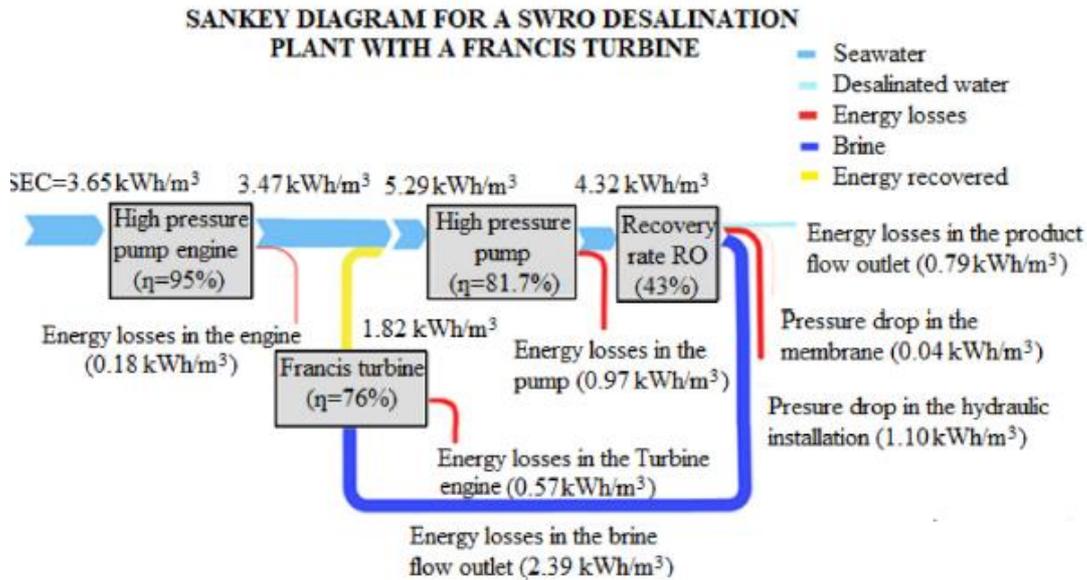


Gráfico 14. Diagrama de Sankey con turbina Francis[5]

El Gráfico 15 muestra el diagrama del mismo proceso, pero usando un intercambiador de presión. Tal y como se ve en el diagrama la energía requerida para realizar el proceso de desalinización, es algo menor ya que se recupera mayor energía. En este proceso como ya se ha comentado anteriormente requiere una bomba intermedia.

Pero además, si se incorpora las últimas tecnologías de membranas usadas, y del intercambiador de presión es posible reducir el consumo de energía del proceso en mayor medida que la cuando se usa un diseño rotatorio, ya que con el de desplazamiento positivo el caudal que procesa la bomba de alta presión es menor.

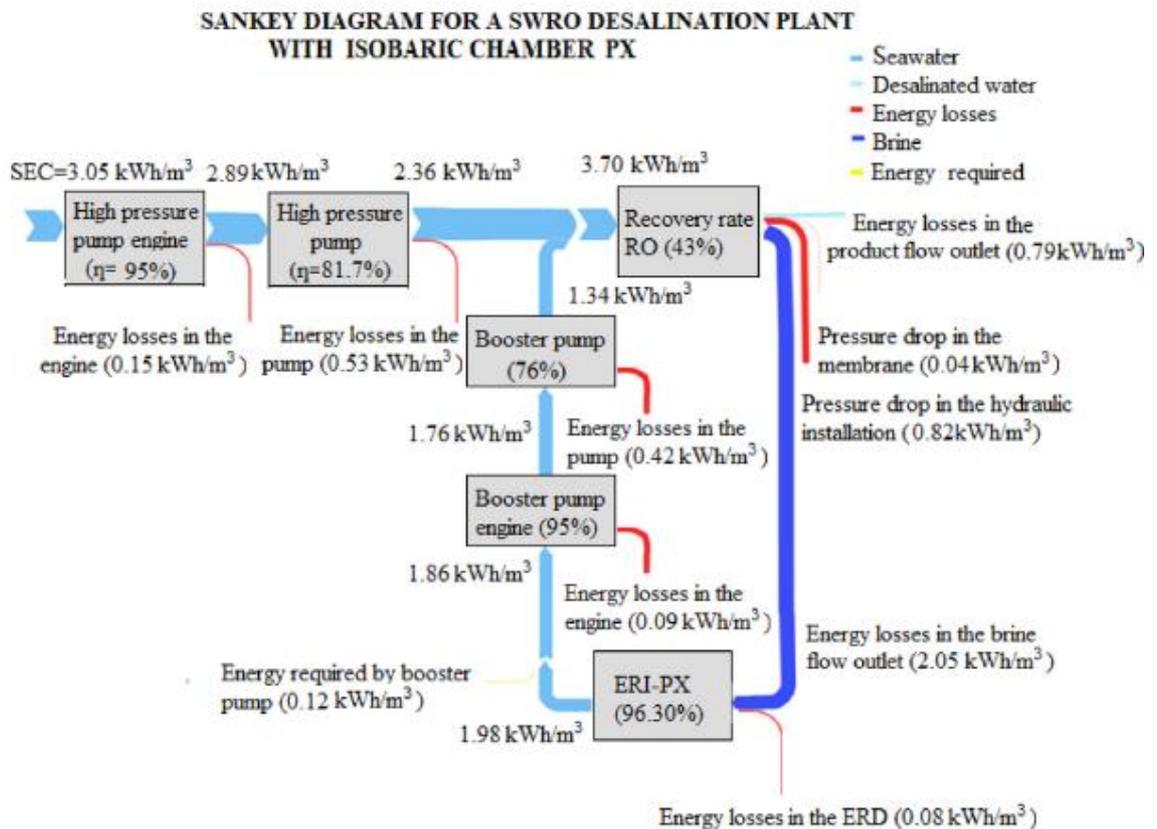


Gráfico 15. Diagrama de Sankey con intercambiador de presión [5]

La energía obtenida en el flujo de salmuera, representa la energía necesaria para realizar la recuperación y que

la planta de desalinización funciones, en ese caso el sistema de recuperación necesita una pequeña cantidad de energía para poder lograr recuperar un buen porcentaje del agua de alimentación

Los diagramas de Sankey nos permiten entender mejor la cantidad de pérdidas que se pueden dar en una planta real, a tiempo real, y como las cámaras isobáricas y la última tecnología de membrana de ósmosis inversa puede lograr un consumo específico menor de la planta.

6. PLANTA ANALIZADA

La planta analizada es la planta desaladora de Santa Cruz de Tenerife, la cual está localizada en Santa Cruz de Tenerife, Tenerife, Islas Canarias, España.



Imagen 1. Localización planta desaladora [17]

Esta planta fue diseñada por el ministerio de medioambiente en España, concretamente el Directorio General de Trabajos Hidráulicos, y fue cofinanciada por la fundación Europea FEDER.[18]

Fue construida por Cadagua-Pridesa, empresa que según la citada referencia de 2005 se ocupaba de la operación de la planta. Posteriormente será traspasada a EMMASA, la empresa municipal de agua.

Las principales características de la planta son las siguientes:

- La planta tiene una capacidad nominal de $20.700 \text{ m}^3/\text{d}$. Tiene 330 permeadores distribuidos en 3 niveles.
- La recuperación del proceso es del 42%. La concentración nominal del permeado obtenido es de 400 g/m^3 . Sin embargo, hay una segunda etapa de membranas de baja presión que actualmente no opera eso podría aumentar la calidad del producto hasta 200 g/m^3 .
- Los equipos mecánicos consisten en una bomba de alta presión, un motor y una turbina Pelton. La

bomba de alta presión incrementa la presión del agua salada de 245 kPa a 6865 kPa. La turbina Pelton produce una recuperación de la energía del concentrado.

- Una válvula en la salida del producto asegura la presión requerida del producto para ingresar al tanque de almacenamiento 382 kPa. La capacidad de almacenamiento del tanque es de 2000 m³.
- La toma de agua de mar consta de 8 pozos con equipos electromecánicos. El agua de más es bombeada desde una altura de succión de unos 30m
- La distribución de los productos al almacenamiento municipal requiere un incremento de la presión de 1372 kPa, esto es debido a que está a una mayor altura tal y como se ve en la **Imagen 2** que es una visualización a pie de planta de donde se encuentra el municipio y donde se aprecia el desnivel que hay, y la necesidad de bombear agua.
- Esta planta es muy característica ya que tiene poco consumo auxiliar de captación ya que está muy cercana al dique pesquero tal y como se ve en la **Imagen 1**, por el contrario tiene bastante auxiliar de distribución.



Imagen 2.Localización almacenamiento municipal

Posteriormente se va a realizar en análisis de una modernización en la planta. La modernización tiene como objetivo la reducción del 20% en el SEC [19], e incrementar la capacidad de la planta desde 20.000 m³/d a 29.000 m³/d [20].

Por eso, se ha empezado a trabajar con varias empresas para tratar de reducir el consumo de esta planta en un 20%. El objetivo es que la factura energética pase de los cinco a los cuatro millones de euros anuales [21].

Este análisis se hará posteriormente en siguientes capítulos

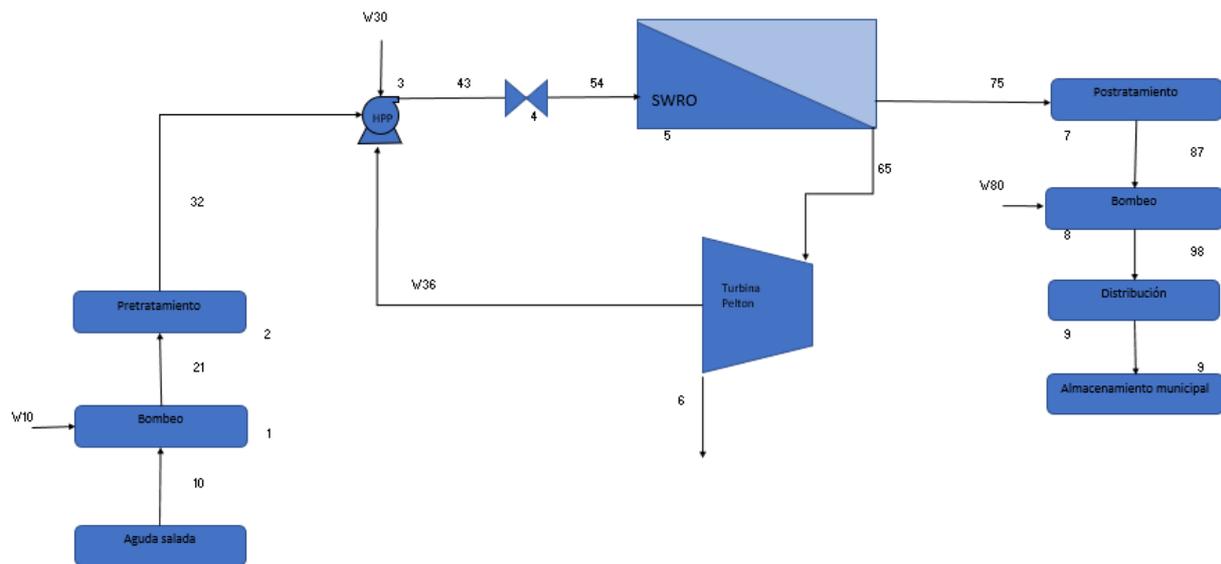


Imagen 3. Ciclo planta Santa Cruz de Tenerife [5]

En la Imagen 3 se ve el ciclo que se realiza en esa planta, que tiene como recuperador de energía una turbina Pelton, además de pretratamiento y postratamiento.

7. PROGRAMACIÓN DEL ANÁLISIS TERMOECONÓMICO

Una vez analizados los distintos componentes que componen un proceso de desalación por ósmosis inversa, se va a programar en un hoja Excel, en lenguaje visual basic para poder crear funciones que te devuelvan las propiedades, el análisis termoeconómico de cada uno de los componentes y del conjunto completo, de la planta de Santa Cruz de Tenerife descrita anteriormente

7.1 Análisis exerético

Se ha programado el análisis exerético de proceso de desalación, para ello se han usado las fórmulas de los siguientes artículos, que permiten definir las propiedades del agua salada en función de numerosos factores, estas fórmulas están definidas en el siguiente artículo [3], en el que se permite conocer las propiedades del agua salada.

Como por ejemplo con la siguiente fórmula, que devuelve el resultado de la entalpía.

$$h^{sw} = h_w - S \cdot (-2.348 \cdot 10^4 + 3.152 \cdot 10^6 \cdot S + 2.803 \cdot 10^6 \cdot S^2 - 1.446 \cdot 10^7 \cdot S^3 + 7.826 \cdot 10^3 \cdot T - 4.417 \cdot 10^1 \cdot T^2 + 2.139 \cdot 10^{-1} \cdot T^3 - 1.991 \cdot 10^4 \cdot S \cdot T + 2.778 \cdot 10^4 \cdot S^2 \cdot T + 9.728 \cdot 10^1 \cdot S \cdot T^2)$$

Del modo en el que queda la entalpía definida también existen ecuaciones de las que se sacan el resto de propiedades, como son la entropía, densidad, presión osmótica, la capacidad térmica isobárica etcétera.

```
Function Hwsalada(hw, S, t)
Hwsalada = hw - S * ((-2.348 * 10 ^ 4) + (3.152 * 10 ^ 6) * S + (2.803 * 10 ^ 6) * (S ^ 2) - (1.446 * 10 ^ 7) * (S ^ 3) + (7.826 * 10 ^ 3) * T - 4.417 * 10 ^ 1 * T ^ 2 + 2.139 * 10 ^ -1 * T ^ 3 - 1.991 * 10 ^ 4 * S * T + 2.778 * 10 ^ 4 * S ^ 2 * T + 9.728 * 10 ^ 1 * S * T ^ 2)
End Function

Function Swsalada(sw, S, t)
Swsalada = sw - S * ((-4.231 * 10 ^ 2) + (1.463 * 10 ^ 3) * S - (9.88 * 10 ^ 4) * (S ^ 2) + (3.095 * 10 ^ 5) * (S ^ 3) + (2.562 * 10 ^ 1) * T - 1.231 * 10 ^ 1 * T ^ 2 + 6.162 * 10 ^ -3 * T ^ 3)
End Function

Function densidadswalada(t, S)
densidadswalada = 9.999 * 10 ^ 2 + (2.034 * 10 ^ -2) * t - (6.162 * 10 ^ -3) * (t ^ 2) + (2.261 * 10 ^ -5) * (t ^ 3) - (4.657 * 10 ^ -8) * (t ^ 4)
End Function
```

Imagen 4. Programación propiedades visual basic

Del mismo modo que se han usado las correlaciones en función de la temperatura y la salinidad, en el siguiente artículo [4] se definen una serie de funciones que permiten definir las propiedades mencionadas anteriormente, pero en este caso en función de la presión

Las fórmulas que permiten definir las propiedades del agua de mar en función de la presión son las siguientes, como son

$$h_w = 141.355 + 4202.07 \cdot T - 0.535 \cdot T^3 + 0.004 \cdot T^4$$

$$h_{sw0} = h_w - S \cdot (-2.34825 \cdot 10^4 + 3.15183 \cdot S + 2.80269 \cdot 10^6 \cdot S^2 - 1.44606 \cdot 10^7 \cdot S^3 + 7.82607 \cdot 10^3 \cdot T - 4.41733 \cdot 10 \cdot T^2 + 2.1394 \cdot 10^{-1} \cdot T^3 - 1.99108 \cdot 10^4 \cdot S \cdot T + 2.77846 \cdot 10^4 \cdot S^2 \cdot T + 9.72801 \cdot 10 \cdot S \cdot T^2)$$

Quedando finalmente la entalpía de agua salada definida por:

$$h_{sw} = h_{sw0} + (P - P_0) \cdot \left(996.7767 - 3.2406 \cdot T + 0.0127 \cdot T^2 - 4.772 \cdot 10^{-5} \cdot T^3 + S \cdot (-1.1748 - 0.01169 \cdot T - 2.6185 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 + 7.0661 \cdot 10^{-8} \cdot T^3) \right)$$

De este modo quedan definidas las propiedades del agua salada, tanto en función de la temperatura y salinidad, como en función de la presión y salinidad.

Estas propiedades han sido programadas en lenguaje visual basic, esto permite crear funciones en Excel que devuelve el valor de cada una de las propiedades.

```
Function hsw(t, Sg, P, hsw0, P0)
hsw = hsw0 + (P - P0) * (996.7767 - 3.2406 * t + 0.0127 * (t ^ 2) - (4.7723 * 10 ^ -5) * (t ^ 3) + Sg * (-1.1748 - 0.01169 * t - (2.6185 * 10 ^ -5) * t ^ 2 + 7.0661 * 10 ^ -8 * t ^ 3))
End Function

Function hsw0(t, S, hw)
hsw0 = hw - S * ((-2.34825 * 10 ^ 4) + 3.15183 * S + (2.80269 * 10 ^ 6) * (S ^ 2) - (1.44606 * 10 ^ 7) * (S ^ 3) + (7.82607 * 10 ^ 3) * t - 4.41733 * 10 * t ^ 2 + 2.1394 * 10 ^ -1 * t ^ 3 - 1.99108 * 10 ^ 4 * S * t + 2.77846 * 10 ^ 4 * S ^ 2 * t + 9.72801 * 10 * S * t ^ 2)
End Function

Function hw(t)
hw = 141.355 + 4202.07 * t - 0.535 * (t ^ 2) + 0.004 * (t ^ 3)
End Function
```

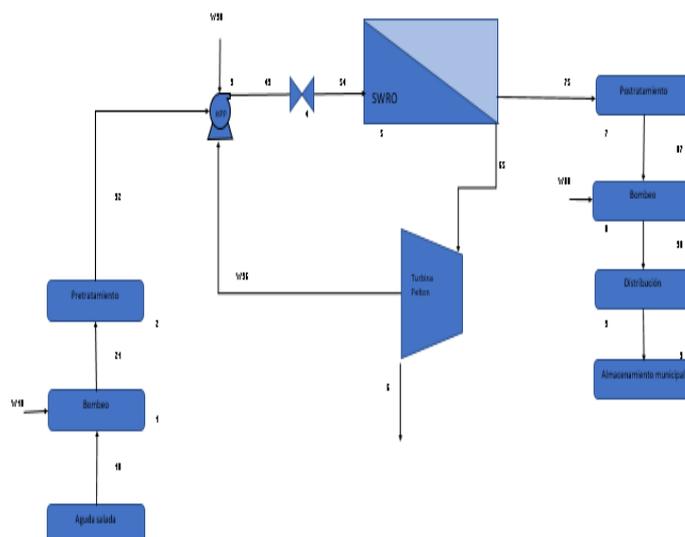
Imagen 5. Programación visual basic

Para definir las características de los flujos se han tomado valores típicos de la zona de canarias, como su salinidad de 0.037 kg/kg y una temperatura de 22°. Las funciones programadas permiten calcular las propiedades del agua conocido tanto la salinidad como la temperatura del emplazamiento en el que se quiere calcular.

Continuando con este método se han definido los flujos, de la misma forma que se definen en [22], siendo las presiones de los flujos las que se ven en la **Tabla 13** en la que se puede ver la presión de cada flujo.

Tabla 13. Presiones manométricas de los flujos

Flujo	Presión, kPa
10: Agua salada	0
21: Agua bombeada	314
32: Alimentación	245
43: Alimentación a alta presión	6865
54: Alta presión a altura	6619
r65: Concentrado	6521
06: Purga	0
75: Producto	382
87: Postratamiento del producto	29
98: Producto bombeado	1402
09: Producto final	0



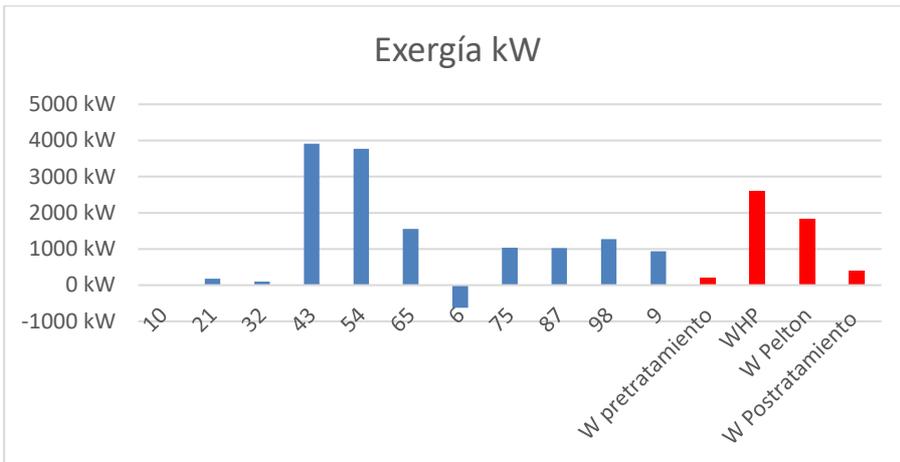
Una vez definida las presiones, se pueden calcular las exergías de cada uno de los flujos, debido a que se conocen las entalpías y la entropía debido a que se conocen las presiones, temperatura y salinidad de cada uno de los flujos. Esto permite conocer las exergías de cada uno de los flujos, del mismo modo se conocen las funciones de densidad, que permiten calcular el caudal másico que pasa por cada uno de los flujos. También se toma como conocido el rendimiento mecánico de las bombas e igual a 85%.

Los flujos exergéticos vienen definido en las siguientes gráficas.

En el **Gráfico 16** se puede ver el valor exergético tanto de los flujos másicos, como de los flujos de potencias de los equipos, en este caso la bomba, en este caso como es de esperar el flujo con mayor exergía es el flujo dos ya que tiene una mayor presión tras ser impulsado por la bomba. En el flujo 0 que es directamente el agua en condiciones ambientes la exergía es 0, en los siguientes flujos conocidos sus valores de presiones y salinidad, y con las funciones anteriormente descrita permiten conocer los valores de exergía de cada uno de los flujos.

Las exergías de los flujos en el pretratamiento son menores, ya que están a una menor presión. La exergía del producto es aproximadamente 1000 kW. El valor exergético del postratamiento también es menor que el producto principalmente por encontrarse a una menor presión, pero en este caso es destacable el valor de la exergía de los flujos de distribución que es alta, debido a que el almacenamiento municipal se encuentra a diferente altura, esto también se verá reflejado el consumo de la bomba de distribución.

En cuanto al consumo de las bombas como es de esperar la bomba que más consume es la bomba de alta presión, como recuperador de energía se usa una turbina Pelton, que recupera la energía correspondiente a la alta presión de salida del concentrado. La exergía de la purga es negativa eso quiere decir que representa un uso potencial de la exergía química rechazada con respecto al agua de mar, comúnmente este uso potencial en instalaciones de desalación donde se rechaza la salmuera no se aprovecha simplemente se devuelve al mar.



- 10: Agua salada
- 21: Agua bombeada
- 32: Alimentación
- 43: Alimentación HP
- 54: Entrada membrana
- 65: Concentrado
- 6: Purga
- 75: Producto
- 87: Producto tratado
- 98: Producto distribuido
- 9: Producto final

Gráfico 16. Exergías

A continuación, se va a aplicar la metodología explicada en capítulos anteriores en los que se realiza el cálculo de la exergía destruida en cada uno de los equipos que son el Gráfico 17, esta exergía destruida es debida a las ineficiencias de los equipos. El valor total de exergía destruida es de aproximadamente 3000 kW. El equipo donde se produce una mayor destrucción de exergía es en los bastidores de membranas, y posteriormente en la bomba de alta presión y la turbina Pelton. Es remarcable el valor de la distribución, en el que se vuelve a apreciar esta característica peculiar de la planta estudiada. También se ha calculado el valor de la exergía destruida en la planta completa, que es el valor de la exergía destruida si se estudiara la planta, como una caja negra, en la cual solo se conocen las potencias de los flujos de materia de entrada y salida y de los flujos de energía.

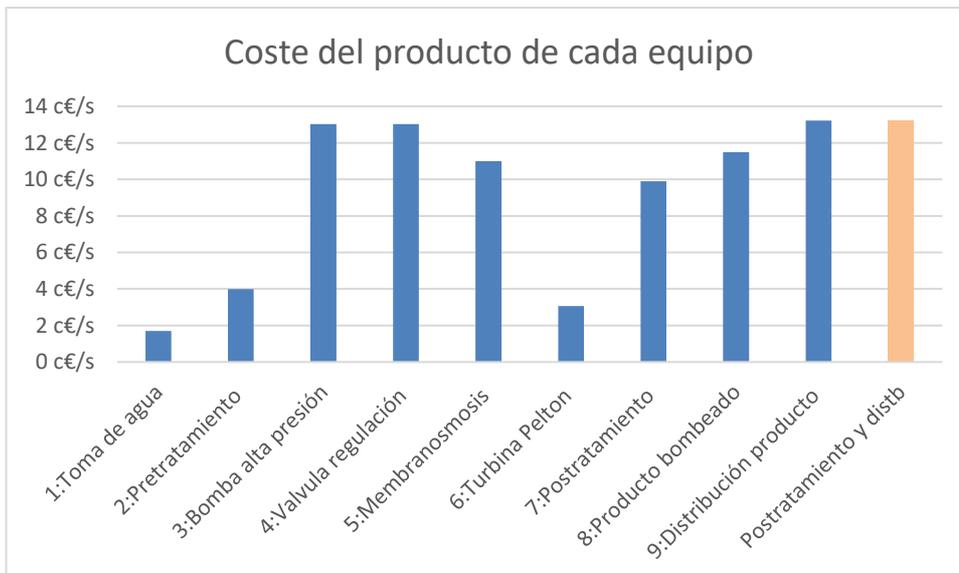


Gráfico 17. Exergía destruida en cada equipo

También se va a analizar el valor de esa exergía destruida por m^3 de agua tratada, que en esta gráfica como en la anterior se puede apreciar que gran parte de la destrucción de exergía viene de la membrana de ósmosis y de la turbina Pelton.

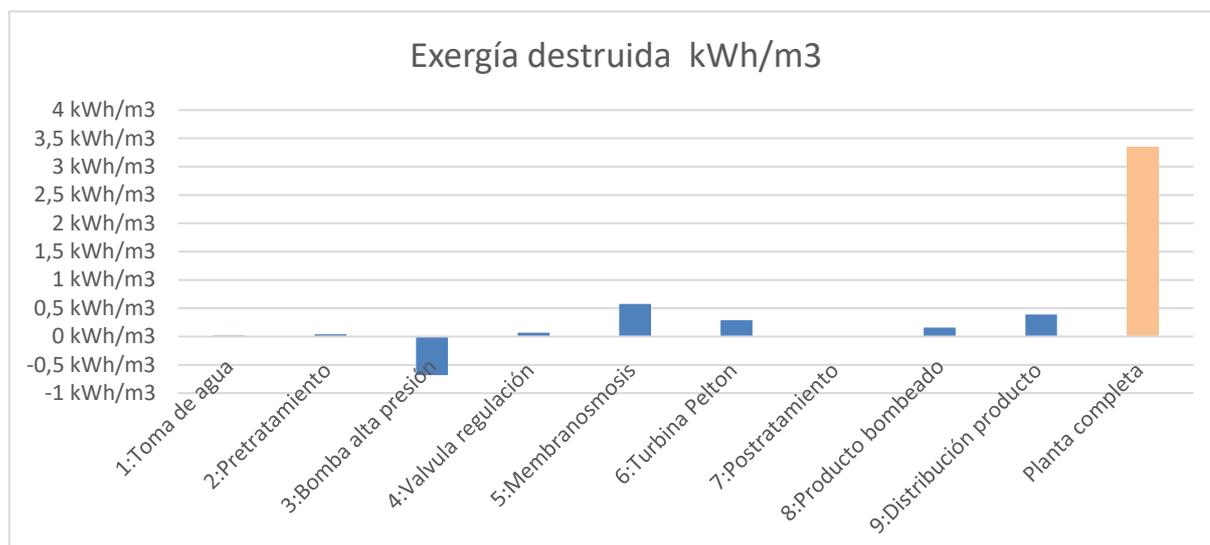


Gráfico 18. Exergía destruida por m^3

7.2 Análisis termoeconómico

Se va a realizar un análisis del valor económico que tienen cada uno de los flujos, para ello se van a tener en cuenta la cantidad de exergía necesaria para producir estos flujos [23], a la hora de realizar en análisis los costes que se van a imputar a cada uno de los flujos se van a basar en tres formas de actuación:

- Actuar sobre las pérdidas, se deben referir las primeras hipótesis a las pérdidas pudiendo variar su coste exergético unitario entre:
 - Nulo: Las pérdidas son inexistentes económicamente, como ocurre en las pérdidas de calor intercambiado con el ambiente de los equipos, debido a que actualmente no existe ningún tipo de impuesto por el calor emitido al ambiente, si un impuesto como este existiera si se debería tener en cuenta el valor económico de estas pérdidas.
 - Positivas: Se definen las pérdidas como un producto potencial, es decir que estas pérdidas se pueden aprovechar.
 - Negativas: Se tienen que pagar por estas pérdidas, este sería el caso mencionado anteriormente en el que existan leyes de contaminación medioambiental u otros aspectos que puedan suponer un coste en estas pérdidas
- Actuar sobre el fuel. Indicando si el coste del fuel es nulo o si tiene un coste de aplicación, también se puede realizar la hipótesis de que el coste exergético unitario de todos los fueles es el mismo, esta es la hipótesis que se ha usado en el recuperador de energético.
- Actuar sobre los productos, indicando si el coste es igual para todos los productos, si son diferentes y en este caso si algún producto tendría el mismo valor que alguno de los fueles.

A continuación, se van a analizar los costes unitarios de cada uno de los flujos y los costes capitales de cada uno de los equipos. Para ello se han usado los costes temporales [18], tomándose como nulo el coste del agua salada sin presurizar, del mismo modo se ha tomados los mismos valores del coste de la producción de energía eléctrica

que en el artículo [18], que son 1.67c/MJ o 6 c/kWh que son los costes de la electricidad en ese momento, en capítulos posteriores se plantea realizar una modernización de la planta, para ello se actualizaran los costes capitales de algunos de los equipos y se puede plantear otra configuración de la planta.

Los costes capitales de los equipos se han tomado los mismos que en [18], en el que se tienen en cuenta los costes de inversión y los costes de operación y mantenimiento tomando una vida útil de la planta de 20 años con un ratio de descuento anual del 5%. Los costes temporales son los que se ven en el Gráfico 22.

Se van a analizar el efecto de las irreversibilidades, junto con los costes fijos en un análisis exergoeconómico. Los detalles de los costes usados para el análisis se han tomado de [5].

Los costes fijos representan la suma de todos los costes que no son incluidos en el análisis exergético. Estos costes fijos están conformados por dos principales grupos, los cuales son los costes de inversión y los costes de operación y mantenimiento. Para esta planta en concreto los costes de operación y mantenimiento los costes incluyen las características de operación y mantenimiento de: consumo auxiliar, membranas.

El consumo auxiliar representa todo el consumo externo que no está incluido en el flujo, como son dosificación química, limpieza de membranas, regulación y control, bombeo de purga, iluminación y otros consumos.

7.2.1 Características económicas

Para realizar los cálculos económicos se han tomado 20 años de vida útil de los equipos, con una tasa de descuento anual del 5%. La tasa de descuento refleja el cambio del valor del dinero, puede ser un efecto de la inflación. La tasa de descuento se calcula con respecto al año base, en este caso se toma como año base el año antes de comenzar a producir.

De acuerdo con las siguientes figuras [18], el coste de inversión total en su momento de la planta fue de 24,6M€, en esta gráfica se puede apreciar que una parte importante de los costes de inversión es el bombeo del agua, especialmente en la distribución final de la misma. Se puede ver que las membranas de ósmosis también tienen gran importancia.

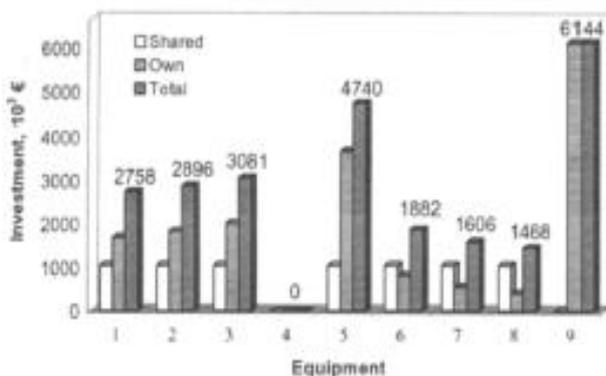


Gráfico 19. Costes de inversión de la planta

- 1: Toma de agua
- 2: Pretratamiento
- 3: Bomba alta presión
- 4: Válvula regulación
- 5: Membrana ósmosis
- 6 : Turbina Pelton
- 7: Postratamiento
- 8: Producto bombeado
- 9: Distribución producto

Como ya se ha comentado anteriormente esta planta necesita de operación y mantenimiento, es por eso que estos costes se incluyen en el análisis, estos costes como es de esperar varían en función del equipo, a que cada equipo necesita un mantenimiento diferente. Según el Gráfico 20 el coste total de operación y mantenimiento de la planta es de 1.557.000€. El pretratamiento y el proceso de ósmosis inversa son los equipos más caros.

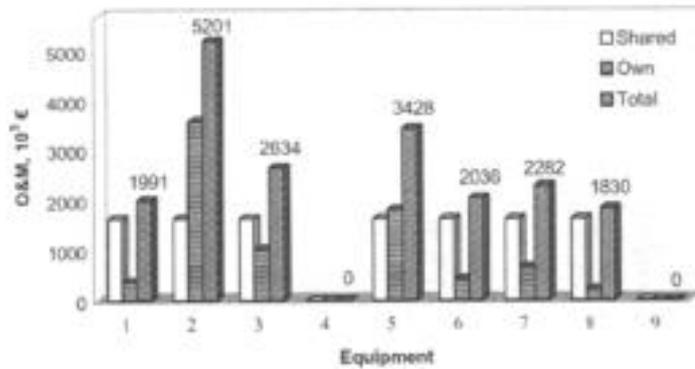


Gráfico 20. Costes de operación y mantenimiento de la planta [18]

- 1: Toma de agua
- 2: Pretratamiento
- 3: Bomba alta presión
- 4: Válvula regulación
- 5: Membrana ósmosis
- 6: Turbina Pelton
- 7: Postratamiento
- 8: Producto bombeado
- 9: Distribución producto

Los costes fijos de la planta abarcan tanto los costes de operación y mantenimiento, como los costes de inversión. La suma de los costes totales descontados es de 44.000.000 € a lo largo de toda la vida útil de la planta. En el Gráfico 21 se puede apreciar cuales son los costes fijos de cada uno de los equipos (operación y mantenimiento e inversión) para una vida útil de 20 años y con un ratio de descuento del 5%.

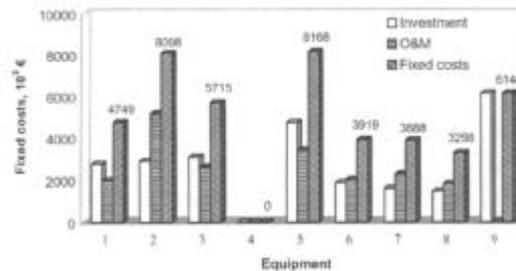


Gráfico 21. Costes fijos de la planta [18]

Teniendo los costes fijos de cada uno de los equipos es necesario, calcular el coste de cada equipo para ello es necesario actualizar los costes con el ratio actualizado con la siguiente fórmula.

$$Cf = Ci \cdot \sum_{t=0}^n \frac{1}{(1+r)^t}$$

7.2.2 Características exergoeconómicas

Una vez definido los costes de cada uno de los equipos se va a calcular los costes de cada uno de los flujos, tanto por unidad de tiempo, por energía o por m³ de agua producido, esto va a ayudar a poder determinar la creación de costes. En el Gráfico 22 se puede apreciar como una vez obtenido el producto sus costes van aumentando un poco debido a el tratamiento y la distribución final.

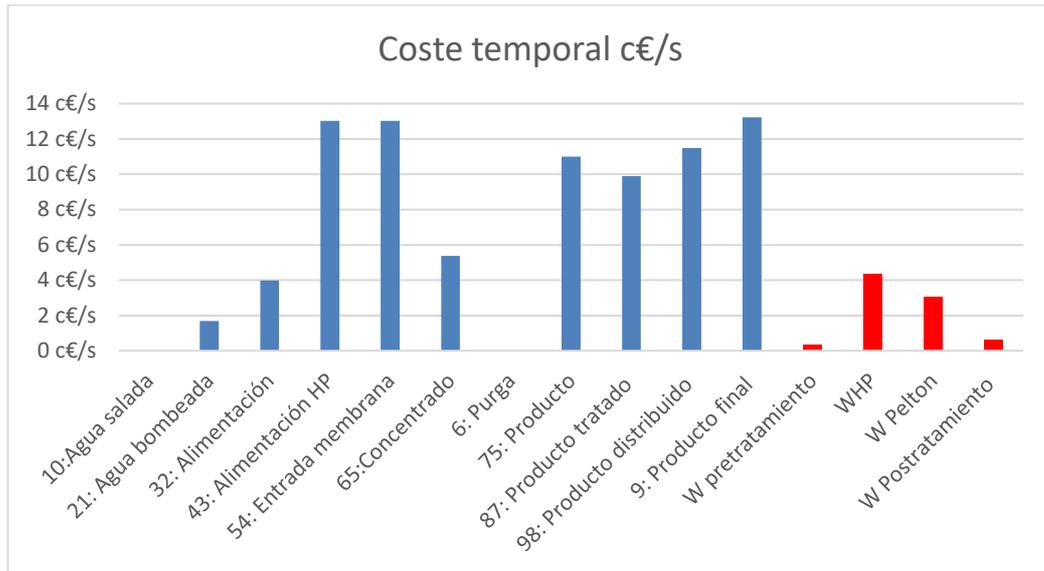


Gráfico 22. Costes temporales flujos

A continuación, se van a analizar los coste de cada uno de los flujos, pero en lugar de hacerlo por tiempo se va a hacer por cantidad producto obtenido.

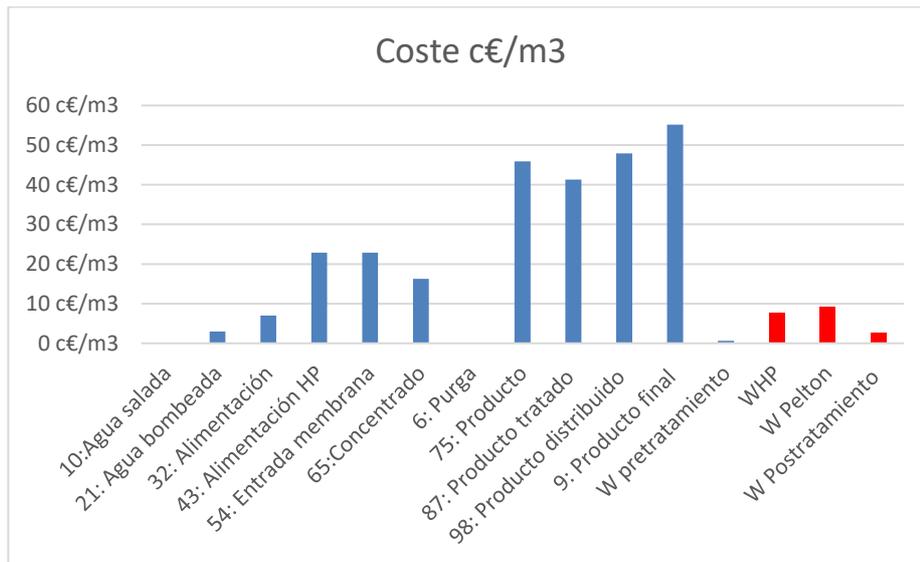


Gráfico 23. Coste por unidad de producto

Para el cálculo del coste temporal de cada uno de los equipos se han tenido en cuenta como ya se ha comentado anteriormente los costes de inversión y los costes de operación y mantenimiento de cada uno de los equipos.

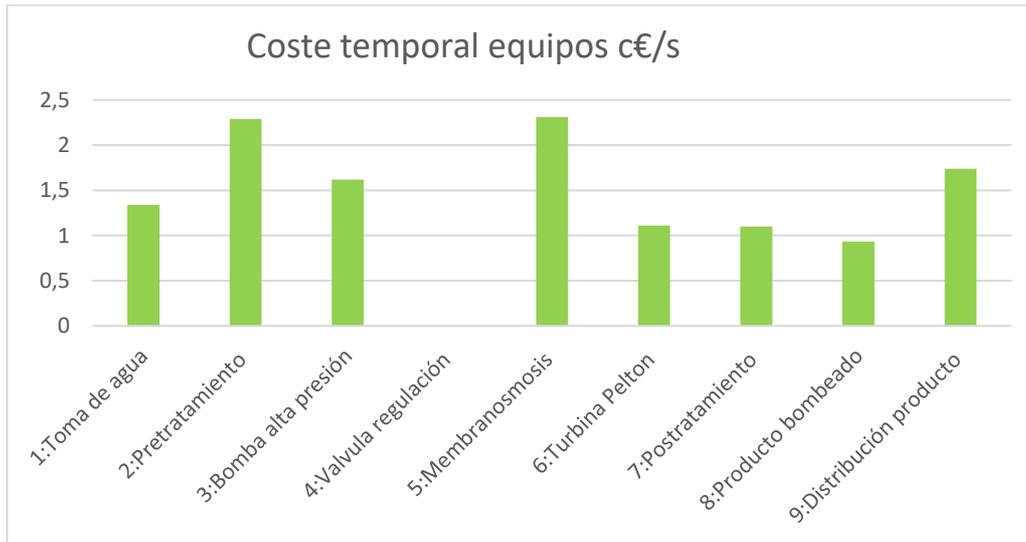


Gráfico 24. Coste temporal de los equipos

De modo que los costes temporales quedarían en el proceso de desalación de la siguiente forma:

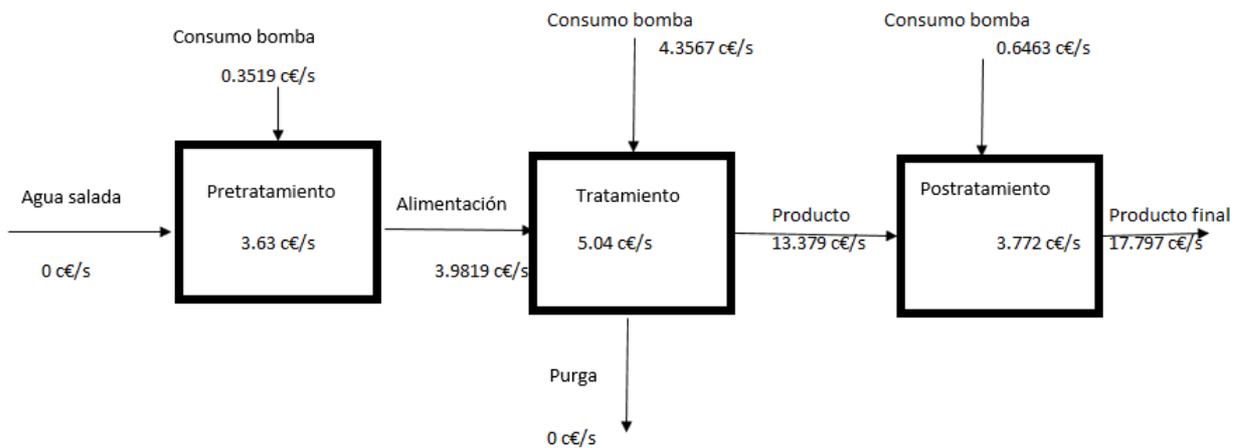


Imagen 6. Creación de costes

En estos costes se ve representada la influencia de las irreversibilidades, relacionadas con los procesos termodinámicos que se dan en el proceso, y la generación de los productos. En la **Imagen 6** se puede ver los costes de los flujos, el agua de alimentación tiene un coste 0. Dentro del coste del trabajo el mayor es el de la bomba de alta presión esto es debido a que tiene que elevar una presión muy superior a la bomba de baja presión y a que el caudal que mueve la bomba de alta presión es superior a la de baja presión, es por eso que el coste temporal es superior. El hecho de que los costes se vayan acumulando da la posibilidad de determinar el coste final de producto, en el que se tienen en cuenta la influencia de los costes tanto de los flujos que intervienen en el proceso, como de los equipos usados para la desalación.

7.2.3 Factores exergeticos

Una vez analizado el análisis termoeconómico de cada una de las plantas, de este análisis se obtiene la información de los costes temporales de cada uno de los flujos, también se obtiene el coste por unidad de producto, y esto permite determinar la creación de costes para poder determinar el origen de los costes del producto.

Como se ha explicado en capítulos anteriores una los factores exergetico permiten determinar la influencia de los costes capital del producto, de aquellos costes directos u ocultos, imputables a la máquina analizada.

Una vez obtenido en el apartado anterior los costes temporales de cada uno de los flujos y conocido el coste capital de la máquina (es importante recalcar que en esta configuración se van a tomar los costes conocidos del artículo [18]) se va a proceder a calcular los factores exergeticos, para posteriormente poder analizarlos y extraer toda la información posible que estos factores proporcionan sobre el sistema analizado.

Cabe recordar cuales son los factores exergeticos

$$f^F = \frac{C_F}{C_P}$$

$$f^D = \frac{C_D}{C_P}$$

$$f^Z = \frac{Z}{C_P}$$

Siendo estos tres primeros factores independientes y a partir de los cuales se obtiene el siguiente factor dependiente.

$$f^L = \frac{C_L}{C_P}$$

Se han calculado estos factores para cada uno de los equipos, y para el proceso al completo, quedando de la siguiente forma tal y como se ve en la **Tabla 14**.

Tabla 14. Factores exergeticos de cada equipo

Equipo	f_f	f_d	f_z	f_l
1:Toma de agua	0,208	0,792	0,792	0
2:Pretratamiento	0,425	0,575	0,575	0
3:Bomba alta presión	0,029	0,971	0,124	-0,85
4:Valvula regulación	1	0	0	0
5:Membranosmosis	0,695	0,305	0,21	-0,09
6:Turbina pelton	1,753	0,753	0,362	1,116
7:Postratamiento	1,111	0,111	0,111	0,222
8:Producto bombeado	0,919	0,081	0,081	0
9:Distribución producto	0,868	0,132	0,07	-0,06
Planta completa	0,405	0,595	0,941	0,346

Como se aprecia en esta tabla lo uno de los factores más importantes es el de coste de capital.

También resulta interesante para poder sacar conclusiones el análisis de los costes de producto de cada equipo

como se ve en la siguiente gráfica.

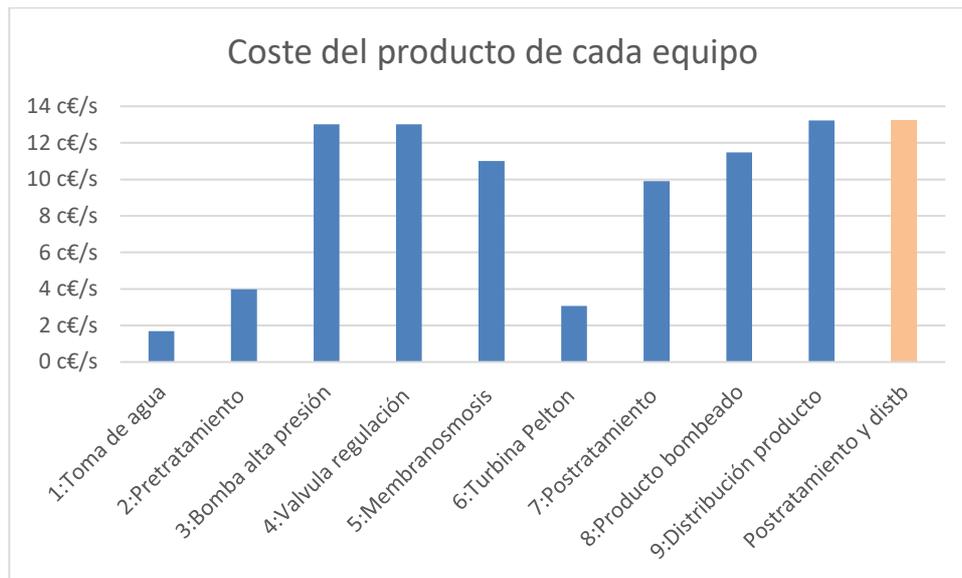


Gráfico 25. Coste del producto de cada equipo

El hecho de conocer el coste del producto de cada uno de los equipos que forman el proceso de desalinización resulta de gran utilidad a la hora de la toma de decisiones, ya que al tratarse de una variable extensiva te va a decir cuál de los equipos resulta más interesante abaratar, para que de este modo poder abaratar todo el proceso. Resulta más interesante tratar de abaratar el equipo que mayor C_p tenga, en este caso tal y como se ve en el **Gráfico 25** serían tanto la bomba de alta presión, como la distribución del producto. Resultaría lo más interesante reducir el precio de estas ya que son las que tienen mayor coste del producto y por lo tanto encarecen el proceso, al reducir el precio de estas se reduciría en mayor medida el precio del proceso completo, que si se reduce cualquier otro equipo. También se ve el coste del producto de la planta completa, como si se estudiara la planta como una caja negra cerrada, en la que no se conoce los procesos que existen en su interior, conociendo solo las entradas y salida de materia y energía.

8. MODERNIZACIÓN DE LA PLANTA

Una vez conocido el funcionamiento de la planta en condiciones anteriores se plantea una mejora del funcionamiento de la planta con la finalidad de abastecer a un mayor número de personas debido a que se aumenta la capacidad de desalación de la planta. La gestión de la planta la lleva la empresa Emmaasa [24], que junto con su primer accionista Sacyr Vallehermoso han llegado a un compromiso para invertir hasta 33,9 millones de euros en la ciudad de Santa Cruz de Tenerife hasta 2021, de ese dinero una gran parte irá destinada en la ampliación de la desaladora.

Esta ampliación tiene como objetivo conseguir que el abastecimiento de agua en la ciudad pase del 33% a un 90%. El grupo Sacyr como adjudicataria de la gestión integral del ciclo de agua de la capital, se había comprometido, si conseguía el contrato a invertir hasta 45 millones de euros en la mejora de las infraestructuras hídricas de la ciudad. Se logró que se realizara la inversión y se consiguió [20]

Se ha logrado ampliar la capacidad de desalación de la planta de 20.700 m³/d a 28.800 m³/d, esta obra supuso una inversión de 8.8 millones de euros, y supuso un incremento del 37% de la producción de agua procedente de la desalación, lo que equivale a los que consumen 24.000 hogares al día.

Las características técnicas de la modificación son las siguientes:

- Adquisición de últimos avances tecnológicos disponibles en el mercado.
- Ampliación de la captación de agua marina con el funcionamiento de cuatro nuevos pozos
- Instalación de nuevos sistemas de alta presión que incluyen bombes de alta presión, bombas booster o de circulación, sistemas de recuperación de energía más eficientes de los que funcionaban anteriormente.
- Renovación de elementos eléctricos y las piezas especiales de acero inoxidable, con garantía de futuras ampliaciones.
- Incorporación de sistemas que ofrecerán mayor seguridad de suministros.

El proyecto prevé la mejora de la eficiencia del uso de los recursos, tanto de la propia agua que se capta del mar como la energía necesaria para el proceso de producción.

Por tanto, la modernización principal va a consistir en mejorar el bombeado de alta presión, y en la sustitución de la turbina Pelton por un ERI-PX, que de los sistemas de recuperación que se han visto en capítulos anteriores es el que menor consumo específico tiene, además también se conocen sus ecuaciones de funcionamiento. Por lo que el ciclo pasará de ser el de la imagen primera al de la imagen segunda.

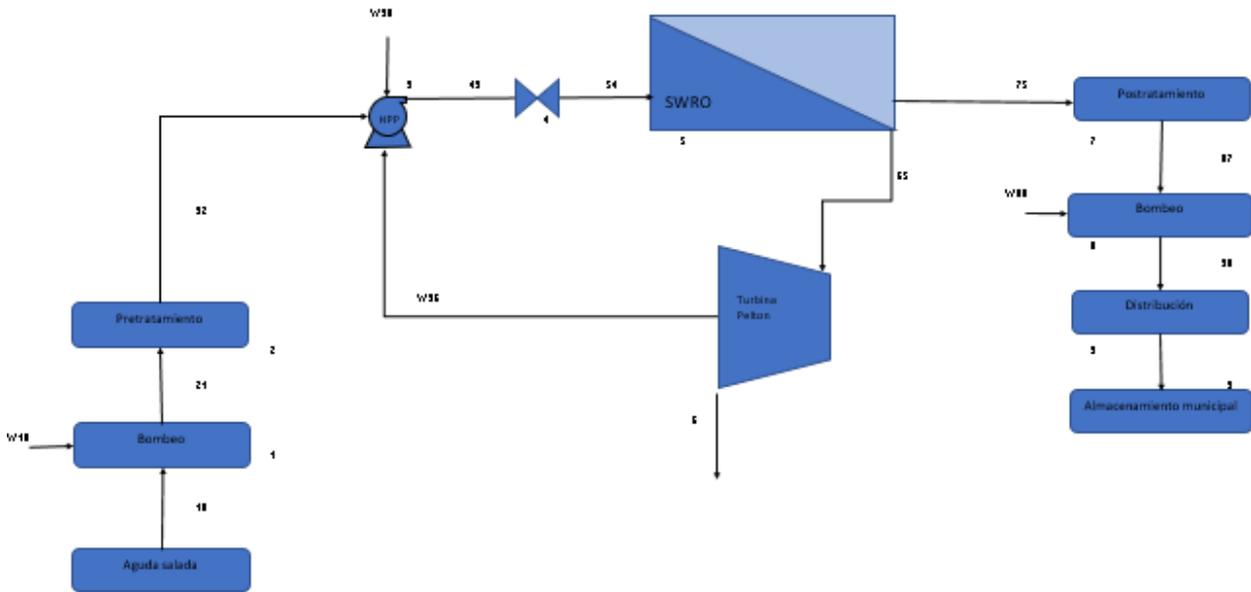


Gráfico 26. Ciclo con turbina Pelton (BIS)

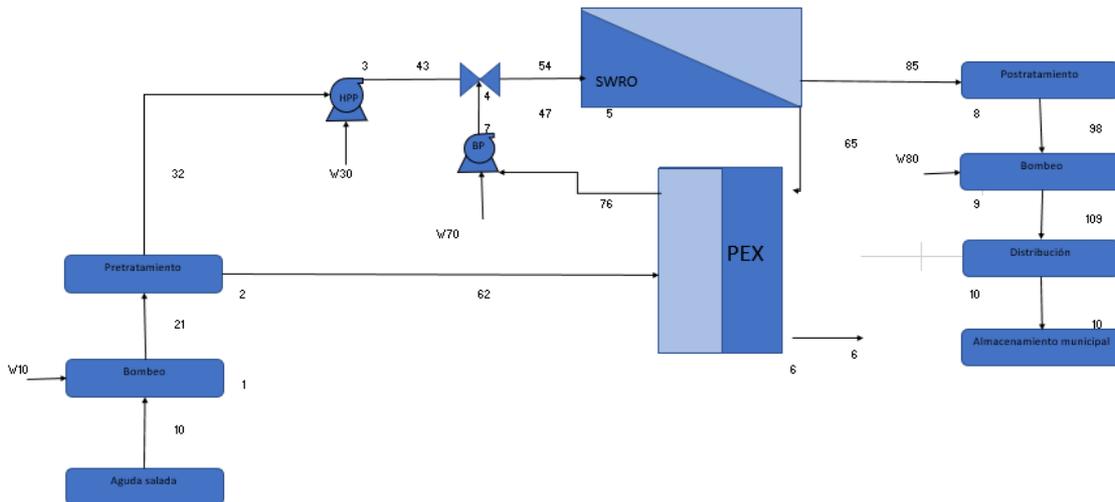


Gráfico 27. Proceso modernizado

8.1 Análisis exergético

A continuación del mismo modo que se ha hecho en el caso anterior se va a analizar, del mismo modo que se ha hecho con la configuración de la planta cuando usa como recuperador de energía la turbina Pelton, se va a analizar la modernización.

Usando las mismas ecuaciones que definen las propiedades del agua salada en función de variables como la presión, temperatura salinidad que son las mismas que se han usado en el apartado anterior, ya que las propiedades del agua son las mismas.

En este caso también se ha tenido en cuenta el funcionamiento del recuperador de energía, para ello se toma como ecuación de funcionamiento la siguiente:

$$Eff = \frac{q_{v,ERD} \cdot (p_{F,ERDout} - p^E) + q_{v,BD} \cdot (p_{BD,ERDout} - p^E)}{q_{v,ERD} \cdot (p_{F,ERDin} - p^E) + q_{v,BD} \cdot (p_{F,ERDin} - p^E)}$$

La diferencia de presión de los flujos viene dada por:

$$HPDP = p_{F,ERDin} - p_{BD,ERDout}$$

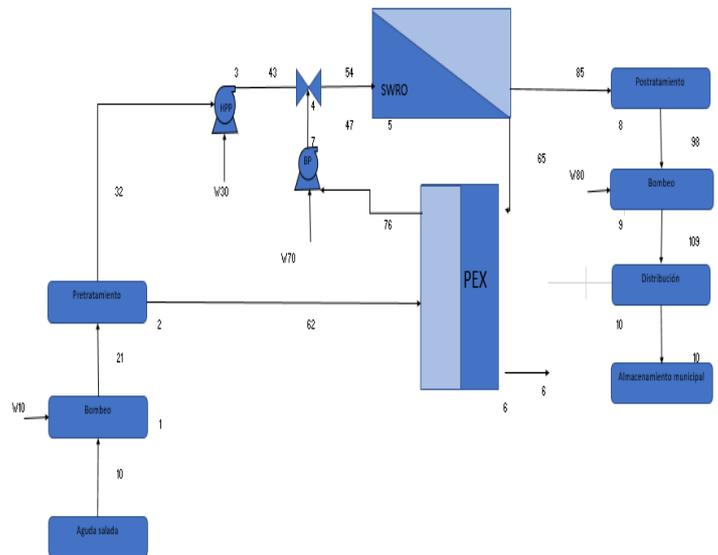
$$LPDP = p_{F,ERDin} - p_{BD,ERDout}$$

Una vez programadas todas y cada una de las funciones que intervienen en el proceso de desalación se procede al análisis exerético.

Las presiones de los flujos son las siguientes:

Tabla 15. Presiones absolutas flujos modernización [5] [22]

Flujos	P [MPa]
10: Agua salada	0.101325 MPa
21: Agua bombeada	0.415325 MPa
32: Alimentación	0.346325 MPa
43: Alimentación HP	6.966325 MPa
62: Agua a recuperar	0.346325 MPa
76: Agua recuperada	6.2 MPa
47: Agua a mezcla de AP	6.622325 MPa
54: Entrada membrana	6.720325 MPa
65: Concentrado	6.622325 MPa
6: Purga	0.101325 MPa
85: Producto	0.483325 MPa
98: Producto postratado	0.130325 MPa
109: Producto a distribuir	1.503325 MPa
10: Producto distribuido	0.101325 MPa



Como en el caso anterior lo primero que se va a realizar es el análisis exerético, mediante el cual se van a sacar el valor exerético de todos los flujos, tanto de materia, como de energía.

Tal y como se ve en la **Gráfico 28** el flujo con mayor exerergia es el concentrado, justo antes de entrar en el bastidor de membranas, esto es debido tanto a que tiene el mayor flujo de caudal, como que se encuentra a alta presión. También se puede ver en esta gráfica los flujos exeréticos de los equipos que trabajan en los equipos.

En este caso para calcular el porcentaje de agua pretratada que va hacia el recuperador se ha tomado 0.97 como indica en [25], ese porcentaje es el siguiente 0.97 del concentrado de salida.

Los datos que se ven en a gráfica de rojo son el valor de las exerergías de los flujos de energía que entran en los equipos, que tal como es de esperar es mayor en la bomba de alta presión, ya que se necesita más trabajo para

poder lograr ese salto de presión, y es característico el valor del trabajo de distribución que también tiene un peso importante dentro del proceso.

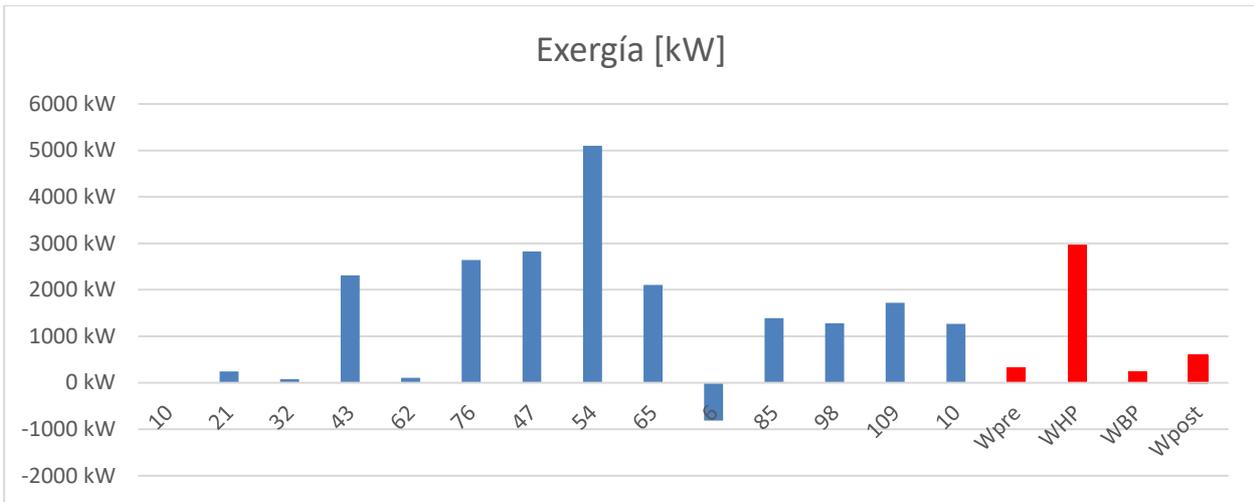


Gráfico 28. Exergía de los flujos modernización

Una vez determinada la exergía de cada uno de los flujos se va a realizar el cálculo de la exergía destruida en cada uno de los equipos que intervienen en el proceso. Como se ve en el Gráfico 29 el equipo donde mayor exergía se destruye es la membrana eso es debido a la presión de los flujos, en los demás equipos que tienen una menor presión en los flujos con los que trabajan no se destruye tanta exergía. También es característico el valor de la exergía destruida en la planta completa, para ello se estudia esta como si fuera una caja negra, en la que o se conocen los procesos que se dan en su interior.

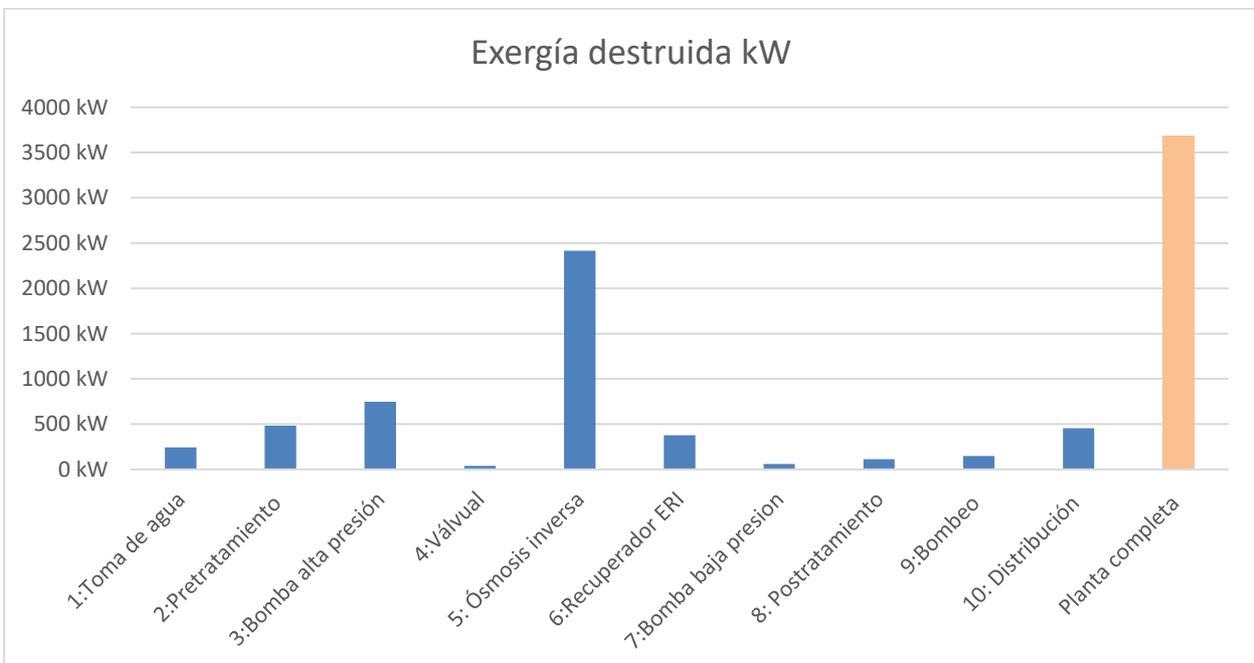


Gráfico 29. Exergía destruida en los equipos modernización

En el siguiente gráfico se va a estudiar como quedaría la exergía destruida por m³ de agua tratada, es decir exergía destruida por unidad de producto obtenido.

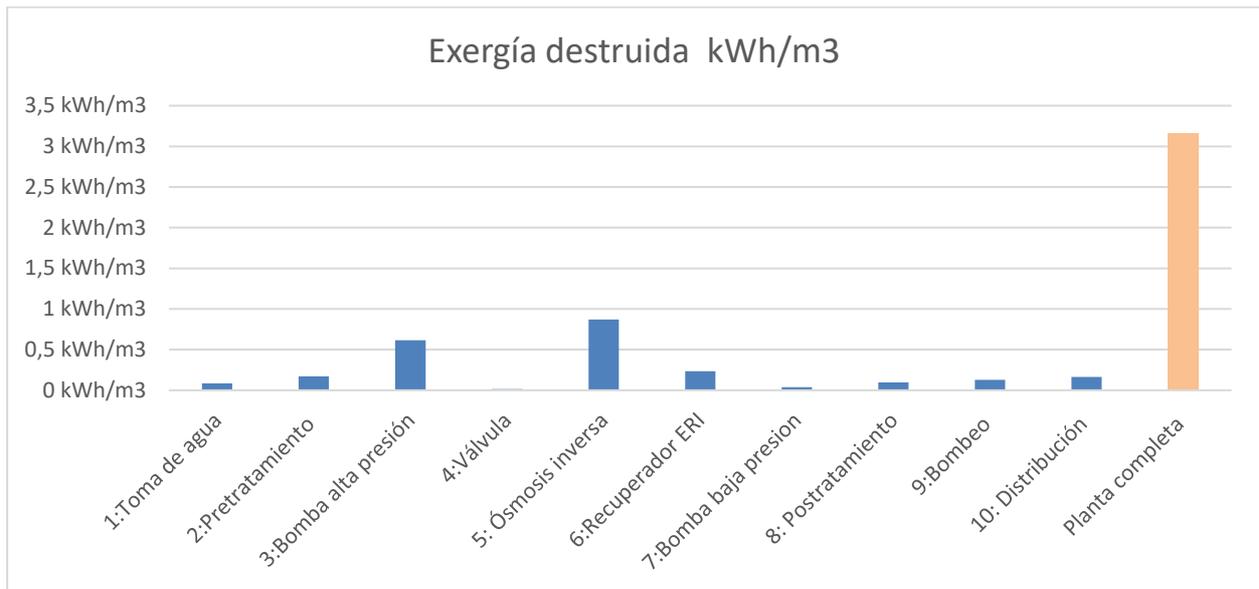


Gráfico 30. Exergía destruida por caudal en modernización

8.2 Análisis económico

En primer lugar se ha actualizado el precio de la energía eléctrica en Canarias [26] que es de 0.088 €/kWh es decir de 3.168 €/MJ

Para poder realizar el análisis económico se han buscado los precios de cada uno de los equipos que se modifican en la mejora, como son el recuperador de energía ERI, como parte del bombeado del proceso, en la **Imagen 7** se ve un proceso en el que todos los equipos usados tienen la tecnología de la empresa energy recovery [27]

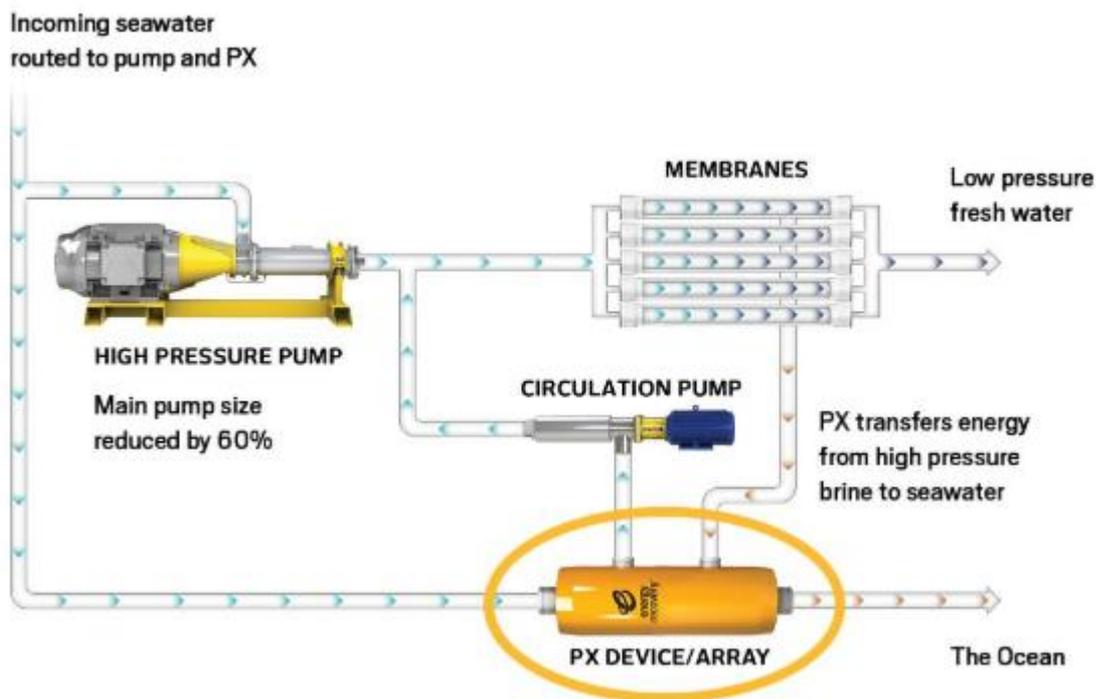


Imagen 7. Proceso recuperación energía mediante equipos ERI

Para valorar económicamente el coste de los equipos para ello se han usado las distintas herramientas de

selección de equipos, en este caso como se ve en las siguientes imágenes estas herramientas se pueden usar las herramientas tanto de las empresas energy recovery de Imagen 8 y de la Imagen 9 que pertenece a Danfoss.

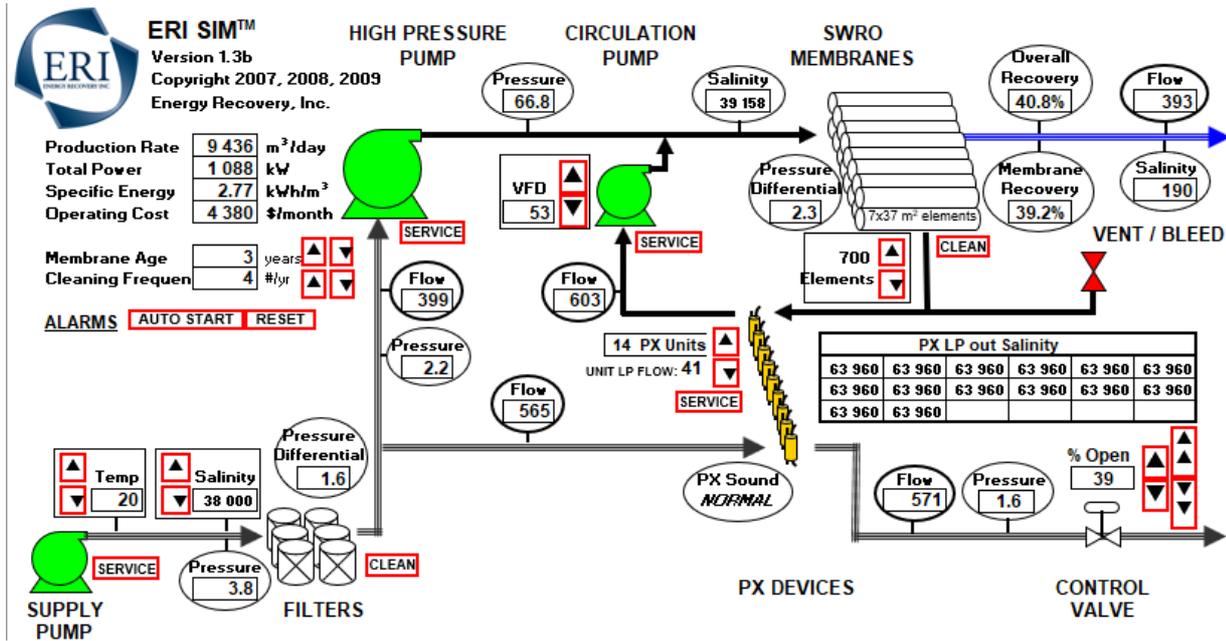


Imagen 8.Simulación ERI

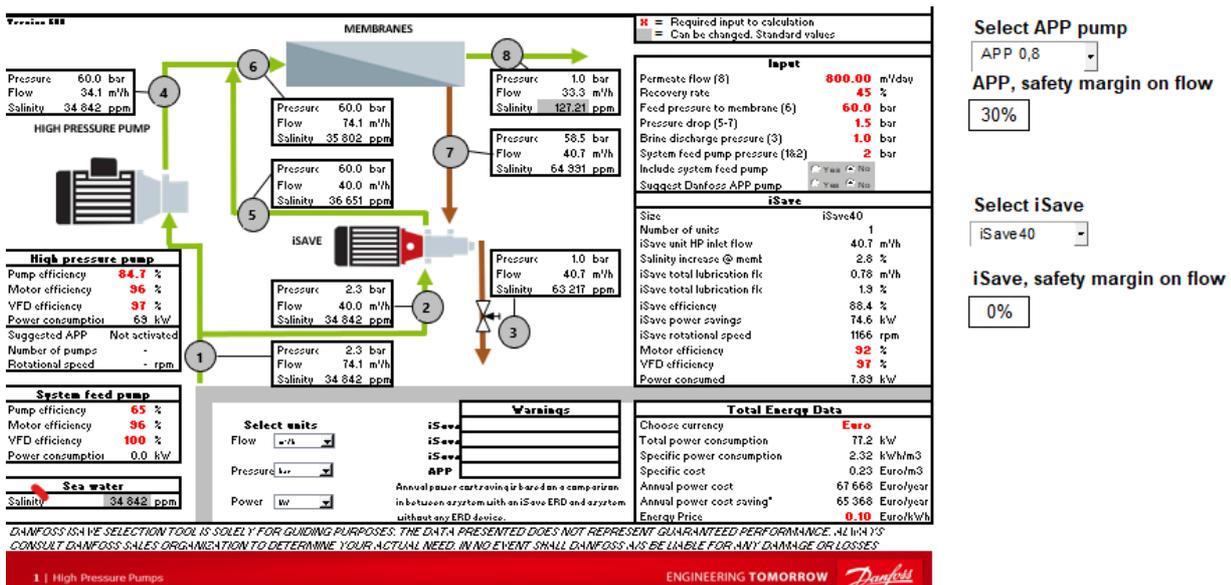


Imagen 9.Simulación Danfoss

Para el cálculo de los costes de los equipos se han hecho dos suposiciones, en las que se van a estudiar la Termoconomía de los sistemas energéticos de las dos formas:

- Suponer precio de recuperador ERI el 20% menos que la turbina Pelton y suponer que el precio de las turbinas es un 10% superior.
- Con el precio real

8.2.1 Actualización costes equipos

La estimación de costes de adquisición de los equipos es el primer paso de cualquiera estimación de costes detallada [28].

Es evidente que la precisión de la estimación de costes depende de la calidad y cantidad de información

disponible el presupuesto y el tiempo disponible para realizar estimaciones. Las mejores fuentes de estimación de costes de adquisición están basadas en la experiencia profesional o el cálculo usando base de datos de ingeniería específicas o en departamentos de compañías.

Hay que realizar el cálculo del coste base, que normalmente se da por un diseño específico de un equipo, en muchas ocasiones contienen información del equipo de las características del equipo, material, temperatura y presión. Estos efectos se consideran a través de factores como el factor de diseño-tipo (f_d), el factor de material (f_m), el factor de temperatura (f_t), el factor de presión (f_p), también existe el factor módulo (f_{bm})

El coste se obtiene tal y como viene en la siguiente expresión.

$$C_M = f_D \cdot f_m \cdot f_T \cdot f_P \cdot f_{BM} \cdot C_B$$

La exactitud de esta estimación es frecuentemente muy pobre.

Existe una ecuación que permite calcular el coste de adquisición de cualquier equipo conocida su capacidad o tamaño (X_y), conocido el coste del mismo equipo ($C_{PE,W}$) de diferente capacidad o tamaño (X_w).

$$C_{PE,Y} = C_{PE,W} \cdot \left(\frac{X_Y}{X_W}\right)^\alpha$$

El exponente α para el mismo equipo puede cambiar con el año de referencia o con el tamaño del equipo.

Todos los datos de costes usados en un análisis económico deben ser tomado en el mismo año de referencia, el año usado como base para el cálculo de los costes, para llevar el coste de un equipo conocido al año de referencia es necesario aplicar la siguiente fórmula, esto se denomina índice de costes.

Coste en el año de referencia

$$= \text{Coste original} \cdot \left(\frac{\text{Índice de coste año referencia}}{\text{Índice de coste para el año del coste original}}\right)$$

El índice de costes es un indicador de la inflación que se usa para corregir el coste del equipo según en diferentes aspectos como son el material, mano de obra y suministro.

De esta forma se van a actualizar los costes de los equipos para 2019, ya que se conocen los costes de estos para 2005, con los llamados índices CEPCI, cuya función principal es aproximar los costos [29].

Para realizar esta actualización de precios será necesario el uso de los valores CEPCI [30], que por definición son los índices de costos de plantas químicas, los cuales son números adimensionales que se emplean para actualizar el costo de capital necesario para construir una planta química desde un fecha pasada a una fecha posterior, siguiendo los cambios en el valor del dinero debido a la inflación y la deflación.

Tabla 16. Índices CEPCI

Año	Índice CEPCI
2002	395.6
2005	568.2
2010	532.9
2019	627.7

Tal y como se ve en la tabla anterior **Tabla 16** se van a tomar los índices de los años a estudiar, es decir 2005 y 2019.

Una vez actualizados los costes de los equipos van a quedar tal y como se ve en la **Tabla 17** en la tabla solo se han llevado los costes al año en el que se quieren realizar los cálculos debido a que los costes de los equipos son

conocidos tal cual para el tamaño que se tiene.

Tabla 17. Actualización de costes

Equipo	Coste 2005 c€/s	Coste 2019 c€/s
1:Toma de agua	1,34	1,4803
2:Pretratamiento	2,29	2,529
3:Bomba alta presión	1,782	1,968
4:Válvula	0	0
5: Ósmosis inversa	2,31	2,552
6:Recuperador ERI	0,888	0,981
7:Bomba baja presión	1,474	1,628
8: Postratamiento	1,21	1,337
9:Bombeo	1,0252	1,136
10: Distribución	1,914	2,114
Planta completa	14,233	15,724

8.2.2 Suponiendo la reducción de precio

Suponiendo el coste de los equipos por unidad de potencia en el que la modernización es el siguiente, el coste de las bombas aumenta el 10% con respecto al caso base, y que el coste de la recuperación energética es 20% menor que el coste de la turbina Pelton. Los costes temporales de los equipos son los siguientes **Gráfico 31**.

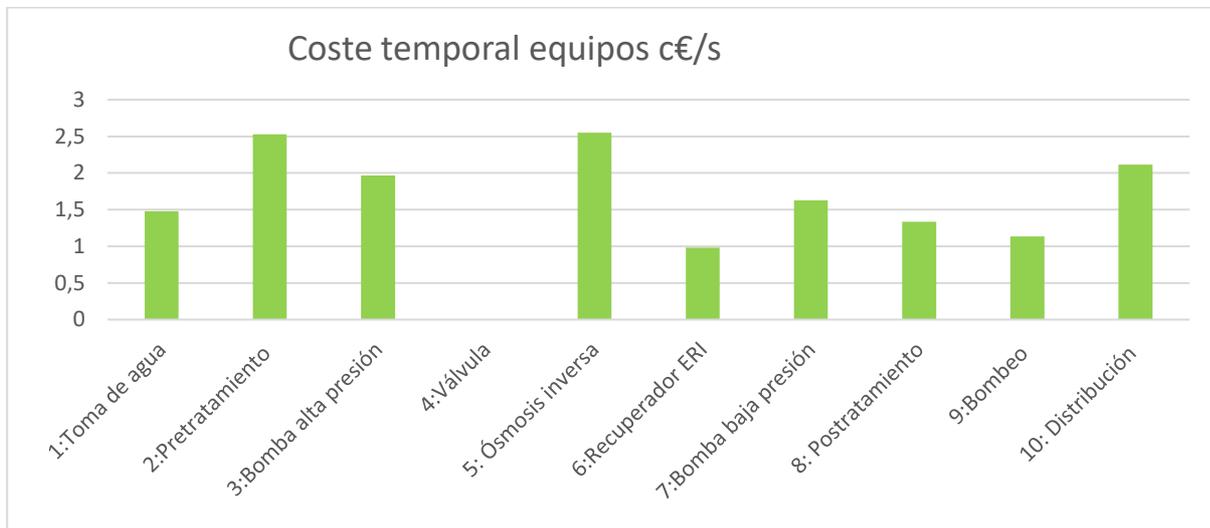


Gráfico 31. Coste temporal de los equipos

El coste temporal de los flujos que intervienen en el proceso son los **Gráfico 32** como es de esperar el mayor coste del flujo de entrada a la membrana debido a que tiene más caudal, en los costes posteriores de producto a producto distribuido es de esperar que el coste aumentando poco a poco debido a que se van entrando en juego nuevos equipos , como el postratamiento o el bombeo de la distribución entre otros.

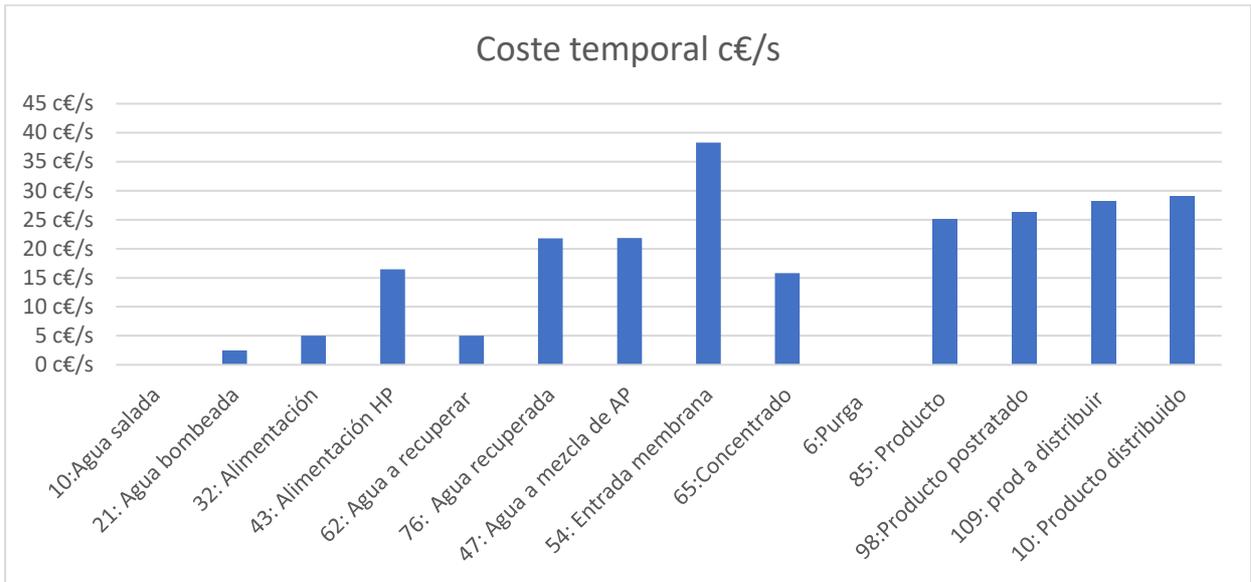


Gráfico 32. Coste temporal lujo modernización

Si se calcula los costes temporales en función del producto obtenido queda de la siguiente forma siendo los costes superiores los finales del proceso ya que arrastran todos los costes de los equipos y flujos anteriores.

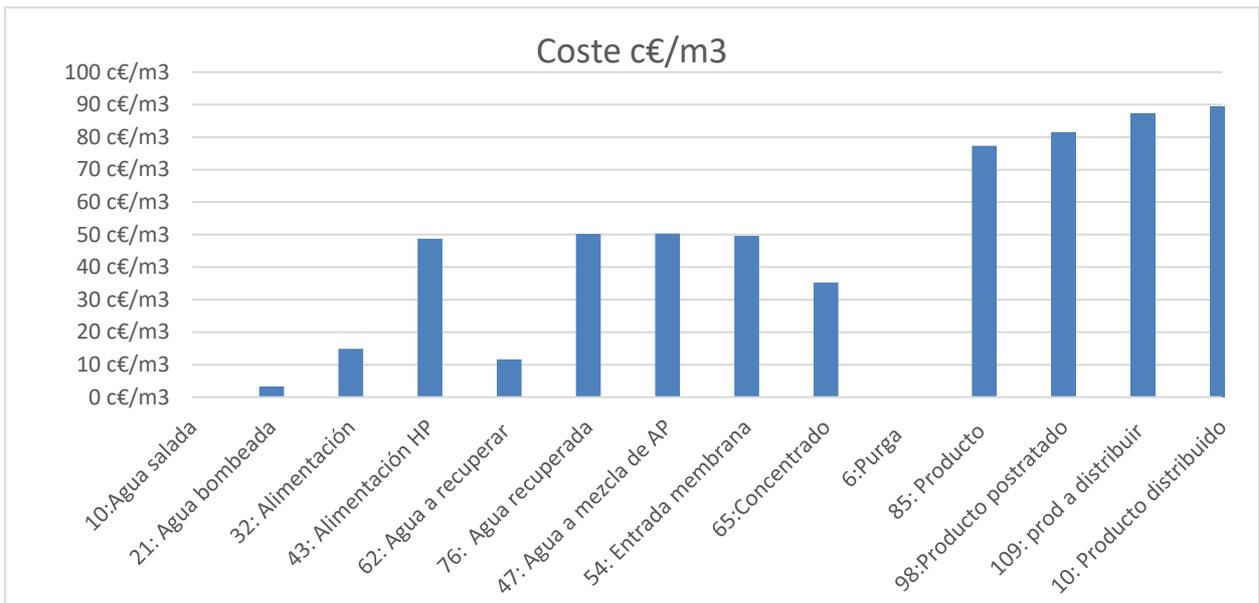


Gráfico 33. Coste de los flujos por caudal

El coste exergetico unitario de los flujos son los siguientes teniendo mayor coste la alimentación el mayor costes de la alimentación es debido a que el coste económico de los sistemas de pretratamiento tiene un peso muy grande en el proceso.

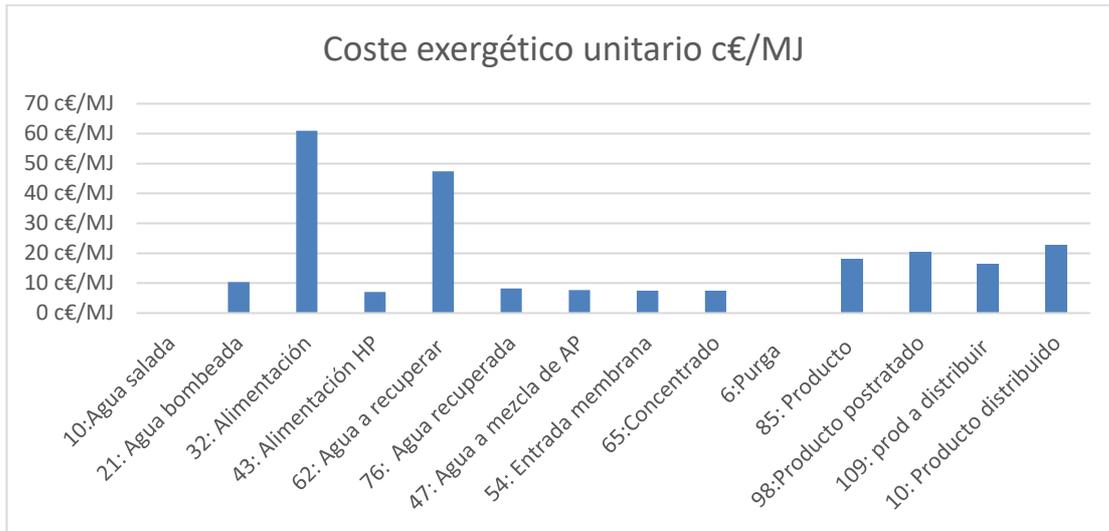


Gráfico 34. Coste exergético unitario

El proceso de creación de costes es el que se ve **Imagen 10**, como se puede ver una gran importancia de la formación de costes la tienen los propios equipos, ya que debido al avance de la tecnología se ha podido producir un aumento de precio de estos.

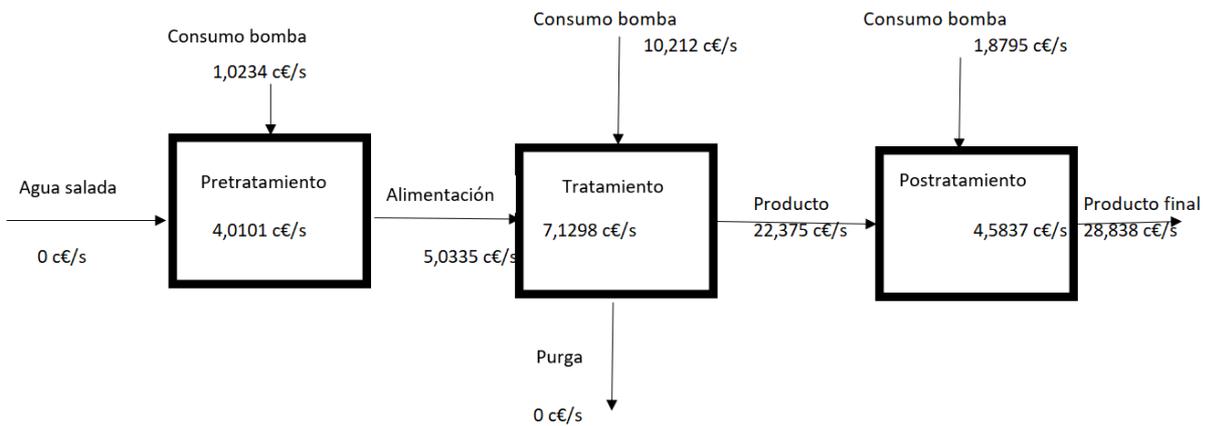


Imagen 10. Creación de costes modernización

Del mismo modo que se ha procedido para la configuración original de la planta se va a proceder para la modernización, pero en este caso al estudiar una modernización realizada en el año 2019 se va a calcular para ello el coste de los equipos actualizado.

Una vez que se tienen actualizados los costes tanto de los equipos como de la planta completa se procede a realizar el mismo análisis que en el caso anterior, es decir sacar los factores exergéticos de cada uno de los equipos. De los factores exergéticos también se puede extraer información, como por ejemplo en caso de que un equipo deje de funcionar y tiene un porcentaje importante de pérdidas si resulta interesante acometer una inversión para solucionar este problema, o si por el contrario el coste de capital no es muy grande resulta económicamente más interesante invertir en un equipo nuevo.

Tabla 18. Factores exergeticos modernización

Equipo	f_r	f_d	f_z	f_i
1:Toma de agua	0,4088	0,5912	0,5912	0
2:Pretratamiento	0,7007	0,2993	0,5026	0,203
3:Bomba alta presión	0,8803	0,1197	0,1197	0
4:Válvula	0,9996	0,0004	0,0009	0
5: Ósmosis inversa	0,8982	0,1018	0,1018	0
6:Recuperador ERI	0,9415	0,0585	0,0585	0
7:Bomba baja presión	1,0336	0,0336	0,0745	0,108
8: Postratamiento	0,9494	0,0506	0,0617	0
9:Bombeo a distribución 1		0	0,0401	0
10: Distribución	0,9746	0,0254	0,0729	0
Planta completa	0,452	0,548	0,542	0

Del mismo modo que ocurría en el caso anterior uno de los factores exergetico más importantes es el de fuel, seguido del de coste de capital.

Otra propiedad importante de analizar es el coste del producto de cada uno de los equipos, ya que esta va a decir cuál de los equipos resulta más interesante económicamente hablando de abaratar y de este modo reducir el coste del proceso completo.

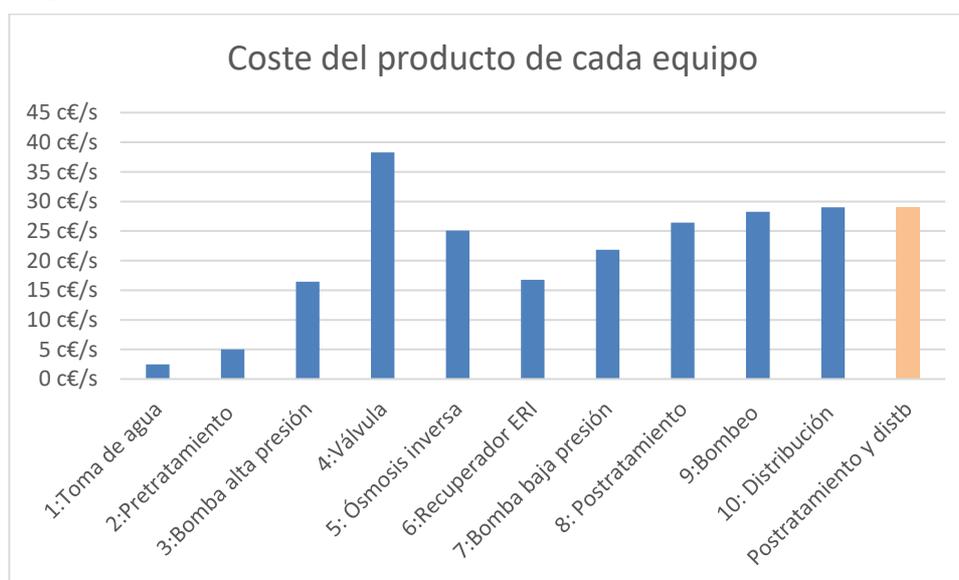


Gráfico 35. Coste del producto de cada equipo modernización

Tal y como se ve en la tabla (referenciar) el equipo con mayor coste de producto es la válvula, esto es debido a que confluyen dos flujos que son productos de otros procesos y tienen alta importancia, además de esto la válvula tiene un coste de capital ínfimo con respecto a los otros equipos, por esta razón resulta conveniente abaratar otros equipos que estén justo por debajo de la válvula en coste del producto, como son el postratamiento, o la

distribución.

8.2.3 Precio real de los equipos

A continuación, se va a proceder de la misma forma que el caso anterior con la siguiente modernización.

Se va a realizar el análisis económico, pero en lugar de calcular el precio de los equipos suponiendo una reducción o aumento sobre lo conocido se va a hacer es suponiendo conocido el precio el recuperador ERI- PX, ya que el coste de los demás equipos se va a mantener constante con respecto al caso anterior.

La actualización de coste queda de la siguiente forma.

Tabla 19. Actualización costes modernización precio real

Equipo	Coste 2005 c€/s	Coste 2019 c€/s
1:Toma de agua	1,34	1,480
2:Pretratamiento	2,29	2,529
3:Bomba alta presión	1,782	1,968
4:Válvula	0	0
5: Ósmosis inversa	2,31	2,552
6:Recuperador ERI	1	1,105
7:Bomba baja presión	1,474	1,628
8: Postratamiento	1,21	1,337
9:Bombeo	1,0252	1,13
10: Distribución	1,914	2,114
Planta completa	14,3452	15,84

En este caso los costes de los equipos son los que se ven en el **Gráfico 36** en el que se sigue apreciando la gran importancia que tiene el sistema de ósmosis inversa y como característica de esta planta la distribución.

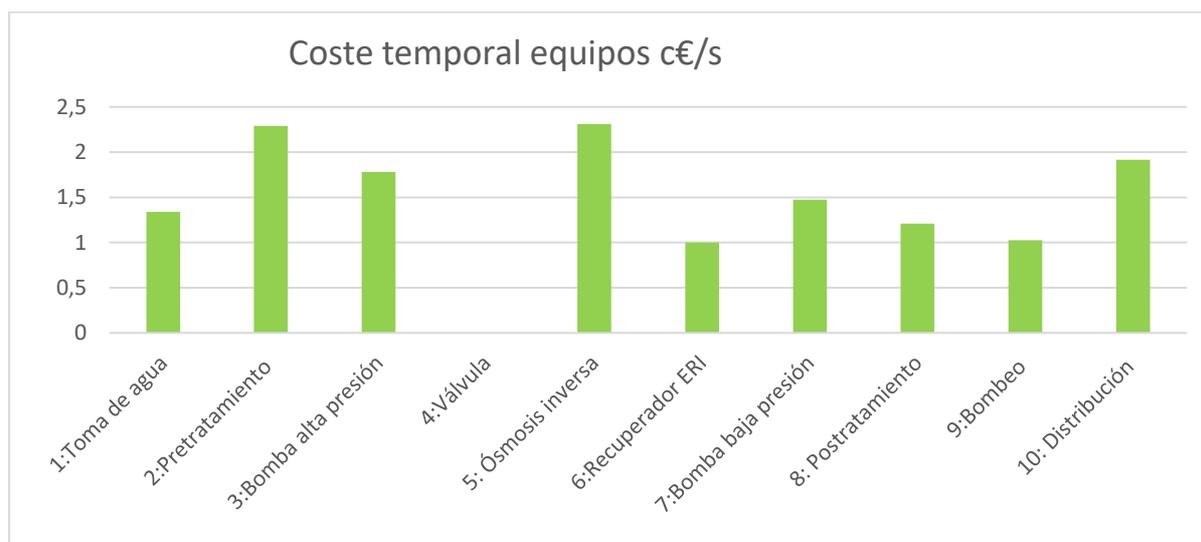


Gráfico 36. Coste temporal equipos

Para este caso el coste temporal de cada uno de los flujos es el que se ve en el Gráfico 37, en el que se puede apreciar que se sigue una tendencia parecida al caso anterior.

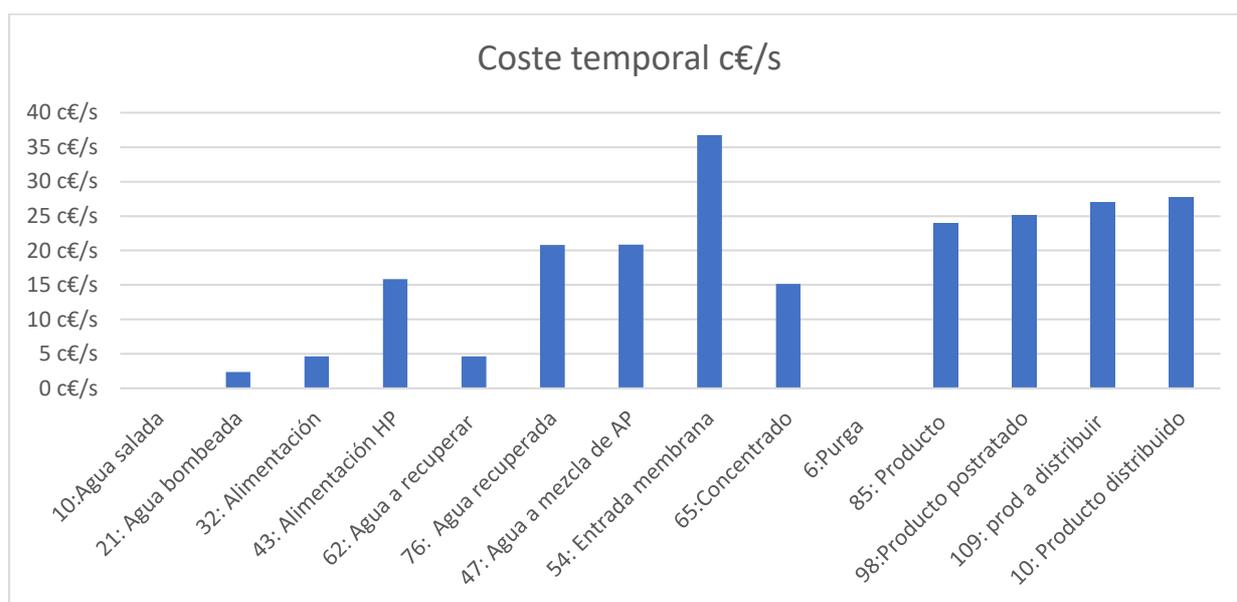


Gráfico 37. Coste temporal flujos

A continuación, se van a ver los costes por unidad de producto en Gráfico 38, en el que se puede apreciar como a medida que el flujo pasa por los equipos el coste de estos flujos va aumentando porque se produce la creación de costes.

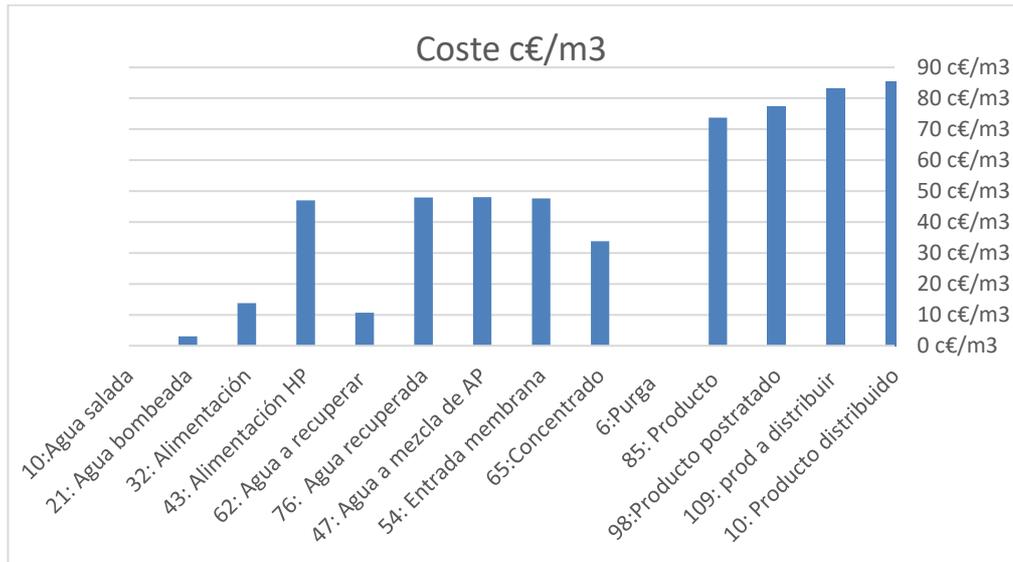


Gráfico 38. Coste por unidad de producto.

Finalmente se ha calculado el coste exergético unitario que sigue la misma tendencia que en el caso anterior siendo los flujos más costosos los que vienen detrás del pretratamiento ya que el pretratamiento es tiene un peso importante en el proceso total, tal y como se ve en el Gráfico 39.

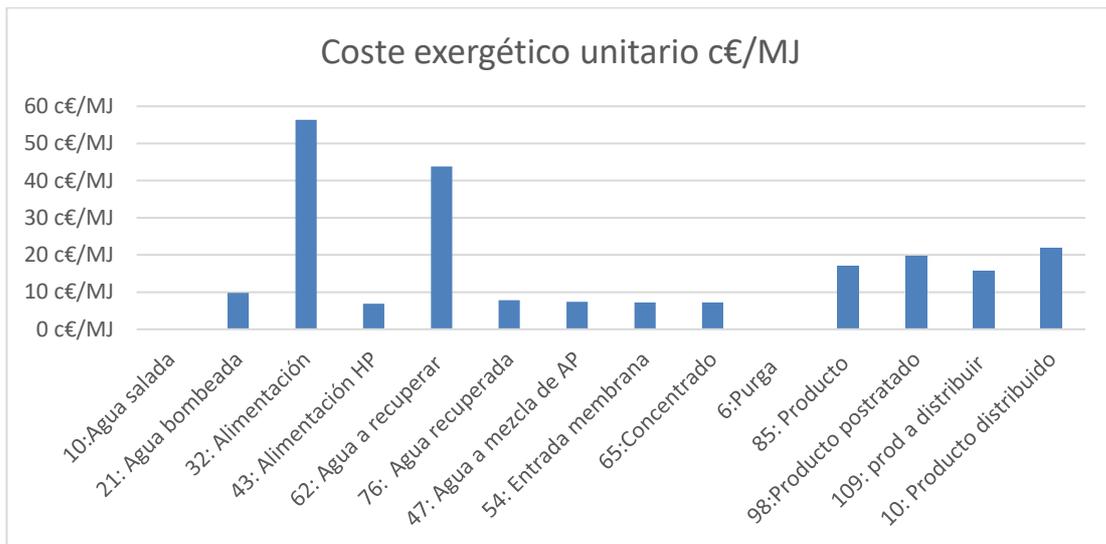


Gráfico 39. Costes exergético unitario

8.2.3.1 Factores exergéticos para el precio real de los equipos

Una vez calculado el coste temporal de cada uno de los equipos se procede al cálculo de los factores exergético quedando como se ve en la Tabla 20.

Tabla 20. Factores exergéticos modernización costes real

Equipo	f_f	f_d	f_z	f_i
1:Toma de agua	0,433	0,567	0,567	0
2:Pretratamiento	0,508	0,492	0,492	0
3:Bomba alta presión	0,888	0,112	0,112	0
4:Válvula	0,999	0,01	0	0
5: Ósmosis inversa	0,903	0,099	0,097	0
6:Recuperador ERI	1,349	0,349	0,206	0,556
7:Bomba baja presión	1,035	0,035	0,071	0,106
8: Postratamiento	0,952	0,048	0,059	0
9:Bombeo	1	0	0,038	0
10: Distribución	0,973	0,026	0,069	0
Planta completa	0,473	0,526	0,518	0

Del mismo modo que se ha analizado anteriores se van a analizar los costes del producto de cada uno de los equipos tal y como se ve en la siguiente gráfica.

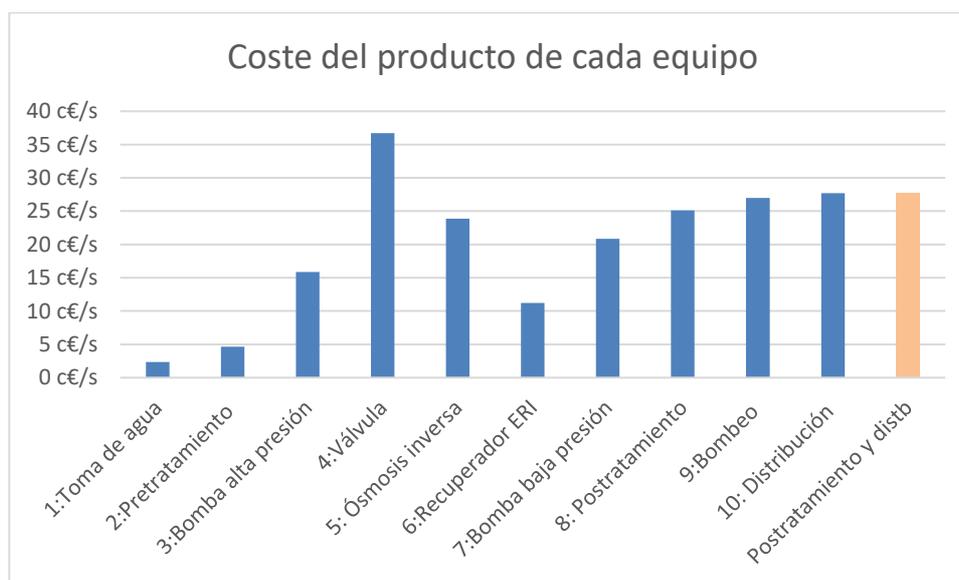


Gráfico 40. Coste producto de cada equipo

En este caso ocurre como en el caso anterior, en la que el coste del producto en el que el mayor coste del producto lo tiene la válvula, esto es así porque confluyen dos caudales de una gran importancia económica, es por esto por lo que el coste de la válvula es mayor. Pero como este equipo tiene un coste capital ínfimo, no resulta conveniente intentar abaratarlo. Es conveniente tratar de abaratar otros equipos con mayor coste del producto, como son la distribución y el bombeo final.

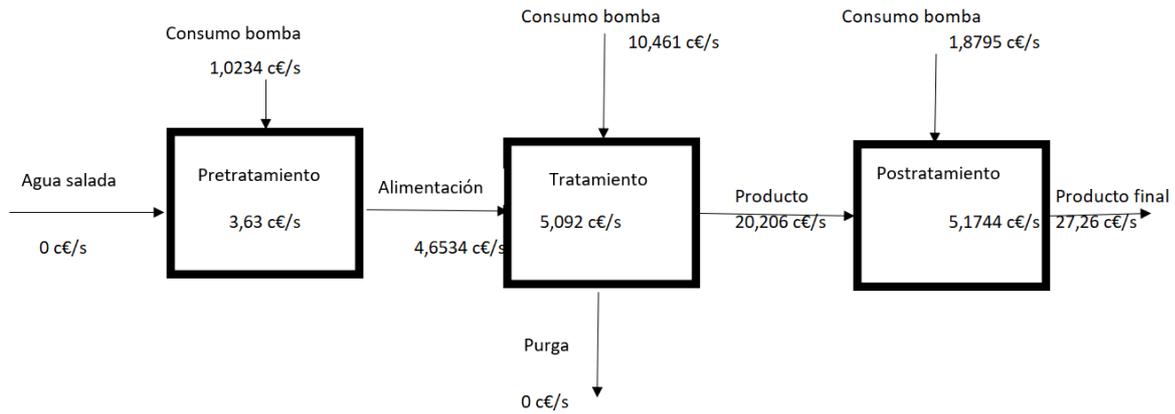


Imagen 11.Esquema creación de costes

En la **Imagen 11**, se puede ver el esquema de la creación de costes en el que se puede apreciar como afectan tanto la interacción con los flujos como la participación de los equipos en el proceso de creación de costes.

9. MODERNIZACIÓN MEDIANTE SOFTWARE ESPECÍFICO

En este apartado se va a analizar la modernización realizada con el programa Q+, debido a que el estado anterior de la planta en el que para la recuperación de energía se usaba una turbina Pelton, no se puede hacer ya que este software solo tiene las medidas de recuperación de energía y no plantea la turbina Pelton ya que es una tecnología obsoleta en este sector, solo el turbocompresor, es por esta razón por la que solo se va a analizar la modernización.

Para analizar la modernización se conoce que se tiene cuatro cajas de presión principales con siete permeadores cada una, primeramente se va a calcular un caso base con un solo tipo de permeador que consiga las condiciones deseadas de salida.

Para ello el tipo de membrana que logra estas condiciones es la LG SW 400 GR, esta proporciona las condiciones de salidas deseadas, tal y como se ve en el ANEXO 1 siendo las siguientes las más importantes:

- Permeado
TDS = 182.23 ppm
Cloruro=107.71
Boro=0.88
- Potencia
Presión =58.1bar
Consumo=1.99kwh/m³
- Sistema
Flujo promedio =13.74 lmh
Flujo máximo por membrana= 24.26 lmh
Recuperación máxima= 10.59 %
Polarización de elementos máxima =1.12
Pérdida de carga máxima por la membrana =0.27 bar
Pérdida de carga máxima por caja de presión =1.31 bar
Presión impulsora neta final=8.56 bar

En la **Imagen 12** se ve el proceso de desalación que realiza el caso base con el programa de diseño, se puede ver la presión de cada uno de los flujos del proceso y los TDS.

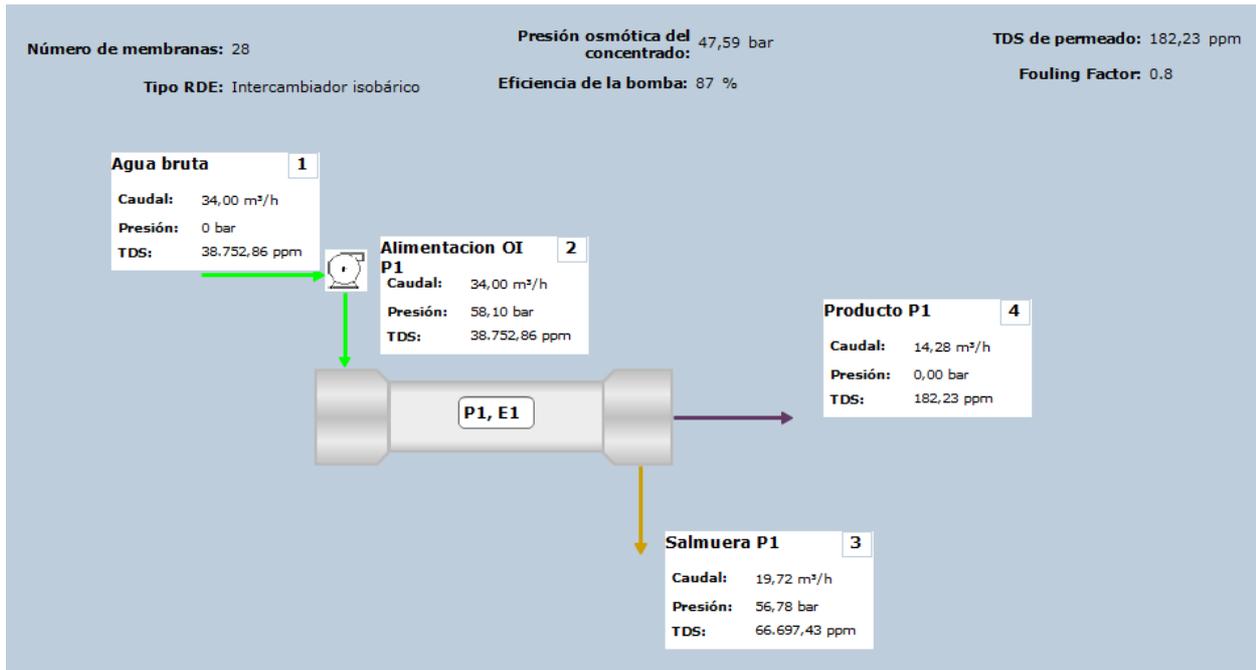


Imagen 12. Primera solución, caso base Q+

A partir de aquí una vez que se puede obtener una buena solución posible que cumple las características deseadas, a continuación lo que se va a hacer es un análisis de sensibilidad, en el que se van a ir manteniendo constantes algunas características de la configuración, como el porcentaje de recuperación obtenido, y se van a ir modificando otra serie de características como la alimentación, o el tipo de membrana, hasta lograr encontrar una configuración que cumpla las características deseadas y que tenga un consumo específico lo más bajo posible.

Para realizar el análisis de los casos posibles que se ve en la Tabla 21 en los primeros casos lo que se hace es manteniendo el tipo de membrana del caso base se modifica el caudal de alimentación se baja de 5% en 5% hasta bajarlo un 20 % y del mismo modo se ha hecho incrementando hasta llegar a un 20% más del caudal. Posteriormente manteniendo estas diferentes caudales se ha probado cambiando el tipo de membrana manteniendo también el número de tubos de presión y el número de membrana. Finalmente como se aprecia que para acercarse a cumplir la normativa de boro hay que aumentar el caudal de se ha cogido los caudales que aumenta y en lugar de poner el mismo tipo de membrana durante todo el proceso se ha cambiado en poner 2 tipos de membranas, siendo las primeras más permeables y las posteriores menos.

Tabla 21. Análisis de sensibilidad

Caso	Alim m ³ /h	Nº tubos de presión	Nº de membranas	Tipo membrana	TDS ppm	Boro	Consumo energía kWh/m ³
Base	34	4	7	LG SW 400 GR	182.33	0.88	1.99
1	32.3	4	7	LG SW 400 GR	192.06	0.91	1.96
2	30.6	4	7	LG SW 400 GR	203.01	0.95	1.93
3	28.9	4	7	LG SW 400 GR	215.14	0.99	1.9
4	27.2	4	7	LG SW 400 GR	228.98	1.03	1.87
5	35.7	4	7	LG SW 400 GR	173.36	0.85	2.02

6	37.4	4	7	LG SW 400 GR	165.43	0.82	2.05
7	39.1	4	7	LG SW 400 GR	158.1	0.79	2.08
8	40.8	4	7	LG SW 400 GR	151.4	0.77	2.12
9	34	4	7	LG SW 440 GR	201.27	0.94	1.94
10	32.3	4	7	LG SW 440 GR	212.19	0.98	1.91
11	30.6	4	7	LG SW 440 GR	224.16	1.01	1.88
12	28.9	4	7	LG SW 440 GR	237.76	1.05	1.86
13	27.2	4	7	LG SW 440 GR	252.91	1.1	1.83
14	35.7	4	7	LG SW 440 GR	191.42	0.91	1.97
15	37.4	4	7	LG SW 440 GR	182.62	0.88	2.0
16	39.1	4	7	LG SW 440 GR	174.48	0.85	2.03
17	40.8	4	7	LG SW 440 GR	167.05	0.82	2.06
18	34	4	7	LG SW 440 SR	160.13	0.8	2.05
19	35.7	4	7	LG SW 440 SR	152.36	0.77	2.09
20	37.4	4	7	LG SW 440 SR	145.32	0.74	2.12
21	39.1	4	7	LG SW 440 SR	138.91	0.72	2.16
22	40.8	4	7	LG SW 440 SR	132.97	0.69	2.2
23	44.2	4	7	LG SW 440 SR	122.64	0.65	2.27
24	34	4	4	LG SW 400 GR	200.78	0.94	1.94
			3	LG SW 440 GR			
25	35.7	4	4	LG SW 400 GR	181.2	0.87	2
			3	LG SW 440 GR			
26	37.4	4	4	LG SW 400 GR	172.9	0.85	2.03
			3	LG SW 440 GR			
27	39.1	4	4	LG SW 400 GR	165.22	0.82	2.06
			3	LG SW 440 GR			
28	40.8	4	4	LG SW 400 GR	158.21	0.79	2.09

			3	LG SW 440 GR			
29	44.2	4	4	LG SW 400 GR	145.84	0.74	2.15
			3	LG SW 440 GR			
30	44.2	4	4	LG SW 400 SR	129.67	0.68	2.24
			3	LG SW 440 GR			
31	44.2	4	4	LG SW 440 SR	136.16	0.7	2.2
			3	LG SW 440 GR			
32	44.2	4	5	LG SW 440 SR	131.63	0.69	2.22
			2	LG SW 440 GR			
33	34	4	5	LG SW 400 GR	143.74	0.74	2.16
			2	LG SW 440 GR			

Una vez creada la tabla para analizar una solución óptima para se va a escoger la solución que optimice el proceso en función de dos variables principales, que son que tenga el mínimo consumo específico y que cumpla las calidad del agua de consumo humano en España [31] en este caso que tenga la menor cantidad posible de boro.

En la **Gráfico 41** se puede ver las características de los casos estudiados, en color rojo el con eje izquierdo se ve el consumo de energía específica en kWh/m³ y en color azulado con el eje de la derecha se ve la concentración de boro en el permeado.

De este gráfico se puede sacar bastante información de gran utilidad, para comenzar se puede apreciar que en la gran mayoría de los casos estudiados se puede apreciar un comportamiento parecido, y es que para distintas configuraciones se obtiene el mismo nivel de consumo para la misma calidad, un ejemplo de esto son los casos 18 y 28, que aún teniendo una diferente configuración al obtener una cantidad igual de boro el consumo es muy parecido.

Si se dividiera la gráfica en diferentes tramos, siendo cada uno de ellos las zonas en la que los puntos comienzan a abrirse, se puede apreciar que los tramos tienen un comportamiento parecido excepto en el tercer tramo en el que se logra una reducción del consumo energético, pero esto tiene como consecuencia un aumento del nivel de boro en el producto, esto podría hacer que se incumpliera la norma de la calidad del agua del consumo en España. Como este análisis se ha hecho suponiendo una recuperación constante se puede apreciar una tendencia general de funcionamiento, y es que por cada unidad que se logra reducir de boro en ppm, esto supone un aumento del consumo específico del proceso de aproximadamente 0.15 kWh/m³. Esto supone una relación proporcional de ambas variables, que permite seleccionar el proceso óptimo del que se obtenga el mínimo consumo específico para una cantidad determinada de boro.

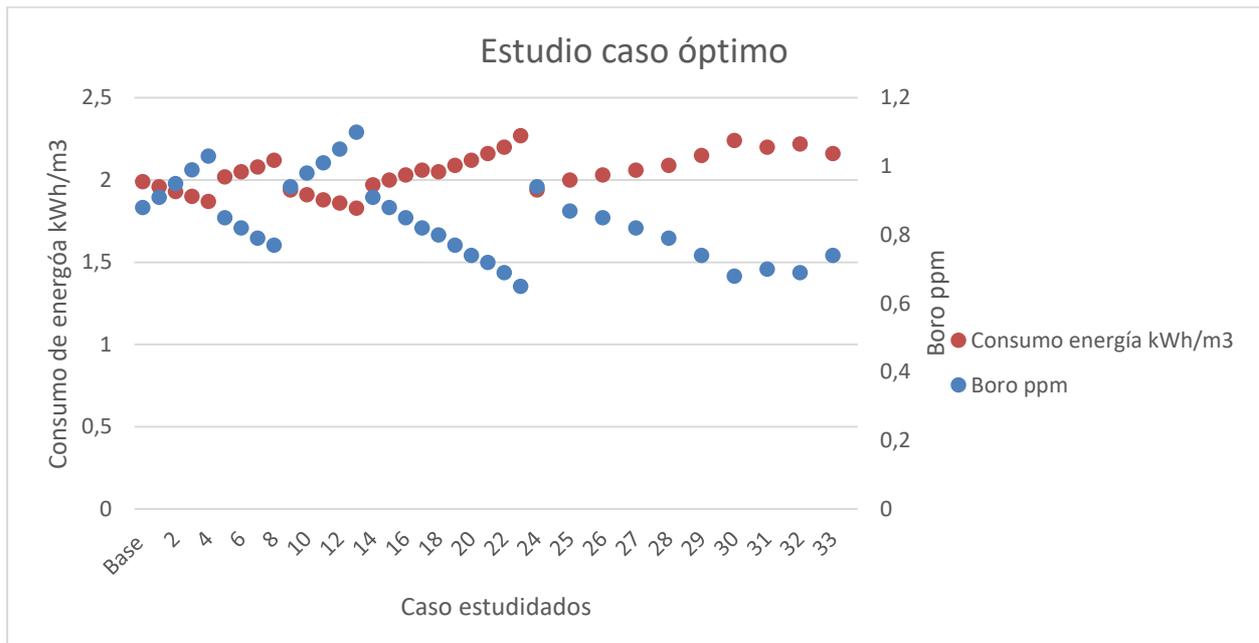


Gráfico 41. Casos estudiados

Para seleccionar el óptimo se ha tomado la normativa de boro 1 por lo que los casos más cercanos a ese valor, y que por lo tanto se tomarían como caso óptimo son el caso 10 que tiene un consumo de 1.91 kWh/m³ y boro de 0.98 ppm o el caso 26 que tiene un consumo de 2.03 kWh/m³ y boro de 0.85 ppm.

De entre estos dos casos que son los más cercanos a la normativa de boro 1 y teniendo en cuenta el consumo específico del proceso se va seleccionar el caso 26, porque aunque tenga un mayor consumo específico la cantidad de boro en agua es menor y como esta cantidad es importante puede tener efectos perjudiciales para la salud [32].

Este caso está formado por 4 tubos de presión, estando cada una de ellas formadas por dos tipos de membranas, primero se tienen 4 membranas del LG SW 400 GR es decir que son más semipermeables aunque posteriormente tienen 3 membranas del tipo LG SW 440 GR, que son menos semipermeables. Esto quiere decir que al principio se tiene un tipo de membrana que deja pasar una mayor cantidad de disolvente, y posteriormente se coloca otro tipo de membrana que deja pasar menos y con una menor energía requerida lo que puede reducir el coste total de la desalación [33], como se ven en la hoja de especificaciones técnicas de la membrana. Las características de este se pueden ver en la Imagen 13 en la que se ve las propiedades de los flujos que entran en juego en el proceso.

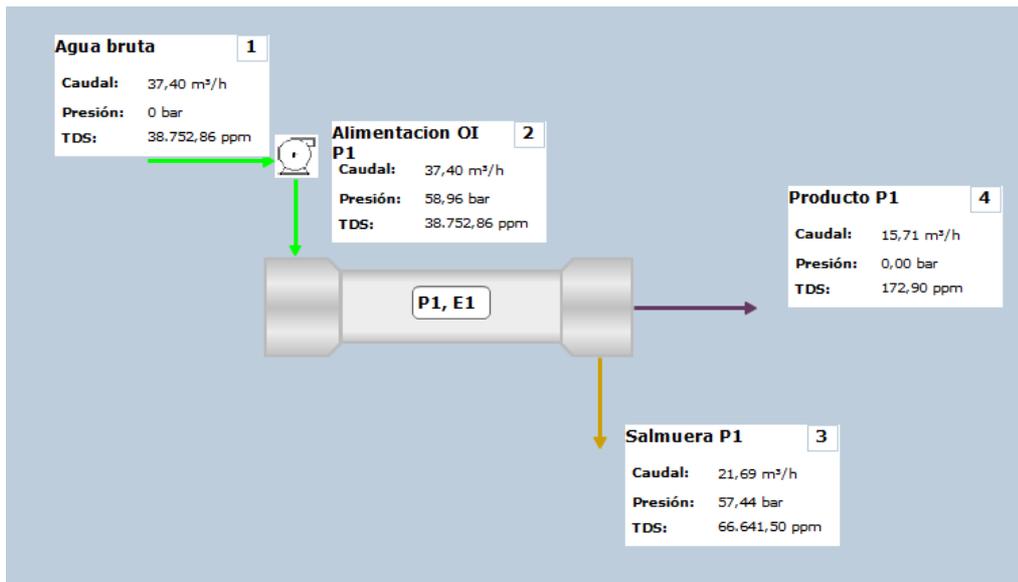


Imagen 13.Optimización Q+

En los anexos 1 y 2 se puede ver la documentación sacada por el programa específico, tanto para el caso base, como para el caso optimizado.

10. CONCLUSIONES

El análisis termoeconómico permite analizar y determinar la creación de costes de un proceso, a fin de que, una vez conocida esta creación de costes, tratar de reducirlos lo máximo posible. El conocimiento de las propiedades del agua salada permite controlar a tiempo real el funcionamiento de la planta, de modo que se podría utilizar este conocimiento a tiempo real para optimizar el proceso de operación. Determinar los costes de una inversión y de operación y mantenimiento de la planta junto con los costes de cada uno de sus flujos permite optimizar el proceso. Como ejemplo, a la hora de tomar decisiones ante un fallo en el proceso, ya que te permite determinar si compensa más económicamente realizar el arreglo del equipo o realizar la inversión de un equipo nuevo. El conocimiento de los costes exergoeconómicos de los flujos permite ver la importancia de cada uno de estos en el proceso completo y permite conocer el proceso de formación de costes que se da hasta llegar al producto final.

En este contexto, una vez realizado el estudio termoeconómico de la desaladora de Santa Cruz de Tenerife se puede concluir que:

- El software específico desarrollado permite determinar las propiedades de cada flujo, y conociendo las propiedades de salida que se quieren lograr se puede optimizar el proceso. Para ello se ha implementado una hoja Excel, en la que mediante el lenguaje visual basic se han creado funciones con cada una de las propiedades del agua salada, del tal modo que conociendo estas propiedades permite tener determinado el proceso completo.
- La validación del software se ha realizado aplicándolo a un análisis termoeconómico de la literatura realizado sobre la misma planta.
- Los resultados del análisis exergético reflejan que la exergía destruida en la planta es de 3.354 kWh/m^3 producido, que es un 90.18 % del total del consumo de la planta. Los principales componentes respecto a la exergía destruida son el bastidor de membranas, y la distribución del producto. Por el contrario hay otros componentes que tienen una contribución muy pequeña a la exergía destruida, como son la toma de agua, el pretratamiento y el postratamiento.
- Los resultados del análisis termoeconómico reflejan que los equipos con un mayor coste temporal son el pretratamiento y el bastidor de membranas, si se estudian los flujos el flujo con un mayor coste temporal es el producto final ya que tiene toda la creación de costes. Si se analiza el coste exergético unitario de cada uno de los flujos el que mayor coste exergético unitario tiene es la alimentación.
- La modernización realizada en la planta consiste principalmente reemplazar la turbina Pelton por un recuperador energético, y reemplazar las membranas por unas más modernas.
- Tras realizar un análisis de sensibilidad sobre el tipo de membrana manteniendo constante la conversión total del proceso, estudiando cada caso en función del consumo específico y el contenido en boro del permeado. Este análisis de sensibilidad permite que la reducción del boro es directamente proporcional al consumo específico del proceso en kWh/m^3 . Como ejemplo, en las condiciones de Canarias analizadas, una concentración de boro de 0.88 ppm con un diseño adecuado se corresponde con un consumo principal de 1.99 kWh/m^3 , mientras que si se logra una concentración de boro del 0.82 esto corresponde con un consumo específico de 2.06 kWh/m^3 .
- La modernización propuesta reduce el consumo energético de 3.354 kWh/m^3 a 3.156 kWh/m^3 lo que se traduce en una reducción del 6 % del consumo energético. Con respecto a algunos equipos en concreto la exergía destruida por m^3 se reduce, como es el caso de la distribución del producto, también es remarcable que la exergía destruida por m^3 del recuperador energético es un 20 % menor que la de la turbina Pelton, esto hace que al realizar la modernización la exergía destruida en el proceso completo sea menor.

REFERENCIAS

- [1] A. Termoeconómico, “4. Análisis Termoeconómico,” *Análisis Termoeconómico una Planta Cogeneración con Biomasa*, pp. 78–118.
- [2] W. Short, D. Packey, and T. Holt, “A manual for the economic evaluation of energy efficiency and renewable energy technologies,” *Renew. Energy*, vol. 95, no. March, pp. 73–81, 1995, doi: NREL/TP-462-5173.
- [3] M. H. Sharqawy, J. H. Lienhard V, and S. M. Zubair, “Thermophysical properties of seawater: A review of existing correlations and data,” *Desalin. Water Treat.*, vol. 16, no. 1–3, pp. 354–380, 2010, doi: 10.5004/dwt.2010.1079.
- [4] K. G. Nayar, M. H. Sharqawy, L. D. Banchik, and J. H. Lienhard, “Thermophysical properties of seawater: A review and new correlations that include pressure dependence,” *Desalination*, vol. 390, pp. 1–24, 2016, doi: 10.1016/j.desal.2016.02.024.
- [5] V. Romero-Ternero, L. García-Rodríguez, and C. Gómez-Camacho, “Exergy analysis of a seawater reverse osmosis plant,” *Desalination*, vol. 175, no. 2, pp. 197–207, 2005, doi: 10.1016/j.desal.2004.08.045.
- [6] A. Gómez-Gotor, B. Del Río-Gamero, I. Prieto Prado, and A. Casañas, “The history of desalination in the Canary Islands,” *Desalination*, vol. 428, no. September 2017, pp. 86–107, 2018, doi: 10.1016/j.desal.2017.10.051.
- [7] World Health Organization and UNICEF, *Progreso en agua potable, saneamiento e higiene*, no. February. 2017.
- [8] S. Arenas Urrea, F. Díaz Reyes, B. Peñate Suárez, and J. A. de la Fuente Bencomo, “Technical review, evaluation and efficiency of energy recovery devices installed in the Canary Islands desalination plants,” *Desalination*, no. July, pp. 54–63, 2019, doi: 10.1016/j.desal.2018.07.013.
- [9] B. Peñate Suárez, “La importancia de los sistemas de recuperación de energía en la desalación de agua en Canarias,” *Iagua*, [Online]. Available: <https://www.iagua.es/blogs/baltasar-penate-suarez/importancia-sistemas-recuperacion-energia-desalacion-aguas-canarias>.
- [10] “Francis,” 2020. <https://vaptech.bg/es/products/turbina-francis>.
- [11] “Turbocharger,” 2020. https://shop.fischerspindle.com/epages/fp.sf/en_US/?ViewObjectPath=%2FShops%2Ffp%2FCategorias%2FFISCHER_Verdichter%2FMikroLuftverdichter&ViewAction=ViewFaceted.
- [12] “Pelton,” 2020, [Online]. Available: <https://vaptech.bg/es/products/turbina-Pelton>.
- [13] “Aqualyng,” 2020. <https://www.water-technology.net/contractors/desalination/aqualyng/#company-details>.
- [14] “Osmorec,” 2020. <https://www.desalination.biz/60915/d/Osmorec-SA>.
- [15] “ERI,” *J. Lang. Relatsh.*, pp. v–vi, 2019, doi: 10.31826/9781463235017-toc.
- [16] “DWEER,” [Online]. Available: <https://www.flowserve.com/en/products/energy-recovery-devices/isobaric-devices/work-exchanger-technology/isobaric-technology-dweer>.
- [17] “Localización,” [Online]. Available: <https://www.google.com/maps/place/Desaladora+de+Santa+Cruz/@28.4919934,-16.2161752,1159m/data=!3m1!1e3!4m5!3m4!1s0x0:0x8bef679f56076ce3!8m2!3d28.4941775!4d-16.214524>.
- [18] V. Romero-Ternero, L. García-Rodríguez, and C. Gómez-Camacho, “Thermoeconomic analysis of a

- seawater reverse osmosis plant,” *Desalination*, vol. 181, no. 1–3, pp. 43–59, 2005, doi: 10.1016/j.desal.2005.02.012.
- [19] D. Guerra, “Record histórico producción de agua,” *El día.La opinión Tenerife*, 2019, [Online]. Available: <https://www.eldia.es/tenerife/2019/11/03/isla-registra-record-historico-produccion/1021751.html>.
- [20] “Ampliación desaladora,” *Europapress*, 2019, [Online]. Available: <https://www.europapress.es/islas-canarias/noticia-ampliacion-desaladora-santa-cruz-tenerife-permitira-tratar-casi-29000-metros-cubicos-diarios-agua-20190225170523.html>.
- [21] S. Cruz, “Desaladora de Santa Cruz de Tenerife, tecnología puntera en el archipiélago canario,” pp. 39–43, 2003.
- [22] “03.01 Wilf2007_ApendiceA.pdf.” .
- [23] C. Gómez-Camacho, “Análisis económico de los sistemas térmicos,” .
- [24] N. Torres, “Sacyr acepta invertir 31 millones en la desaladora de Santa Cruz,” *D. Avis.*, 2015, [Online]. Available: <http://www.diariodeavisos.com/2015/03/sacyr-acepta-invertir-31-millones-en-desaladora-santa-cruz/>.
- [25] “02.01. ERI-PX ConceptosDefinicionesEjemplo.pdf.” .
- [26] “Precio energía eléctrica en canarias.” <http://www.tarifadeluz.com/>.
- [27] “Web page Energy Recovery.” <http://www.energyrecovery.com/water/px-prime/>.
- [28] M. J. M. Adrian Bejan, George Tsatsaronis, “Thermal Desing & Optimization.”
- [29] R. W. Whitesides, “Process Equipment Estimating by Ratio and Proportion,” *Course notes, PDH Course G*, vol. 127, pp. 1–8, 2012.
- [30] “Índices CEPCI.” https://en.wikipedia.org/wiki/Chemical_plant_cost_indexes.
- [31] C. y B. S. Margarita Palau Miguel. Ministerio de Sanidad and C. y B. S. M. M. S. Esperanza Ligia Guevara Alemany. Ministerio de Sanidad, Consumo y Bienestar Social. David Antonio Cáceres Monllor. Ministerio de Sanidad, “Calidad del agua de consumo humano en España 2018,” 2018.
- [32] “Boro en agua.” <https://www.aguademar.es/blog/el-boro-ese-gran-desconocido-para-los-consumidores/>.
- [33] Affymetrix, “Data Sheet,” *GeneChip® Hum. Genome U133 Arrays*, pp. 1–8, 2007.

GLOSARIO

\dot{C}_t : Coste exergético temporal [€/h]
C_i: Coste exergético unitario [€/kW]
 \dot{E}_t : Potencia exergética de la corriente [kW/h]
E: Exergía [kW]
 \dot{Z} : Coste temporal [€/h]
f: Factor exergético
OM: Coste actualizado operación y mantenimiento
CC: Coste mantenido
PEC: Coste adquisición del equipo
FC: Factor de capacidad
VAN: Valor actualizado neto
TIR: Tasa interna de retorno
A: Disolvente
B: Solute
 Δp : Diferencia de presión
 π : Presión osmótica
NDP: Presión de conducción
S: Fracción másica [kg/kg]
P: Producto
F: Fuel
L: Pérdidas
D: Destrucción
 \dot{W} : Flujo de trabajo [kWh]
 \dot{Q} : Flujo de calor [kWh]
C_i: Coste inversión [€]
C_f: Coste completo [€]
R: Ratio de descuento
t: Vida [años]
n: Años de vida útil [años]

Anexo 1

LG Chem Software de Diseño Q+ V 2.4 Jun 25 2020 9:21:35

Nombre del proyecto:	Tipo de agua: Canarias	Edad de la membrana: 3
Nombre de empresa:	Pérdida de flujo por año: 7,00 %	Factor de seguridad: 1
Nombre de usuario:	Aprobado por:	Aumento del paso de sal: 7,00 %

Paso 1

Sistema - Pass 1

Caudal de permeado: 14,26 m ³ /h	Flujo promedio: 13,74 lmh	Temperatura: 25,00 °C
Caudal de alimentación de la OI: 34,00 m ³ /h	Fuente de agua: Agua de mar-Toma abierta (SDI < 5)	NDP promedio: 17,00 bar
Caudal de concentrado: 19,72 m ³ /h	TDS de alimentación: 38.752,86 ppm	Consumo específico: 1,99 kWh/m ³
Recuperación: 42,00 %	Presión osmótica de alimentación: 27,65 bar	Presión de alimentación: 58,10 bar
Número de membranas: 28	Presión osmótica del concentrado: 47,59 bar	TDS de permeado: 182,23 ppm
Tipo RDE: Intercambiador Isobárico	Eficiencia de la bomba: 87,00 %	Fouling Factor: 0.8

	N.º de cajas de presión	N.º de membranas	Caudal de alimentación de la OI	Caudal de permeado	Caudal de concentrado	Presión de alimentación OI	Concentrado Presión	Pérdida de carga por tubo	Presión de refuerzo	Contrapresión de permeado	Flujo promedio	TDS de permeado
			m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h	bar	bar	bar	bar	bar	lmh	ppm
Etapa 1	4	7	34,00	14,26	19,72	58,10	56,78	1,31	0,00	0,00	13,74	182,23

Análisis de agua - Pass 1

			Concentrado	Permeado
Especies	Agua bruta	Alimentación Ajustada	Etapa 1	Etapa 1
Ammonium	0,00	0,00	0,00	0,00
Sodium	11.709,67	11.709,67	20.148,13	65,13
Potassium	429,35	429,35	738,45	2,82
Magnesium	1.527,26	1.527,26	2.632,61	1,96
Calcium	464,38	464,38	800,48	0,59
Strontium	0,00	0,00	0,00	0,00
Barium	0,00	0,00	0,00	0,00
Fluoride	0,00	0,00	0,00	0,00
Chloride	21.326,39	21.326,39	36.702,99	107,67
Sulfate	3.056,48	3.056,48	5.270,29	1,56
Nitrate	0,00	0,00	0,00	0,00
Carbonate	3,80	3,80	6,56	0,00
Bicarbonate	227,25	227,25	390,80	1,56
Boron	4,50	4,50	7,12	0,88
Bromide	0,00	0,00	0,00	0,00
Silica	0,00	0,00	0,00	0,00
TDS	38.752,86	38.752,86	66.697,43	182,23
pH	7,80	7,80	7,79	6,71


LG Chem Software de Diseño Q+ V 2.4 Jun 25 2020 9:21:35

Nombre del proyecto: Nombre de empresa: Nombre de usuario:	Tipo de agua: Canarias Pérdida de flujo por año: 7,00 % Aprobado por:	Edad de la membrana: 3 Factor de seguridad: 1 Aumento del paso de sal: 7,00 %
---------------------------------------------------------------------------------------	--------------------------------------------------------------------------------------------------	----------------------------------------------------------------------------------------------------------

Datos por caja de presión - Pass 1

Etapa	Posición	Tipo de membrana	Alimentación OI	Caudal de permeado	Flujo	Recuperación por membrana	Pérdida de carga	Presión impulsora neta	Polarización	Salinidad de alimentación	Salinidad de permeado
			m ³ /h	m ³ /h	lmh	%	bar			ppm	ppm
1	1	LG SW 400 GR	8,50	0,90	24,26	10,59	0,27	25,17	1,12	38.752,86	81,58
1	2	LG SW 400 GR	7,60	0,74	19,84	9,69	0,23	21,66	1,11	43.333,99	109,66
1	3	LG SW 400 GR	6,86	0,59	15,92	8,61	0,20	18,36	1,10	47.970,53	148,30
1	4	LG SW 400 GR	6,27	0,47	12,60	7,45	0,18	15,36	1,08	52.476,15	200,88
1	5	LG SW 400 GR	5,80	0,37	9,88	6,31	0,16	12,72	1,07	56.687,18	271,41
1	6	LG SW 400 GR	5,44	0,29	7,70	5,26	0,14	10,46	1,06	60.489,00	364,55
1	7	LG SW 400 GR	5,15	0,22	6,00	4,32	0,13	8,56	1,04	63.824,52	485,45

Solubilidad - Pass 1

	Cálculos de solubilidad	
	Alimentación	Concentrado
LSI	0,96	1,69
CaSO ₄	25,50 %	51,40 %
SrSO ₄	0,00 %	0,00 %
BaSO ₄	0,00 %	0,00 %
CaF ₂	0,00 %	0,00 %
SiO ₂	0,00 %	0,00 %
Stiff Davis Index	-0,61	0,11

Advertencias - Pass 1

Aviso sobre el diseño

Ninguno

Aviso sobre la solubilidad

LSI mayor que 0.

SDI mayor que 0.

Anexo 2

LG Chem Software de Diseño Q+ Y 2.4 Jun 30 2020 10:58:0

Nombre del proyecto:	Tipo de agua: Canarias	Edad de la membrana: 3
Nombre de empresa:	Pérdida de flujo por año: 7,00 %	Factor de seguridad: 1
Nombre de usuario:	Aprobado por:	Aumento del paso de sal: 7,00 %

Paso 1

Sistema - Pass 1

Caudal de permeado: 15,71 m ³ /h	Flujo promedio: 14,50 lmh	Temperatura: 25,00 °C
Caudal de alimentación de la OI: 37,40 m ³ /h	Fuente de agua: Agua de mar-Toma abierta (SDI < 5)	NDP promedio: 18,13 bar
Caudal de concentrado: 21,69 m ³ /h	TDS de alimentación: 38.752,86 ppm	Consumo específico: 2,03 kWh/m ³
Recuperación: 42,00 %	Presión osmótica de alimentación: 27,65 bar	Presión de alimentación: 58,96 bar
Número de membranas: 28	Presión osmótica del concentrado: 47,55 bar	TDS de permeado: 172,90 ppm
Tipo RDE: Intercambiador isobárico	Eficiencia de la bomba: 87,00 %	Fouling Factor: 0.8

	N.º de cajas de presión	N.º de membranas	Caudal de alimentación de la OI	Caudal de permeado	Caudal de concentrado	Presión de alimentación OI	Concentrado Presión	Pérdida de carga por tubo	Presión de refuerzo	Contrapresión de permeado	Flujo promedio	TDS de permeado
			m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h	bar	bar	bar	bar	bar	lmh	ppm
Etapas 1	4	7	37,40	15,69	21,71	58,96	57,44	1,52	0,00	0,00	14,48	172,90

Análisis de agua - Pass 1

			Concentrado	Permeado
Especies	Agua bruta	Alimentación Ajustada	Etapas 1	Etapas 1
Ammonium	0,00	0,00	0,00	0,00
Sodium	11.709,67	11.709,67	20.131,62	61,81
Potassium	429,35	429,35	737,87	2,67
Magnesium	1.527,26	1.527,26	2.630,20	1,86
Calcium	464,38	464,38	799,75	0,56
Strontium	0,00	0,00	0,00	0,00
Barium	0,00	0,00	0,00	0,00
Fluoride	0,00	0,00	0,00	0,00
Chloride	21.326,39	21.326,39	36.672,50	102,18
Sulfate	3.056,48	3.056,48	5.265,38	1,48
Nitrate	0,00	0,00	0,00	0,00
Carbonate	3,80	3,80	6,55	0,00
Bicarbonate	227,25	227,25	390,49	1,48
Boron	4,50	4,50	7,14	0,85
Bromide	0,00	0,00	0,00	0,00
Silica	0,00	0,00	0,00	0,00
TDS	38.752,86	38.752,86	66.641,50	172,90
pH	7,80	7,80	7,79	6,71

LG Chem Software de Diseño Q+ V 2.4 Jun 30 2020 10:58:0

Nombre del proyecto:	Tipo de agua: Canarias	Edad de la membrana: 3
Nombre de empresa:	Pérdida de flujo por año: 7,00 %	Factor de seguridad: 1
Nombre de usuario:	Aprobado por:	Aumento del paso de sal: 7,00 %

Datos por caja de presión - Pass 1

Etapa	Posición	Tipo de membrana	Alimentación OI	Caudal de permeado	Flujo	Recuperación por membrana	Pérdida de carga	Presión impulsora neta	Polarización	Salinidad de alimentación	Salinidad de permeado
			m ³ /h	m ³ /h	lmh	%	bar			ppm	ppm
1	1	LG SW 400 GR	9,35	0,94	25,32	10,05	0,31	26,27	1,12	38.752,86	77,54
1	2	LG SW 400 GR	8,41	0,78	21,02	9,28	0,27	22,88	1,11	43.074,39	102,31
1	3	LG SW 400 GR	7,63	0,64	17,16	8,34	0,23	19,66	1,09	47.467,68	135,80
1	4	LG SW 400 GR	6,99	0,51	13,81	7,33	0,21	16,69	1,08	51.776,78	180,68
1	5	LG SW 440 GR	6,48	0,44	10,87	6,85	0,18	13,94	1,07	55.857,88	245,65
1	6	LG SW 440 GR	6,04	0,34	8,43	5,70	0,17	11,44	1,06	59.944,66	333,53
1	7	LG SW 440 GR	5,69	0,27	6,52	4,68	0,15	9,33	1,04	63.547,66	449,14

Solubilidad - Pass 1

	Cálculos de solubilidad	
	Alimentación	Concentrado
LSI	0,98	1,69
CaSO ₄	25,50 %	51,40 %
SrSO ₄	0,00 %	0,00 %
BaSO ₄	0,00 %	0,00 %
CaF ₂	0,00 %	0,00 %
SiO ₂	0,00 %	0,00 %
Stiff Davis Index	-0,61	0,11

Advertencias - Pass 1

Aviso sobre el diseño

Ninguno

Aviso sobre la solubilidad

LSI mayor que 0.

SDI mayor que 0.