

Jornadas de Automática

Implementación de controladores en una planta demostrativa de destilación solar por membranas

Poyatos-Bakker, Aarón-Raúl^{a,*}, Andrés-Mañas, J.A.^a, Martínez-Roa, Antonio^b, Gil, Juan D.^b, Palenzuela, Patricia^a, Roca, Lidia^a

^aCIEMAT-Plataforma Solar de Almería-CIESOL, Ctra. de Senés s/n, Tabernas, 04200, Almería, España.

^bDepartamento de Informática, CIESOL-ceiA3, Universidad de Almería, Ctra. Sacramento s/n, 04120, Almería, España.

To cite this article: Poyatos-Bakker, A-R., Andrés-Mañas, J. A., Martínez-Roa, A., Gil, J. D., Palenzuela, P., Roca, L. 2026. Implementation of controllers in a demonstrative-scale solar membrane distillation plant. *Jornadas de Automática*, 47. <https://doi.org/10.17979/ja-cea.2026.47.13776>

Resumen

La destilación por membranas se consolida como una alternativa prometedora para el tratamiento y concentración de salmueras procedentes de procesos de ósmosis inversa, contribuyendo a mejorar la sostenibilidad de las tecnologías de desalación. Para garantizar un funcionamiento estable y eficiente de este tipo de plantas, resulta fundamental disponer de estrategias de control adecuadas que permitan regular las principales variables de operación. En este trabajo se presenta la integración de controladores de tipo PID en una planta demostrativa de destilación por membranas ubicada en la infraestructura Agroconnect de la Universidad de Almería (SE de España), que está alimentada por energía solar térmica. En concreto, se aborda el desarrollo e implementación de estrategias de control para la regulación de caudal y temperatura, empleando controladores publicados recientemente y adaptados a las características dinámicas de la planta. La solución propuesta ha mejorado la estabilidad operativa de la planta, facilitado la supervisión en tiempo real y proporcionado una infraestructura flexible y escalable para futuras estrategias avanzadas de control.

Palabras clave: Control de procesos, Control y operación óptimos de sistemas de recursos hídricos, Sistemas de instrumentación y control, Control de los fuentes de energía renovables, Desalación solar térmica

Implementation of controllers in a demonstration-scale solar membrane distillation plant

Abstract

Membrane distillation is a promising alternative for the treatment and concentration of brine from reverse osmosis processes, thus helping to improve the sustainability of desalination technologies. To ensure the stable and efficient operation of this type of plants, it is essential to implement appropriate control strategies in place to regulate the main operating variables. This paper presents the integration of PID controllers into a demonstration-scale membrane distillation plant located at the Agroconnect facility of the University of Almería (SE of Spain), which is powered by solar thermal energy. Specifically, it addresses the development and implementation of control strategies for regulating flow rate and temperature, using recently published controllers adapted to the dynamic characteristics of the plant. The proposed solution has improved the operational stability, facilitated real-time monitoring and provided a flexible and scalable infrastructure for future advanced control strategies.

Keywords: Process control, Optimal control and operation of water resources systems, Instrumentation and control systems, Control of renewable energy resources, Solar Thermal Desalination

*Autor para correspondencia: aaron.pb@psa.es

1. Introducción

La ósmosis inversa (RO, siglas en inglés de *Reverse Osmosis*) es, a día de hoy, la tecnología más implantada a nivel mundial para la obtención de agua desalada, cubriendo el 70 % de la capacidad total instalada (Qasim et al., 2019). Actualmente existen 16670 plantas de desalación de agua de mar mediante RO en el mundo, con una capacidad de producción de unos 85 millones de m³ diarios, pero que requieren una demanda de energía eléctrica estimada en 100 TWh al año (Fane, 2018). Esta demanda es principalmente satisfecha por medio de combustibles fósiles, que dan lugar a unas emisiones de CO₂ estimadas en 120 millones de toneladas anuales (Lienhard et al., 2016). Además, la industria de la desalación genera unos 120 millones de m³ diarios de salmuera (Morgan et al., 2026), cuya correcta gestión es esencial para no comprometer la sostenibilidad del sector y evitar la destrucción de ecosistemas marinos y lacustres, así como la salinización de acuíferos (Ahmad and Baddour, 2014). Así pues, dado que el uso de la RO está tan extendido, se hace necesario el desarrollo de tecnologías y procesos efectivos para concentrar y valorizar las salmueras residuales de manera sostenible.

La destilación por membranas (MD, siglas en inglés de *Membrane Distillation*) es una tecnología alternativa de desalación térmica que ha demostrado ser apta para la concentración de salmueras residuales procedentes de la industria (con concentración de 60 - 65 g/L), reduciendo su volumen incluso cinco veces y facilitando así su valorización mediante posteriores procesos de cristalización (Tong and Elimelech, 2016; Viader et al., 2021). Se trata de un proceso de separación térmica con transferencia simultánea de masa y energía, que utiliza una membrana plástica, microporosa e hidrofóbica (generalmente de polietileno o teflón) como barrera para las sales minerales, las cuales quedan disueltas en la fase líquida, mientras que el vapor pasa a través de los poros y es posteriormente condensado. Es una tecnología escalable y modular, que opera a temperaturas inferiores a 85 °C, lo que permite su acoplamiento a energía solar térmica, más fácil y barata de gestionar y almacenar que la energía solar eléctrica. Hasta la fecha, la configuración de MD más eficiente térmicamente es la destilación por membranas con hueco de aire asistida con vacío (V-AGMD, siglas en inglés de *vacuum-assisted air gap membrane distillation*) (Andrés-Mañas et al. (2020)).

Aunque las condiciones de operación de la V-AGMD deben mantenerse estables y dentro de unos rangos para evitar daños irreversibles en las instalaciones o funcionamiento anómalo. Por un lado, la temperatura dentro del módulo de membranas no debe superar los 85 °C para evitar daño en la estructura microporosa de la membrana y en las láminas plásticas que delimitan los canales internos. Por otro lado, el caudal de alimentación debe mantenerse en un valor tal que la presión hidráulica en los canales internos del módulo no sobrepase los 400 mbar, pero lo suficientemente alto como para que las bombas trabajen con un flujo estable. En este contexto, las estrategias de control son necesarias para automatizar y optimizar los parámetros críticos del proceso (Gil et al., 2018). Sin embargo, la implementación de controladores PID en entornos industriales requiere considerar numerosos aspectos prácticos asociados a problemas reales de operación, robustez y estabilidad. Diversos autores han señalado

la ausencia de una metodología estandarizada que integre de forma sistemática estas consideraciones, proponiendo implementaciones de referencia orientadas a facilitar la aplicación fiable de controladores PID en distintos ámbitos industriales y servir como base para el desarrollo de estrategias de control más avanzadas (Sundström et al., 2026).

Este trabajo tiene como objetivo implementar y validar experimentalmente tres controladores PID para regular los caudales de entrada a los canales de evaporación y refrigeración, así como la temperatura del agua de alimentación a los canales de evaporación de los módulos de una planta V-AGMD a escala demostrativa alimentada por energía solar. Se empleará para ello el bloque PID propuesto en la cita anterior.

2. Materiales y métodos

2.1. Descripción del sistema

El trabajo se ha desarrollado en la infraestructura Agroconnect (www.agroconnect.es), situada en el Instituto Andaluz de Investigación y Formación Agraria (IFAPA). Las instalaciones cuentan con una red integral de agua que utiliza una planta de RO como principal unidad de desalación (Gil et al., 2024) y una planta de V-AGMD (Figura 1(a)) para procesar el rechazo de salmuera producido por la RO (Andrés-Mañas et al., 2025).

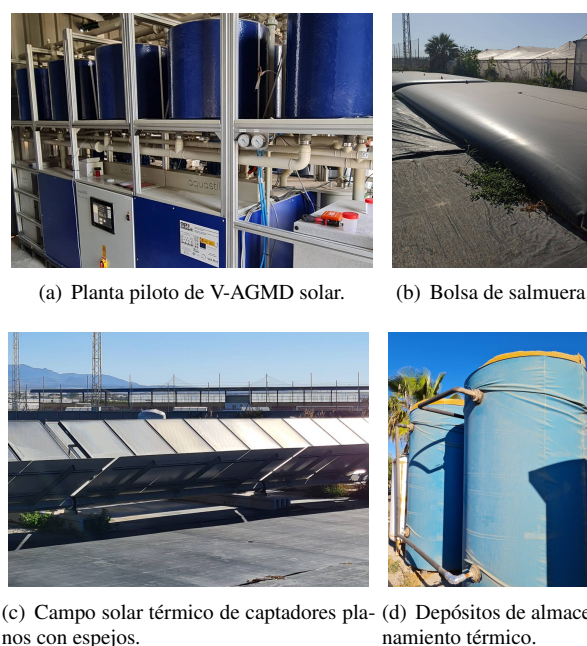


Figura 1: Instalación de desalación solar térmica en IFAPA.

La planta V-AGMD consta de diez módulos comerciales de 24 canales internos cada uno, con membranas enrolladas en espiral, de los cuales se han operado cinco por limitaciones de los servicios auxiliares. Como se representa en el esquema de la Figura 2, cada módulo tiene cinco conexiones con el resto de la unidad: la entrada y salida de los canales de evaporación, la entrada y salida de los canales de refrigeración, y la salida de destilado hacia el depósito donde se almacena.

En operación, la alimentación fría entra por los canales de refrigeración del módulo, y es precalentada usando el calor latente de condensación cedido a través de láminas plásticas

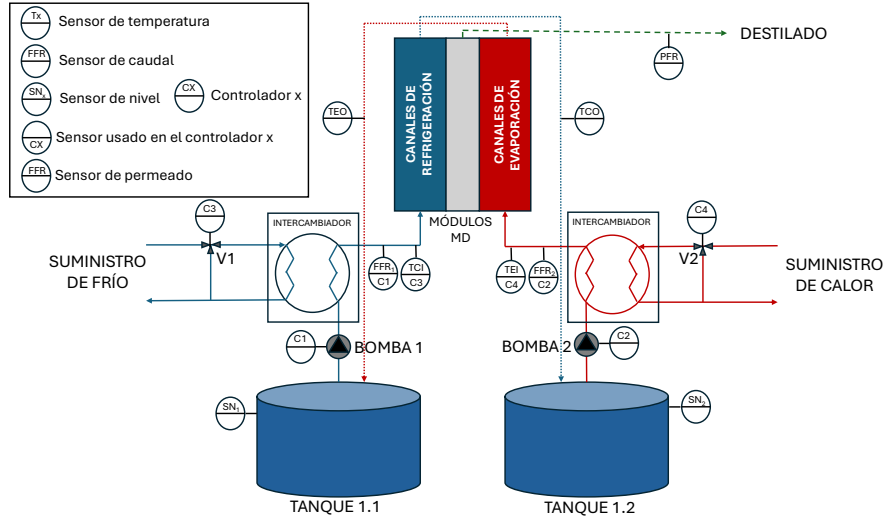


Figura 2: Diagrama esquemático de la instalación V-AGMD en IFAPA (Sánchez et al., 2024).

por el vapor condensado a través de los poros de la membrana, procedente de la alimentación salada caliente que circula en contracorriente a través de los canales de evaporación. Más detalles sobre la estructura interna de los módulos y su funcionamiento interno pueden encontrarse en Andrés-Mañas et al. (2022). La unidad incluye sensores de temperatura, presión hidráulica, nivel y caudal para la monitorización y el control de las condiciones de operación, así como dos intercambiadores de calor de placas para los servicios auxiliares de calefacción y refrigeración, respectivamente.

La unidad V-AGMD utilizada tiene una capacidad de producción de hasta 400 L/h (con cinco módulos), se opera con vacío en torno a 200 mbar abs, y es alimentada con salmuera procedente de una RO, que está a una concentración de 63 g/L. Para concentrar esta salmuera, se ha utilizado una estrategia de operación batch, que consiste en la recirculación de la alimentación entre los depósitos y los módulos, retirando continuamente el permeado producido (Swaminathan et al., 2018). Así, se reduce progresivamente el volumen de salmuera a la vez que esta se concentra. Este modo de operación, poco estudiado experimentalmente en MD a escala piloto hasta la fecha, es eficiente para módulos con alta recuperación interna de calor pero baja recuperación de agua por paso, como son los espirales utilizados en este estudio.

Para cubrir las necesidades de refrigeración en la V-AGMD, se utiliza un circuito cerrado de frío con agua de mar real proveniente de una bolsa de almacenamiento de 100 m³ (Figura 1(b)). Por otra parte, el aporte de energía térmica se ha realizado mediante un campo solar térmico de 30 captadores planos con un área total de 71 m², provistos, además, de espejos móviles adicionales que aumentan el rendimiento del sistema (Figura 1(c)). Se dispone también de un sistema de almacenamiento térmico formado por tres depósitos de agua conectados entre sí en serie, con una capacidad total de 4000 L (Figura 1(d)), que permiten alargar el tiempo de operación y contrarrestar perturbaciones de la radiación solar.

Respecto a la comunicación, se tiene acceso al PLC integrado de la planta mediante un servidor OPC-UA (siglas en inglés de *Open Platform Communications Unified Architectu-*

re), facilitando la comunicación remota con la planta a través del SCADA desarrollado en Poyatos-Bakker et al. (2025). El SCADA presenta el esquema de la planta con toda la instrumentación y un panel de control con el que interactuar con los actuadores de la planta (bombas y válvulas de los intercambiadores de calor de refrigeración y evaporación), los controladores implementados y las alarmas del sistema (temperaturas, presiones y caudales).

2.2. Implementación de controladores PID

Para el sintonizado de controladores, se ha considerado la función de transferencia $C(s)$ ideal de un controlador PI:

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

siendo $U(s)$ la entrada del sistema, $E(s)$ la señal de error, K_p la ganancia proporcional y T_i el tiempo integral. Dichos parámetros se obtienen empleando el método de cancelación polo-cero (Åström and Hägglund, 2006) sobre un sistema que sigue un modelo dinámico $G(s)$ lineal de primer orden, presentado en la Ecuación (2):

$$G(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{k}{\tau s + 1}, \quad (2)$$

con $Y(s)$ la salida del sistema, k la ganancia estática y τ la constante de tiempo en lazo abierto.

Para implementar los controladores en la planta V-AGMD, se utiliza el código desarrollado en (Sundström et al., 2026) que contiene un bloque PID completo, configurable y con tres modos de operación: manual, automático y seguimiento. El bloque PID integra además una serie de herramientas comúnmente adaptadas en ingeniería de control a la hora de implementar controladores, como son el mecanismo *anti-windup*, la transferencia sin salto entre modos, límites de saturación, la señal *feed-forward* y el término *bias* de la señal de control cuando no hay acción integral. Asimismo, incorpora otras técnicas más específicas orientadas a mejorar la robustez del controlador, como el efecto *jitter*, la limitación de velocidad de cambio en la señal de control y el filtrado de la variable del proceso y de la referencia.

2.3. Procedimiento de ensayos en lazo abierto y cerrado

Se han definido dos procedimientos de ensayo para caracterizar, por un lado, la dinámica del caudal de ambos flujos de refrigeración y evaporación, dependiendo de la frecuencia de operación del variador de las respectivas bombas y, por otro, la dinámica de la temperatura del agua que circula por el canal de evaporación en función del caudal y el porcentaje de apertura de la válvula (V2). Es importante destacar que la válvula del circuito de refrigeración (V1) permanece siempre abierta para lograr una temperatura constante e igual a 20 °C. En ambos procedimientos se identifican los parámetros del sistema de la Ecuación (2), analizando su respuesta en lazo abierto para diversos escalones de entrada, utilizando intervalos de tiempo suficientes para que el sistema alcance el estado estacionario. Una vez obtenidas todas las funciones de transferencia en los diferentes puntos de operación, se calcula una función de transferencia de parámetros promedio, la cual se usará como función nominal para el cálculo del controlador.

El rango de operación de caudal de alimentación es de 400 a 1100 L/h por módulo y el de temperatura de agua caliente en el canal de evaporación de 60 a 80 °C Andrés-Mañás et al. (2025). Como la planta opera con cinco de los diez módulos disponibles, el rango total de caudal está comprendido entre 2000 y 5500 L/h. No obstante, se ha observado que la planta no opera adecuadamente por debajo de los 4000 L/h debido a que las bombas se encuentran sobredimensionadas para una configuración de cinco módulos. Por tanto, se ha acotado el rango total de operación desde los 4000 hasta los 5500 L/h (800 - 1100 L/h por módulo). En la Tabla 1 se presentan los procedimientos de ensayo para obtener los valores de las funciones de transferencia $G(s)$, efectuando cambios de escalón tanto de subida como de bajada dentro del rango de operación.

Tabla 1: Trenes de escalones realizados en la planta V-AGMD para caracterizar las dinámicas de los caudales en el canal de refrigeración $G_1(s)$, en el de evaporación $G_2(s)$, y la temperatura de entrada a los canales de evaporación $G_4(s)$. P1-OP, P2-OP y V2-OP corresponden a la frecuencia de operación de las respectivas bombas y la apertura de la válvula del intercambiador de calor.

$G(s)$	P1-OP y P2-OP [%]	V2-OP [%]	Δ_u [%]
1 y 2	De 40 a 55	0	± 5
4	4500 [L/h] 5000 [L/h]	De 80 a 100 De 80 a 100	± 10 ± 10

En el caso de los caudales, la respuesta del sistema depende directamente de la operación de las bombas, por lo que se aplican una serie de saltos del 5 % en torno al punto de operación. Para el caso de la dinámica de temperatura, el procedimiento es algo más complejo al incluir tanto el caudal como la actuación de la válvula del intercambiador de calor. Se realizan una serie de saltos del 10 % entre el 80 % y el 100 % de la válvula, para dos puntos de operación intermedios de la planta: 4500 y 5000 L/h, en los que ambos controladores de caudal funcionan en lazo cerrado. El rango de actuación de la válvula indicado en la Tabla 1 puede variar dependiendo de la temperatura disponible en los depósitos al realizar el ensayo.

Por último, el cumplimiento de las especificaciones de control y el desempeño de los controladores se evaluarán respectivamente mediante la constante de tiempo en lazo cerrado

y el error absoluto integral (IAE, del inglés *Integral of Absolute Error*), mostrado en la Ecuación (3) para un cierto período de tiempo T , utilizándose este último como métrica de referencia para la comparación con futuras estrategias de control:

$$\text{IAE} = \int_0^T |e(t)| dt. \quad (3)$$

3. Resultados

3.1. Ensayos de lazo abierto

En la Figura 3 se muestra un ensayo de caudal en lazo abierto para las frecuencias de operación de las respectivas bombas, según los escalones establecidos en la Tabla 1.

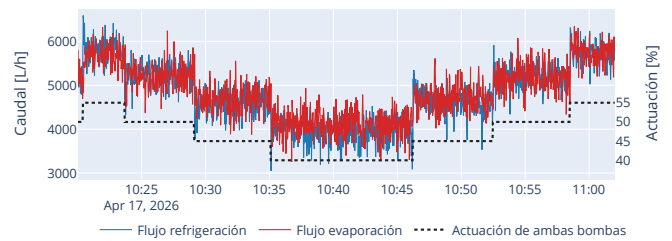


Figura 3: Respuesta de los caudales del sistema en lazo abierto.

Ambas bombas presentan dinámicas bastante similares, por lo que se ha considerado definir sus funciones de transferencia con los mismos valores. Las diferencias observadas en los ensayos en lazo abierto son fruto de las presiones internas del circuito, en las que también repercuten el nivel de agua de los tanques y las condiciones de los módulos.

Para la respuesta de temperatura del flujo de evaporación frente a cambios de apertura de la válvula, se presentan los ensayos realizados a 5000 y 4500 L/h de caudal en la Figura 4.

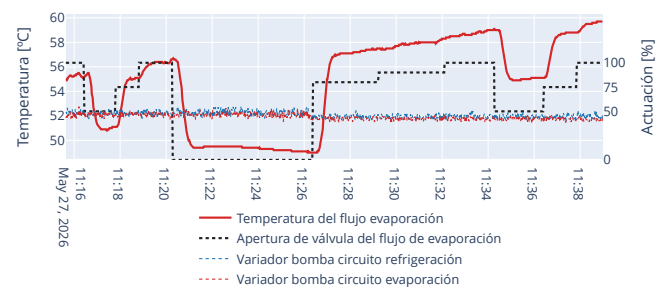


Figura 4: Respuesta de la temperatura del flujo de evaporación en lazo abierto para caudales de 5000 y 4500 L/h.

El aumento progresivo de temperatura que se puede apreciar en la Figura 4 se debe a que, durante el ensayo, se cargaban los depósitos con el campo solar, repercutiendo en la temperatura disponible en el intercambiador de calor. En este caso, para obtener una función de transferencia de primer orden se ha hecho uso del *System Identification Toolbox* de Matlab, utilizando los escalones de caudal de 5000 L/h para definir el modelo y los escalones de 4500 L/h como datos de validación. Se ha logrado obtener una función de transferencia con un 72 % de ajuste debido a la no linealidad de la válvula.

Finalmente, en la Tabla 2 se muestran las funciones de transferencia $G(s)$ obtenidas de la planta V-AGMD a partir de los ensayos realizados en lazo abierto.

Tabla 2: Funciones de transferencia $G(s)$ de los caudales del flujo frío, FFR_1 , del flujo caliente, FFR_2 y de la temperatura del flujo caliente, TEI. P_{1-OP} , P_{2-OP} y V_{2-OP} corresponden a los porcentajes de funcionamiento de las respectivas bombas y la válvula del intercambiador de calor.

$G(s)$	$Y(s)$	$U(s)$	k	τ
$G_1(s)$	FFR_1	P_{1-OP}	120 [L/h %]	2 [s]
$G_2(s)$	FFR_2	P_{2-OP}	120 [L/h %]	2 [s]
$G_4(s)$	TEI	V_{2-OP}	0.1 [°C/ %]	20 [s]

3.2. Implementación de controladores en el PLC

Los controladores se han implementado en el PLC como *tasks* utilizando el software *Machine Expert* de Schneider Electric. El código del bloque PID de los controladores integrados en la planta sigue la estructura presentada en el Código 1, cuyos parámetros se detallan en la Tabla 3. Dado que los detalles de implementación suelen ocultarse en aplicaciones industriales reales (Sundström et al., 2026), se ha considerado de interés incluirlos para facilitar la reproducibilidad.

```

y := FIC1_1;
sp := FIC11_SP;

(* Filtro *)
a := Dt / (Tf + 0.5 * Dt);
xf1 := xf1 + a * (y - xf1);
y := xf1;

(* Derivadas *)
dr := (r - xr) / Dt;
dy := (y - xy) / Dt;

(* Rate limit dinamico *)
umin := MAX(minlim, xus + Dt * dumin);
umax := MIN(maxlim, xus + Dt * dumax);

(* Modo MANUAL *)
IF NOT AUTO_PUMPS THEN
  u := V110;
ELSIF ki = 0.0 THEN
  (* Sin integral *)
  u := kp * (r - y) + kd * (c * dr - dy) + uff;
ELSE
  (* Incremental *)
  d_r := r - xr;
  d_y := y - xy;

  d_dr := dr - xdr;
  d_dy := dy - xdy;

  du_p := kp * (b * d_r - d_y);
  du_i := ki * Dt * (r - y);
  du_d := kd * (c * d_dr - d_dy);
  du_ff := uff - xuff;

  u := xu + du_p + du_i + du_d + du_ff;

  (* Saturacion interna *)
  IF u > umax THEN
    us := umax;
  ELSIF u < umin THEN
    us := umin;
  ELSE
    us := u;
  END_IF;

  (* Anti-windup *)
  u := u - Dt / Tt * (u - us);
END_IF;

(* Guardar estado *)
xu := u;

(* Saturacion final *)
IF u > umax THEN
  u := umax;
ELSIF u < umin THEN
  u := umin;
END_IF;

xus := u;

```

```

(* Actualizar memoria *)
xr := r;
xy := y;
xdr := dr;
xdy := dy;
xuff := uff;

```

```

(* Escribir dato solo en modo automatico *)
IF AUTO_PUMPS THEN
  V110 := xus;
END_IF;

```

Código 1: Controlador de la bomba del caudal de refrigeración implementada en el PLC de la V-AGMD (desarrollado a partir de Sundström et al. (2026))

Tabla 3: Parámetros utilizados en el código de los controladores PID.

Parámetros	Descripción
kp, ki, kd	Parámetros del controlador
b, c	Pesos de los términos du_p y du_d
Dt, Tt	Intervalo de ejecución y constante de tiempo del mecanismo <i>anti-windup</i>
minlim, maxlim	Límites de saturación del actuador
dumin, dumax	Límites de salto del actuador
Tf, xf1, a	Constante de tiempo y parámetros discretos del filtro

Con las funciones de transferencia presentadas en la Tabla 2, se han definido los parámetros del bloque PID, teniendo en cuenta que los indicados en la Tabla 3 corresponden a una configuración en paralelo. Se ha impuesto una constante de tiempo en lazo cerrado igual a la constante en el lazo abierto y el tiempo de muestreo se ha considerado 20 veces menor a dicha constante de tiempo. Con respecto a los parámetros del mecanismo *anti-windup* y del filtro colocado a la salida del sistema, se han establecido $Tt = \sqrt{T_i}$ y $Tf = \tau/5$, respectivamente. Los valores resultantes se muestran en la Tabla 4.

Tabla 4: Valores de los parámetros de cada bloque PID implementado en la planta V-AGMD: caudales del canal de refrigeración $C_1(s)$, del canal de evaporación $C_2(s)$ y la temperatura del canal de evaporación $C_4(s)$.

Parámetros*	$C_1(s)$ y $C_2(s)$	$C_4(s)$
kp	0.0083 [% h/L]	10 [%/°C]
ki	0.0042 [% h/Ls]	0.5 [%/°Cs]
Dt	0.1 [s]	1.0 [s]
Tt	1.414 [s]	0.224 [s]
{minlim, maxlim}	{35, 55} [%]	{0, 100} [%]
{dumin, dumax}	{-5, 5} [%]	Sin limitador
Tf	0.4 [s]	Sin filtro

* Parámetros no especificados tienen valor 0, excepto b y c que presentan valor 1.

3.3. Ensayo de lazo cerrado de caudal

En la Figura 5 se muestra la respuesta del sistema frente a cambios de caudal en lazo cerrado.

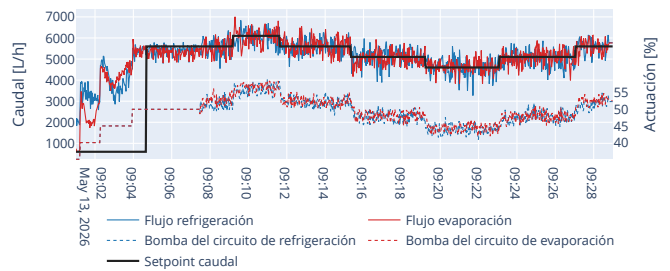


Figura 5: Respuesta de los caudales del sistema en lazo cerrado.

Las consignas establecidas en ambas bombas son las mismas, cumpliendo con las condiciones de operación de la planta. A la vista de la respuesta del sistema frente a los cambios de consigna, se puede afirmar que el control ayuda a mantener el caudal en torno al punto deseado dentro del rango de operación de la planta, además de corregir descompensaciones entre ambos caudales. El IAE promedio entre los escalones presentados es de $1.4 \cdot 10^4$ sL/h. Por último, se cumple con la especificación de diseño del controlador al presentar constantes de tiempo de lazo cerrado de 1.7 a 2.2 segundos.

3.4. Lazo cerrado de la temperatura del agua del circuito de evaporación

La Figura 6 presenta el ensayo de temperatura del agua del circuito de evaporación en lazo cerrado, para un caudal constante de 4500 L/h.

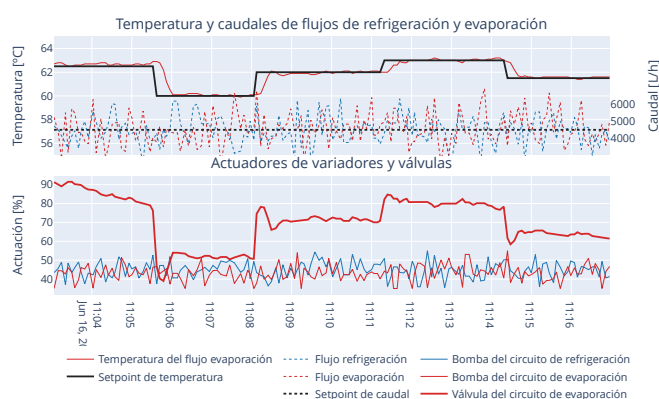


Figura 6: Respuesta de la temperatura del sistema en lazo cerrado.

El bloque PID logra mantener la temperatura en las consignas establecidas, con un IAE promedio de 7.6 s°C. Además, las especificaciones de diseño del controlador se cumplen al presentar una constante de tiempo promedio de lazo cerrado de 21 segundos según los escalones evaluados.

4. Conclusiones

En este trabajo se han implementado y validado experimentalmente tres controladores PID en el PLC de una planta de desalación solar térmica mediante V-AGMD, ubicada en las instalaciones del proyecto Agroconnect en IFAPA, centro de investigación anexo a la Universidad de Almería. Los bloques PID incluyen límites de saturación y de salto en los actuadores, mecanismo *anti-windup* y filtros de primer orden en la entrada, mejorando la calidad del control de variables clave del proceso, como son la temperatura de entrada de evaporación y los caudales de alimentación. Esto va a permitir la operación completa de la planta y planear márgenes de mejora posterior utilizando estrategias de control más avanzadas, como el control predictivo o por aprendizaje reforzado.

Agradecimientos

Esta publicación es parte del proyecto de I+D+i PID2023-150739OB-I00, financiado por MCIN/AEI/10.13039/501100011033/ y “FEDER Una manera de hacer Europa”, y del proyecto de I+D+i

PID2023-152898OA-I00, financiado por el MCIN. El trabajo también ha sido financiado por el Proyecto de Fortalecimiento de Grupos de Investigación (código P_FORT_GRUPOS_2023/14 - Universidad de Almería), financiado por la Secretaría General de Investigación e Innovación de la Consejería de Universidad, Investigación e Innovación de la Junta de Andalucía, en el marco del Programa Operativo FEDER Andalucía 2021-2027; y parcialmente por el Programa LIFE de la Unión Europea, bajo el acuerdo de subvención número LIFE23-ENV-ES-SALTEAU/101148475.

Referencias

- Ahmad, N., Baddour, R. E., 2014. A review of sources, effects, disposal methods, and regulations of brine into marine environments. *Ocean & coastal management* 87, 1–7.
- Andrés-Mañas, J. A., Requena, I., Zaragoza, G., 2022. Characterization of the use of vacuum enhancement in commercial pilot-scale air gap membrane distillation modules with different designs. *Desalination* 528, 115490.
- Andrés-Mañas, J. A., Ruiz-Aguirre, A., Acíen, F., Zaragoza, G., 2020. Performance increase of membrane distillation pilot scale modules operating in vacuum-enhanced air-gap configuration. *Desalination* 475, 114202.
- Andrés-Mañas, J., Gil, J. D., Sánchez-Molina, J., Berenguel, M., Zaragoza, G., 2025. Operation, control and assessment of a full-scale membrane distillation unit for treating desalination brine in the context of greenhouse production. *Journal of Cleaner Production* 503, 145186.
- Åström, K., Hägglund, T., 2006. *Advanced PID Control*. ISA - The Instrumentation, Systems and Automation Society.
- Fane, A. T., 2018. A grand challenge for membrane desalination: More water, less carbon. *Desalination* 426, 155–163.
- 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., 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.
- Lienhard, J. H., Thiel, G. P., Warsinger, D. M., Banchik, L. D., 2016. Low carbon desalination: status and research, development, and demonstration needs, report of a workshop conducted at the massachusetts institute of technology in association with the global clean water desalination alliance.
- Morgante, C., Herrero-Gonzalez, M., Lopez, J., Imholze, J., Boffa, V., Ibañez, R., Cortina, J., 2026. A global outlook of the desalination industry and state-of-the-art technologies for brine valorisation. *Desalination* 621, 119718.
- Poyatos-Bakker, A.-R., Roa, A., Roca, L., Ardila, P., Gil, J. D., 09 2025. Scada basado en software abierto para planta demostrativa de desalación. *Jornadas de Automática*.
- Qasim, M., Badrelzaman, M., Darwish, N. N., Darwish, N. A., Hilal, N., 2019. Reverse osmosis desalination: A state-of-the-art review. *Desalination* 459, 59–104.
- Sánchez, P. S., Vergel, J. D. G., Mañas, J. A. A., Zaragoza, G., Molina, J. A. S., Berenguel, M., 2024. Puesta en funcionamiento, control regulatorio y modelado de métricas de rendimiento de un sistema de destilación por membranas a escala comercial. *Jornadas de Automática* (45).
- Sundström, E., Bauer, M., Guzmán, J. L., Hägglund, T., Soltesz, K., 2026. A practical guide to pid controller implementation.
- Swaminathan, J., et al., 2018. Design and operation of membrane distillation with feed recirculation for high recovery brine concentration. *Desalination* 445, 51–62.
- Tong, T., Elimelech, M., 2016. The global rise of zero liquid discharge for wastewater management: drivers, technologies, and future directions. *Environmental science & technology* 50 (13), 6846–6855.
- Viader, G., Casal, O., Lefevre, 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.