

# Jornadas de Automática

## Puesta en funcionamiento, control regulatorio y modelado de métricas de rendimiento de un sistema de destilación por membranas a escala comercial.

Sánchez-Sánchez, P.A.<sup>a</sup>, Gil, J. D.<sup>a,\*</sup>, Andrés-Mañas, J.A.<sup>a</sup>, Zaragoza, G.<sup>b</sup>, Sánchez-Molina, J.<sup>a</sup>, Berenguel, M.<sup>a</sup>

<sup>a</sup>Universidad de Almería, Centro Mixto CIESOL, ceia3, Ctra. Sacramento s/n, 04120, Almería, España.

<sup>b</sup>CIEMAT-Plataforma Solar de Almería, CIESOL, Ctra. de Senés s/n, Tabernas 04200, Almería, Spain.

**To cite this article:** Sánchez-Sánchez, P.A., Gil, J. D., Andrés-Mañas, J.A., Zaragoza, G., Sánchez-Molina, J., Berenguel, M. 2024. Startup, control, and preliminary modeling of a commercial-scale membrane distillation system. *Jornadas de Automática*, 45. <https://doi.org/10.17979/ja-cea.2024.45.10776>

### Resumen

La destilación por membranas es un método de desalación térmica con diferentes nichos de aplicación potenciales, como es el tratamiento de salmueras de los sistemas de ósmosis inversa. Este trabajo presenta la puesta en funcionamiento, control y modelado preliminar de un sistema de destilación por membranas a escala comercial, localizado en las instalaciones de la infraestructura Agroconnect de la Universidad de Almería. En concreto, se diseña e implementa un sistema de control directo con fines de regulación de caudal y temperatura. Posteriormente, haciendo uso de este sistema de control directo, se presentan diferentes resultados de control en torno a puntos de operación estáticos de la unidad de destilación por membranas, los cuales se usan para caracterizar de forma preliminar su producción de permeado y eficiencia térmica usando la metodología de superficie de respuesta. Los modelos resultantes de esta caracterización se presentan como herramientas fundamentales para la optimización en tiempo real del sistema a través de estrategias de control jerárquico adecuadas.

**Palabras clave:** Control de proceso, Metodología de Superficie de Respuesta, Desalación térmica, Destilación por membranas, Energía renovable.

### Startup, regulatory control, and performance metrics modeling of a commercial-scale membrane distillation system

#### Abstract

Membrane distillation is a thermal desalination method with various potential application niches, such as the treatment of brines coming from reverse osmosis systems. This work presents the implementation, control, and preliminary modeling of a commercial-scale membrane distillation system, located at the Agroconnect facilities of the University of Almería. Particularly, a direct control system aimed at regulating flow rate and temperature is designed and implemented. Then, using this direct control system, the control results about different static operating points of the membrane distillation unit are presented, which are used to preliminarily characterize its permeate production and thermal efficiency using the response surface methodology. The models resulting from this characterization are presented as fundamental tools for the real-time optimization of the system through adequate hierarchical control strategies.

**Keywords:** Process control, Response Surface Methodology, Thermal desalination, Membrane distillation, Renewable energy.

## 1. Introducción

La destilación por membranas (MD, por sus siglas en inglés *Membrane Distillation*) es un método de desalación térmica que se basa en el transporte de vapor a través de una

membrana microporosa e hidrofóbica (Khayet and Matsuura, 2011), (Francis et al., 2022). Una de las principales ventajas de la MD es la posibilidad de usar como fuente energética principal calor de bajo grado que puede ser solar, geotérmico

o incluso residual, lo que reduce considerablemente los costes (Yadav et al., 2021). Además, puede operar con alimentación de mayor salinidad que la tolerada por sistemas de desalación industrial mediante ósmosis inversa (RO, por sus siglas en inglés *Reverse Osmosis*), pudiendo alcanzar un volumen de descarga de líquido mínimo (Viader et al., 2021). Esto convierte a la MD en una solución factible para tratar la salmuera producida por las plantas de desalación industriales convencionales. Nótese que este residuo está identificado como uno de los principales problemas medioambientales de la industria de desalación actual (Poirier et al., 2023). Así, una opción prometedora para paliar esta problemática consiste en la combinación de la tecnología RO y MD.

Siguiendo esta línea, en la Universidad de Almería (UAL), específicamente en las instalaciones de Agroconnect ([www.agroconnect.es](http://www.agroconnect.es)), se dispone de una red integral de agua para estudiar esta combinación, la cual tiene como objetivo satisfacer la demanda de agua en un invernadero (Gil et al., 2024). La principal unidad de desalación de la red es una de RO, cuyo rechazo de salmuera se usa para alimentar un sistema de MD a escala comercial, objeto de estudio en este trabajo. Por tanto, la red de agua de Agroconnect resulta ser una solución de desalación integral con alta capacidad de concentración de salmueras para alcanzar descarga de líquido mínima, ya que el uso de la tecnología MD como complemento a la RO permite disminuir de forma significativa el volumen de salmuera generado, al mismo tiempo que se maximiza la cantidad de agua desalada producida.

Este trabajo tiene como objetivo equipar al módulo MD de Agroconnect con un sistema de control regulatorio que permita operar en torno a los puntos de operación deseados, siguiendo la metodología previa aplicada por el grupo de investigación de Automática, Robótica y Mecatrónica (ARM) de la UAL en instalaciones de MD (Gil, 2023). El propósito es evaluar su rendimiento utilizando métricas de desalación bien establecidas en la literatura y descritas en la siguiente sección. Además, en este caso, se presentan tres desafíos que hasta ahora no se habían abordado, como son: i) la escala del sistema MD, el cual es uno de los más grandes instalados hasta el momento en el mundo, ii) el uso de salmuera proveniente directamente de una instalación RO, lo cual varía la salinidad de la alimentación con la que se ha trabajado habitualmente, iii) el uso de una caldera de biomasa como fuente de calor, y el uso de gran volumen de agua de mar como fuente de refrigeración del proceso. En concreto, los puntos i) y iii) anteriormente mencionados, requieren el diseño de cuatro bucles de control específicos, dos para balancear la alimentación de los módulos, y otros dos para mantener la temperatura de operación deseada por la parte caliente y la parte fría. Así, este trabajo presenta el diseño de estos bucles de control, su puesta en funcionamiento y el modelado preliminar de métricas de rendimiento que se ha obtenido a través de su uso.

## 2. Materiales y métodos

Esta sección presenta una descripción completa del sistema MD y de las métricas usadas para evaluar su rendimiento. También describe la metodología de modelado que se emplea para caracterizarlas. Nótese que en este trabajo también se usan metodologías clásicas en la Ingeniería de Control como

el modelado mediante funciones de transferencia y el diseño de controladores de tipo Proporcional, Integral y Derivativo (PID), las cuales no se incluyen por el amplio conocimiento previo existente en el área.

### 2.1. Descripción del sistema

En la Fig. 1 se puede ver la planta de MD instalada en Agroconnect. Dicha planta cuenta con diez módulos MD en los que se produce agua destilada. El aporte de energía térmica se realiza mediante una caldera de biomasa (ver Fig. 2). Un depósito de agua de mar (ver Fig. 2) lo suficientemente grande permite refrigerar y condensar el vapor destilado. Además, la unidad cuenta con dos intercambiadores de calor de placas para calentamiento y enfriamiento de las corrientes mediante dicha energía externa.



Figura 1: Planta MD.



Figura 2: Sistemas de aporte de energía térmica y refrigeración. Imagen de la izquierda: caldera de biomasa, imagen de la derecha: depósito de agua de mar.

El diagrama de funcionamiento de la planta MD se muestra en la Fig. 3. Como se ha mencionado, la instalación tiene diez módulos capaces de destilar agua, aunque en este trabajo se han utilizado sólo cinco de ellos por la limitada potencia térmica de la caldera de biomasa que alimenta al intercambiador de calor. De forma sencilla, el proceso opera de la siguiente manera: i) al inicio de la operación, se debe arrancar el circuito de frío del sistema, abriendo la válvula V1 hacia el intercambiador (a esta parte llega agua proveniente del depósito de agua de mar), ii) se arrancan las bombas 1 y 2, de forma que se pasa el agua de alimentación a través de los intercambiadores de frío y calor y se introduce en los módulos MD, y iii) una vez que el circuito que suministra el calor (circuito de

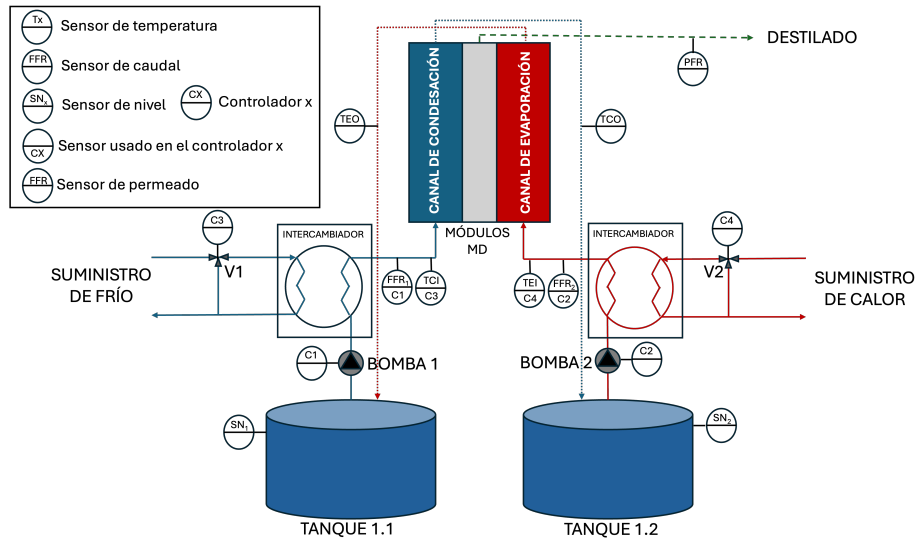


Figura 3: Diagrama esquemático de la instalación.

la caldera de biomasa) está a la temperatura deseada, se abre la válvula V2, de forma que la unidad de MD recibe la energía térmica necesaria para realizar el proceso de destilación funcionando de forma continua. Cuando esto ocurre, se comienza a producir agua destilada, que se extrae como producto del sistema, mientras que la salmuera se devuelve al tanque 1.1. Así, se produce una operación en modo *batch* en la que la concentración de sales de la alimentación del proceso va aumentando gradualmente, a la vez que su volumen se va reduciendo.

El funcionamiento del sistema MD se ve influenciado por la temperatura de entrada a los canales de refrigeración (TCI) y evaporación (TEI), así como por el caudal de alimentación de estos canales ( $FFR_1$  y  $FFR_2$ ). Estas variables deben ser controladas para lograr operaciones en estacionario y poder caracterizar el sistema con las métricas de rendimiento correspondientes (ver siguiente sección). Para lograr el control de estas variables, el sistema MD está totalmente instrumentado y cuenta con un PLC (del inglés *Programmable Logic Controller*) para labores de control. Los principales sensores y actuadores del sistema se presentan en la Fig. 3, la cual, además, también describe los bucles de control mencionados anteriormente. Como se puede apreciar, se requieren dos bucles de control para mantener el caudal de alimentación de los módulos al nivel deseado, actuando en las bombas 1 y 2, y dos bucles de control para mantener la temperatura a la entrada de los canales de refrigeración y a la entrada de los canales de evaporación, actuando sobre las válvulas 1 y 2, respectivamente. Por otra parte, el sistema cuenta con un control interno (llamado modo balance) integrado en el PLC para nivelar los tanques de alimentación, de forma que no haya diferencias de nivel entre ellos. Este modo de control actúa como perturbación a los bucles de control de caudal, ya que tiene prioridad sobre la referencia dada por el usuario.

## 2.2. Métricas de rendimiento objetivo

Como cualquier proceso industrial, los sistemas de desalación se pueden evaluar en base a su producción y a su eficiencia. En el caso de la desalación térmica, la producción se puede medir usando el caudal de permeado (PFR, del inglés

*Permeate Flow Rate*), mientras que la eficiencia térmica se suele medir usando el consumo específico de energía térmica (STEC, por sus siglas en inglés *Specific Thermal Energy Consumption*). Ambas métricas se definen de la siguiente forma Gil (2023):

- PFR: Esta medida representa el caudal de permeado producido en el proceso MD, y se mide en L/h. Como se puede apreciar en la Fig. 3, es una medida que se obtiene directamente de la instrumentación disponible en la instalación. No obstante, cabe destacar que esta medida es función de la salinidad de la alimentación, así como de las temperaturas de entrada caliente y fría (TEI y TCI, respectivamente) y de los caudales en ambos canales ( $FFR_1$  y  $FFR_2$ ). Interesa, por tanto, poder modelar su relación con estas variables con fines de optimización de este indicador.
- STEC: Esta variable representa el consumo térmico específico de la planta, o lo que es lo mismo, la energía térmica a aportar para la producción de un cierto volumen de permeado. Sus unidades de medida son  $\frac{\text{kWh}}{\text{m}^3}$ . El cálculo del STEC vienen dado por:

$$STEC = \frac{FFR \cdot \rho \cdot C_p \cdot \Delta T}{3,6 \cdot 10^6 \cdot PFR}, \quad (1)$$

donde FFR es el caudal de alimentación en  $\text{m}^3/\text{h}$ ,  $\rho$  es la densidad de la alimentación en  $\text{kg}/\text{m}^3$ ,  $C_p$  es el calor específico a presión constante de la alimentación, con unidades  $\text{J}/\text{kg}/^\circ\text{C}$ ,  $\Delta T$  es la diferencia entre la temperatura de entrada del canal de evaporación (TEI) y la temperatura de salida de refrigeración (TCO) y PFR es el caudal de permeado en  $\text{m}^3/\text{h}$ .

Se debe destacar que ambas métricas tienen un carácter estático, de ahí la necesidad de operar las principales variables que influyen en ellas (FFR, TCI, TEI y salinidad de la alimentación) en estacionario para poder caracterizarlas.

### 2.3. Modelado de métricas de rendimiento

Para el modelado de las métricas definidas anteriormente, la metodología más ampliamente usada en la literatura es la de superficie de respuesta (RSM, por sus siglas en inglés *Response Surface Methodology*, Gil (2023)). Los modelos RSM son modelos polinomiales que tienen la siguiente forma:

$$y_i = \gamma_0 + \sum_{i=1}^n \gamma_i \cdot u_i + \sum_{i=1}^n \gamma_{ii} \cdot u_i^2 + \sum_{1 \leq i < j}^n \gamma_{ij} \cdot u_i \cdot u_j, \quad (2)$$

donde  $n$  es el número de entradas al modelo,  $\gamma_0$  es el coeficiente de compensación (*offset*), que representa un valor adicional en el modelo,  $\gamma_i$  son los coeficientes de los términos lineales, que multiplican a las variables de entrada del modelo  $u_i$  y  $u_j$ ,  $\gamma_{ii}$  es el coeficiente de los términos cuadráticos,  $\gamma_{ij}$  es el coeficiente de interacción entre las entradas del modelo, e  $y_i$  es la salida del proceso que se desea modelar. Para este caso de estudio:  $n = 2$ ,  $u_i = \{\text{TEI}, \text{FFR}\}$ ,  $y_i = \{\text{PFR}, \text{STEC}\}$ .

Como aproximación inicial al problema de modelado estático, en este trabajo se ha operado la unidad MD a una salinidad constante de 55 g/L, correspondiente a la salinidad de salida de la salmuera del sistema de RO. Por tanto, la salinidad no se tendrá en cuenta en los modelos. Además, la temperatura de entrada TCI también se ha mantenido constante a 25 °C, de modo que esta variable tampoco se ha tenido en cuenta en los modelos. Así, solo se consideran los caudales de alimentación (FFR) y la temperatura de entrada a los canales de evaporación (TEI), por lo que los modelos a desarrollar se pueden describir como:

$$PFR = f_1(\text{TEI}, \text{FFR}) \quad (3)$$

$$STEC = f_2(\text{TEI}, \text{FFR}) \quad (4)$$

donde  $f_1$  y  $f_2$  serán ecuaciones desarrolladas en base a la metodología RSM (ver Ec. 2). Nótese que las dos variables escogidas son las que más influyen el funcionamiento del sistema cuando se opera a salinidad constante (Gil et al., 2020).

### 2.4. Controladores

Como método principal de control, se diseñaron controladores de tipo PI para cada uno de los sistemas modelados. Para ello, se consideró la función de transferencia del controlador  $C(s)$  con estructura ideal:

$$C(s) = K_p \cdot \left( 1 + \frac{1}{T_i \cdot s} \right), \quad (5)$$

donde  $K_p$  es la ganancia proporcional y  $T_i$  es el tiempo integral. Como aproximación inicial, estos controladores no se han equipado con sistemas *anti-windup* debido a las limitaciones del PLC donde se han implementado. No obstante, se contempla su inclusión en el futuro.

## 3. Resultados

En esta sección se presenta, en primer lugar, el diseño, la implementación y las pruebas de la arquitectura de control regulatorio. Posteriormente, se describe el modelado de las métricas de rendimiento del proceso.

### 3.1. Diseño, implementación y pruebas de los bucles de control regulatorio

Para el diseño de los bucles de control regulatorio, el primer paso consistió en caracterizar las dinámicas fundamentales mediante modelos dinámicos lineales de bajo orden. En concreto, se utilizaron modelos de primer orden caracterizados por su ganancia estática  $k$  y constante de tiempo  $\tau$ . Para la obtención de estos modelos se realizaron pruebas en bucle abierto en el sistema, introduciendo cambios de tipo escalón en los actuadores. A continuación, se identificaron usando el *toolbox* de identificación de MATLAB. Los modelos obtenidos se presentan en la Tabla 1.

G(s)	Y(s)	U(s)	k	$\tau$ [s]	Ajuste [%]
G1(s)	FFR <sub>2</sub>	F <sub>1</sub>	0.16 m <sup>3</sup> /h %	8.97	82.90
G2(s)	FFR <sub>1</sub>	F <sub>2</sub>	0.15 m <sup>3</sup> /h %	24.17	91.43
G3(s)	TCI	V1	0.23 °C/ %	92.34	72.45
G4(s)	TEI	V2	0.21 °C/ %	110.11	68.78

Tabla 1: Funciones de transferencia obtenidas. F1 y F2 son los porcentajes de funcionamiento de la bomba 1 y 2.

En el caso de las bombas, un modelo lineal de primer orden puede representar fielmente al sistema, debido al carácter aproximadamente lineal de estos actuadores. Sin embargo, en el caso de las válvulas, los ajustes obtenidos son peores debido principalmente al carácter no lineal del actuador y al funcionamiento de los circuitos de aporte de calor (caldera de biomasa) y frío. No obstante, como el objetivo es diseñar sistemas de control basados en PID, la realimentación compensará las incertidumbres presentes.

Una vez obtenidos los modelos dinámicos lineales, se diseñaron controladores de tipo PI. En todos los casos, se utilizó el método de cancelación de polos (Åström and Hägglund, 2006) para el ajuste de los parámetros, imponiendo como constante de tiempo en lazo cerrado el 80 % de la de lazo abierto. Los resultados se muestran en la Tabla 2.

C(s)	$K_p$	$T_i$ [s]
C1(s)	7.64 %h/m <sup>3</sup>	8.97
C2(s)	8.22 %h/m <sup>3</sup>	24.17
C3(s)	5.32 %/°C	92.34
C4(s)	5.72 %/°C	110.11

Tabla 2: Parámetros de los controladores.

El siguiente paso consistió en poner a prueba los diferentes bucles de control tanto en simulación como en el sistema real. Para la implementación en el sistema real, los controladores se incluyeron directamente en el PLC de la unidad, usando CODESYS con un tiempo de muestreo de un segundo. En este trabajo solo se muestran y discuten los ensayos reales para abreviar. Estos resultados se presentan en la Fig. 4. Como se puede apreciar, la prueba consiste en un ensayo donde se introdujeron varios cambios de referencia en los diferentes bucles de control. Comenzando con la temperatura de entrada TEI, se puede observar que, al inicio, se impuso una consigna de temperatura de 50 °C que tardó en alcanzarse por la limitada potencia de la caldera. En el caso de la temperatura TCI,

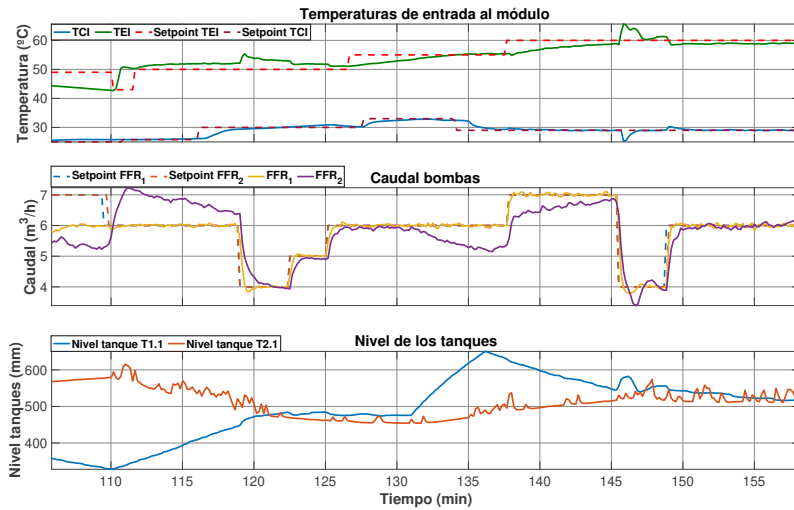


Figura 4: Resultados de control en la planta real.

se impuso una consigna de 25 °C al inicio, que se alcanzó rápidamente. Posteriormente, se introdujeron cambios en la referencia de 5 °C en los diferentes bucles de control de temperatura. En el caso de la temperatura de entrada de agua caliente, estos cambios fueron ascendentes, tratando de alcanzar los 60 °C, que es la temperatura mínima a la que los módulos MD producen un caudal de permeado apreciable. Nuevamente, en todos los cambios de referencia, la rapidez de actuación del controlador se limitó por la potencia de la caldera.

En el caso de los caudales de alimentación, se puede apreciar cómo los controladores logran regular el caudal de cada bomba en torno a la consigna impuesta rápidamente. No obstante, se debe destacar la influencia que tiene el modo balance interno en estos bucles de control. Como se puede apreciar, en torno a los instantes 110-120 min y 130-145 min (momentos en los que se descompensan los niveles de los tanques) el modo balance actúa modificando los caudales de las bombas para volver a compensar los niveles.

Otro aspecto a destacar es la influencia que tienen las modificaciones de los caudales de las bombas en los bucles de control de temperatura, especialmente en el de la temperatura a la entrada de los canales de evaporación. Esto indica cierto acople entre los bucles de control, lo cual tendrá que ser abordado en trabajos futuros previsiblemente haciendo uso de estrategias de desacople. Se debe hacer notar que el objetivo en este trabajo es imponer una consigna en cada uno de los bucles, y que esta se mantenga constante durante un cierto periodo de tiempo para considerar una operación estática del sistema. Por tanto, los problemas de interacciones entre bucles no afectarán al estado estacionario alcanzado.

### 3.2. Cálculo de las métricas de rendimiento

Para obtener las funciones  $f_1$  y  $f_2$  de las Ecs. 3 y 4, respectivamente, se requieren datos experimentales de cada una de las entradas del modelo en un rango de funcionamiento eficiente y seguro. Los rangos recomendados por el fabricante de la unidad MD para cada entrada son  $TEI = 60-80$  °C y  $FFR = 4-7$  m<sup>3</sup>/h. Sin embargo, debido a la limitada potencia térmica de la caldera de biomasa, solo se han podido obtener datos de los siguientes puntos de operación:

- $TEI = 60$  °C,  $FFR_1 = FFR_2 = \{4,6,7\}$  m<sup>3</sup>/h.
- $TEI = 65$  °C,  $FFR_1 = FFR_2 = \{4,6,7\}$  m<sup>3</sup>/h.
- $TEI = 70$  °C,  $FFR_1 = FFR_2 = 4$  m<sup>3</sup>/h.

Para cada punto de operación establecido, se ha operado el sistema en condiciones estacionarias durante al menos 30 min. Es decir, para cada punto, se ha impuesto como referencia a los bucles de control bajo nivel los valores de temperatura y caudal deseados, y una vez que estos bucles de control alcanzan el estacionario, se ha mantenido esa operación concreta durante 30 min. Un ejemplo demostrativo de estas operaciones se muestra en la Fig. 5, la cual corresponde al ensayo con  $FFR_1$  y  $FFR_2$  igual 4 m<sup>3</sup>/h,  $TCI = 25$  °C y  $TEI = 65$  °C.

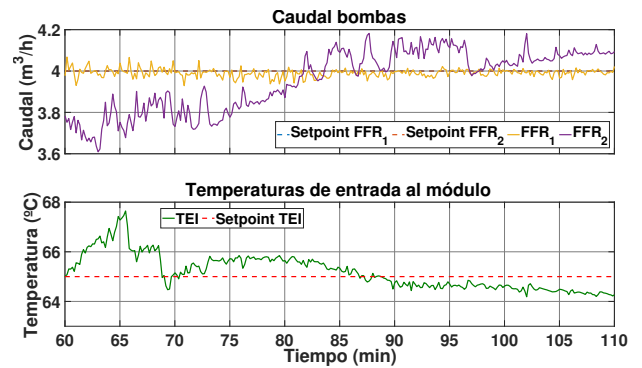


Figura 5: Ejemplo de operación estática.

Como se muestra, el sistema de control presentado en la sección anterior permite las operaciones en estacionario del módulo MD. Se debe destacar que para cada punto de operación, el valor de PFR y STEC se calcula con la media de cada una de las variables de entrada del modelo (TEI, FFR) durante los 30 min, con el objetivo de contemplar las pequeñas variaciones en torno a la referencia impuesta que puedan ocurrir en los bucles de control de bajo nivel. En este sentido, la temperatura TCI se puede mantener correctamente en el nivel deseado gracias al circuito de refrigeración (ver Fig. 5). De hecho, no se muestra en la gráfica ya que la variación es mínima, de menos de  $\pm 1$  °C. Sin embargo, TEI y FFR pueden sufrir pequeñas

variaciones debido a las limitaciones de la caldera de biomasa y al funcionamiento del modo balance del sistema.

Todos los resultados obtenidos de las operaciones en estático de la unidad MD se presentan en la Tabla 3.

TEI [°C]	FFR [m <sup>3</sup> /h]	PFR [L/h]	STEC [kWh/m <sup>3</sup> ]
60.5	3.9	99.87	444
58.9	6	175.6	435
58.1	7.1	184.2	417
65	4	139.7	349
63.4	6	202.2	412
65.2	7.01	212.9	433
70	3.8	154.5	290

Tabla 3: Resultados experimentales obtenidos de los ensayos en estacionario.

Una vez obtenidos los resultados experimentales, se utilizó la herramienta *Curve Fitting Toolbox* de MATLAB para la obtención de modelos de tipo RSM. Los modelos para cada una de las métricas son:

$$PFR = -845,5 + 198,3 \cdot FFR + 8,207 \cdot TEI - 12,06 \cdot FFR^2 - 0,5942 \cdot FFR \cdot TEI, \quad (6)$$

$$STEC = 2431 - 316,7 \cdot FFR - 31,31 \cdot TEI + 3,417 \cdot FFR^2 - 4,575 \cdot FFR \cdot TEI. \quad (7)$$

Este tipo de modelos son una herramienta fundamental para la optimización del sistema, ya que ayudan a estudiar y evaluar el mapa estático de operación del sistema. Las superficies de respuesta de los modelos obtenidos se presentan en la Fig. 6. Estas figuras revelan comportamientos contrarios en ambas métricas: para maximizar la producción de permeado se debe operar la unidad MD a máxima temperatura y caudal, mientras que para máxima eficiencia térmica (mínimo STEC) el caudal debe reducirse, manteniendo la temperatura caliente máxima. Esto pone en evidencia la necesidad de sistemas de optimización de tiempo real que optimicen la métrica deseada para reducir al mínimo los costes. Para el desarrollo de estos sistemas, se deberán emplear controladores jerárquicos donde los modelos desarrollados a través de la metodología RSM tendrán un papel fundamental, siguiendo las ideas presentadas en (Gil et al., 2018).

#### 4. Conclusiones y trabajos futuros

Este trabajo presenta la puesta en funcionamiento y modelado preliminar de un sistema de destilación por membranas a escala comercial. En concreto, se muestra el diseño de un sistema de control directo para regular caudal y temperatura, el cual permite obtener datos en estacionario del funcionamiento del sistema para caracterizar su producción y eficiencia térmica. Además, se presentan modelos preliminares de estas métricas a través de la metodología RSM, los cuales se muestran esenciales para la optimización en tiempo real del sistema. Los trabajos futuros irán destinados al desarrollo completo de los modelos RSM, considerando todo el rango de funcionamiento del sistema y todas las variables de entrada, así como el diseño e implementación de estructuras de control jerárquicas.

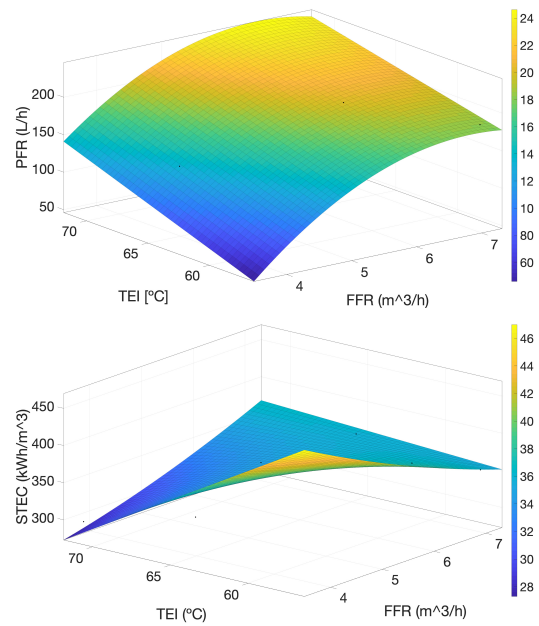


Figura 6: Superficies de respuesta de las métricas. La figura de arriba muestra la producción de permeado, mientras que la de abajo el STEC.

#### Agradecimientos

Este trabajo es resultado del Proyecto CyberGreen, PID2021-122560OB-I00, y del proyecto de infraestructura Agroconnect (EQC2019-006658-P), ambos financiados por MCIN/AEI/10.13039/501100011033 y por FEDER Una manera de hacer Europa.

#### Referencias

Åström, K. J., Hägglund, T., 2006. Advanced PID control. Vol. 461. ISA-The Instrumentation, Systems, and Automation Society Research Triangle.

Francis, L., Ahmed, F. E., Hilal, N., 2022. Advances in membrane distillation module configurations. *Membranes* 12 (1), 81.

Gil, J. D., 2023. Hierarchical control and optimization strategies applied to solar membrane distillation facilities. *Springer Nature*.

Gil, J. D., González, R. A., Sánchez-Molina, J., Berenguel, M., Rodríguez, F., 2024. Reverse osmosis desalination for greenhouse irrigation: Experimental characterization and economic evaluation based on energy hubs. *Desalination* 574, 117281.

Gil, J. D., Roca, L., Berenguel, M., 2020. Modelling and automatic control in solar membrane distillation: Fundamentals and proposals for its technological development. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial* 17, 329–343.

Gil, J. D., Roca, L., Ruiz-Aguirre, A., Zaragoza, G., Berenguel, M., 2018. Optimal operation of a solar membrane distillation pilot plant via nonlinear model predictive control. *Computers & Chemical Engineering* 109, 151–165.

Khayet, M., Matsuura, T., 2011. *Membrane distillation: principles and applications*. Elsevier.

Poirier, K., Lotfi, M., Garg, K., Patchigolla, K., Anthony, E. J., Faisal, N. H., Mulgundmath, V., Sahith, J. K., Jadhawar, P., Koh, L., et al., 2023. A comprehensive review of pre-and post-treatment approaches to achieve sustainable desalination for different water streams. *Desalination*, 116944.

Viader, G., Casal, O., Lefèvre, B., de Arespacochaga, N., Echevarría, C., López, J., Valderrama, C., Cortina, J., 2021. Integration of membrane distillation as volume reduction technology for in-land desalination brines management: Pre-treatments and scaling limitations. *Journal of Environmental Management* 289, 112549.

Yadav, A., Labhasetwar, P. K., Shahi, V. K., 2021. Membrane distillation using low-grade energy for desalination: A review. *Journal of Environmental Chemical Engineering* 9 (5), 105818.