

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DEL PERÚ
ESCUELA DE POSGRADO



**DISEÑO DE CONTROLADORES PID AVANZADO PARA EL
CONTROL ROBUSTO DE UNA UNIDAD DE ÓSMOSIS
INVERSA DE UNA PLANTA DESALINIZADORA DE AGUA
DE MAR**


Tesis para optar por el grado de

Magíster en Ingeniería de Control y Automatización

Autora: Diana Elizabeth Rojas Carbajal

Asesor de tesis: D.Sc Raúl Rivas Pérez

Lima – Perú
2016



Dedico esta tesis a mis padres Arturo y Elizabeth, por el gran ejemplo a seguir que son para mí, a mi hermano Paúl por demostrarme que se puede ser multifacético y a César por su apoyo incondicional.

AGRADECIMIENTOS

Mi más profundo agradecimiento y respeto a mis profesores de la maestría en Ingeniería de Control y Automatización por las enseñanzas brindadas. En especial al Dr. Raúl Rivas por su comprensión, dedicación, ejemplo y apoyo, que han sobrepasado, con mucho, las expectativas que deposité en su persona.

RESUMEN

Partiendo de la problemática que implica el incremento significativo de la demanda de agua potable en los últimos años, así como su inminente escasez debido a las reservas limitadas de agua dulce, se plantea el aprovechamiento de las reservas de agua salada a través del proceso de desalinización mediante ósmosis inversa.

El presente trabajo tiene como propósito establecer las bases para el desarrollo de un sistema de control y su implementación en una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar. Se requiere de un control efectivo de dichas plantas para producir agua potable en la cantidad y calidad requerida, por lo cual es necesario utilizar técnicas adecuadas de control.

Dentro de este contexto se plantea una solución desde el punto de vista de la Ingeniería de Control y Automatización, desarrollando controladores PID avanzado basados en el método MIGO para el control robusto de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa.

Para alcanzar éste propósito se realizó una revisión del estado de arte de los controladores PID y de los sistemas de control de plantas de ósmosis inversa. Después de analizar dichos sistemas de control y debido a que los controladores convencionales no ofrecen un control efectivo, se propone el desarrollo de un controlador PID avanzado mediante el método MIGO para su aplicación en una unidad de ósmosis inversa. Para ello se estudiaron modelos matemáticos que caractericen el comportamiento dinámico de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa y luego se procedió al diseño de los controladores PID avanzado.

Se diseñaron los controladores PID avanzado basados en el método MIGO luego de haber realizado el desacoplamiento de una unidad de ósmosis. Se simuló el sistema de control con el PID-MIGO en Matlab/Simulink, bajo diferentes condiciones de operación nominal, en presencia de perturbaciones y de señales ruidosas, obteniendo buenos resultados de control y robustez, superando a los controladores PID convencionales. Finalmente se realizó una propuesta de implementación práctica del sistema de control desarrollado, basada en la aplicación de un PLC, una PC y un cliente/servidor OPC.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN.....	1
CAPITULO 1. ESTADO DEL ARTE DE LOS SISTEMAS DE CONTROL DE LAS UNIDADES DE OSMOSIS INVERSA DE LAS PLANTAS DESALINIZADORAS DE AGUA DE MAR.....	4
1.1 Introducción.....	4
1.2 Estado del arte de los controladores PID.....	5
1.2.1 Control PID.....	5
1.2.2 Desarrollo histórico de los controladores PID.....	6
1.3 Estado del arte de los sistemas de control de plantas de ósmosis inversa...8	
1.4 Objetivos de la tesis.....	14
CAPITULO 2. IDENTIFICACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DINÁMICO DE UNA UNIDAD DE ÓSMOSIS INVERSA.....	15
2.1 Introducción.....	15
2.2 Descripción del principio de funcionamiento de una planta desalinizadora de agua de mar.....	15
2.3 Caracterización del comportamiento dinámico de las unidades de Ósmosis Inversa.....	18
2.4 Identificación del comportamiento dinámico de las variables críticas de una unidad de Ósmosis Inversa.....	20
2.4.1 Introducción.....	20
2.4.2 Metodología de Identificación.....	20
2.4.3 Planificación experimental e identificación.....	22
2.4.3.1 Introducción.....	22
2.4.3.2 Experimento para obtener la curva estática.....	23
2.4.3.3 Experimento con señal escalón.....	25
2.4.4 Selección de la estructura del modelo.....	27
2.4.5 Formulación del criterio.....	27
2.4.6 Estimación de parámetros.....	27
2.5 Validación del modelo obtenido.....	28
2.6 Conclusiones parciales.....	33

CAPITULO 3. DISEÑO DE LOS CONTROLADORES PID AVANZADO DE LAS VARIABLES CRÍTICAS DE LA UNIDAD DE ÓSMOSIS INVERSA.....	34
3.1 Introducción.....	34
3.2 Fundamentación de la ley de control a utilizar.....	34
3.3 Conceptos sobre controladores PID avanzado.....	35
3.3.1 Descripción.....	35
3.3.2 Sensibilidad.....	35
3.3.3 Robustez.....	38
3.3.4 Región de robustez	40
3.3.5 Método MIGO.....	43
3.4 Diseño de los controladores PID avanzado para el control de las variables críticas de la planta objeto de estudio.....	46
3.4.1 Modelo matemático estudiado.....	46
3.4.2 Desacople perfecto de una unidad de ósmosis inversa.....	46
3.4.3 Diseño de los controladores PID avanzado para el control de la unidad de ósmosis inversa	49
3.4.3.1 Sistema de control de la planta.....	49
3.4.3.2 Diseño del controlador PID avanzado para el lazo G_{p11}	50
3.4.3.3 Diseño del controlador PID avanzado para el lazo G_{p22}	52
3.5 Resultados de simulación del sistema de control con el PID-MIGO bajo condiciones de operación nominal de la unidad de ósmosis inversa.....	53
3.5.1 Resultados de simulación del lazo de control G_{p11}	53
3.5.2 Resultados de simulación del lazo de control G_{p22}	54
3.6 Conclusiones parciales.....	56
CAPITULO 4. ANÁLISIS DE ROBUSTEZ Y PROPUESTA DE IMPLEMENTACIÓN PRÁCTICA DE LOS CONTROLADORES DISEÑADOS.....	57
4.1 Introducción.....	57
4.2 Especificaciones de los escenarios de operación y de los criterios de robustez.....	57
4.2.1 Escenarios de operación.....	57
4.2.2 Criterios de robustez.....	57

4.3 Análisis de robustez de los controladores diseñados bajo diferentes escenarios de operación.....	59
4.3.1 Lazo de control G_{p11}	59
4.3.2 Lazo de control G_{p22}	66
4.4 Resultados comparativos de los controladores PID-MIGO vs. PID convencionales.....	73
4.4.1 Introducción.....	73
4.4.2 Lazo de control G_{p11}	73
4.4.3 Lazo de control G_{p22}	77
4.5 Análisis de resultados.....	80
4.6 Propuesta de implementación práctica del sistema de control desarrollado.....	81
4.6.1 Selección de instrumentos.....	82
4.6.2 Propuesta de implementación del control desarrollado.....	84
4.7 Conclusiones parciales	85
CONCLUSIONES GENERALES.....	86
RECOMENDACIONES.....	87
BIBLIOGRAFÍA.....	88
ANEXOS.....	95

INTRODUCCIÓN

En la actualidad, la demanda de agua potable a nivel mundial se ha acrecentado significativamente, debido principalmente al aumento demográfico, así como al incremento de la producción agrícola e industrial (Prakash, 2004; Rivas-Perez et al., 2014a). Conscientes de que las reservas de agua dulce son limitadas y que su disponibilidad se está convirtiendo cada vez más en una problemática de extrema importancia, se requiere disponer de grandes volúmenes de agua aptos para el consumo humano, así como para uso agrícola e industrial (Rivas-Perez et al., 2014b). Dentro de este contexto y teniendo en cuenta las grandes reservas de agua de mar, el proceso de desalinización mediante ósmosis inversa, se muestra como una alternativa viable para la obtención de grandes volúmenes de agua potable.

Las unidades de ósmosis inversa representan el centro neurálgico de las plantas desalinizadoras de agua de mar, debido a que el proceso de desalinización de agua de mar se desarrolla en estas unidades.

Usualmente, las unidades de ósmosis inversa de las plantas desalinizadoras de agua de mar cuentan con varios controladores PID convencionales para el control de las variables críticas de esta clase de proceso (Gambier, 2011). Las razones de la aplicación de este tipo de estrategia de control se debe a la simplicidad y fácil sintonía de los PID (Astrom and Hagglund, 2009; Rivas-Perez et al., 2000). Sin embargo, dichos controladores habitualmente no se encuentran sintonizados de forma óptima y por consiguiente no ofrecen un control efectivo de las variables críticas de las unidades de ósmosis inversa, debido al complejo comportamiento dinámico que presentan los procesos involucrados.

Por lo general, el comportamiento dinámico de variables críticas de las unidades de ósmosis inversa se caracteriza por presentar parámetros dinámicos variantes en el tiempo, lo cual implica que los controladores PID convencionales no sean suficientes para el control de esta clase de procesos (Rivas-Perez et al., 1998). Ello implica la formación de incrustaciones y de ensuciamientos en las membranas, que originan la pérdida de eficiencia de las unidades de ósmosis inversa, obteniéndose como resultado agua desalinizada de calidad inconsistente (Rathore, 2013).

Por tal motivo, se ha desarrollado un gran número de investigaciones encaminadas al diseño de controladores avanzados que persiguen resolver las insuficiencias de los controladores convencionales, entre los que se destacan: controladores predictivos basados en modelos (CPBM), controladores adaptativos, controladores inteligentes, controladores de orden fraccional, predictor de Smith modificado, etc. (Benitez-Gonzalez et al., 2015, 2009; Castillo-Garcia et al., 2013a; Feliu-Batlle et al., 2014, 2013; Kao et al., 1989; Perez-Zuñiga et al., 2009; Rodriguez-Vazquez et al., 2011, 2008a; Salcedo-Hernandez et al., 2010; etc.).

Entre las principales desventajas de los controladores mencionados se encuentran: mayor complejidad matemática, requerimientos de elevada potencia de cálculo y de avezada experiencia de los operadores para ajustar el

controlador y realizar los cambios necesarios cuando varían las condiciones de operación del proceso (Abbas, 2005).

Los controladores robustos constituyen una alternativa viable de control efectivo de las unidades de ósmosis inversa, caracterizadas por presentar parámetros dinámicos variantes en el tiempo. Estos controladores se distinguen por presentar una baja sensibilidad frente a las dinámicas inciertas de las plantas a controlar (Rivas-Perez et al., 2014c).

Entre los controladores robustos disponibles se encuentra el controlador PID avanzado diseñado mediante el método MIGO (M constrained Integral Gain Optimization), el cual se caracteriza por optimizar la ganancia integral del controlador (K_i) e imponer una restricción en la sensibilidad máxima (Astrom and Hagglund, 2009). A partir de los parámetros óptimos se determinan las ecuaciones para la sintonía robusta del controlador PID estándar de dos grados de libertad (Vilanova et al., 2011).

En este trabajo se parte de la hipótesis de que es posible realizar un control robusto de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar mediante el desarrollo de controladores PID avanzado diseñados mediante el método MIGO.

El presente trabajo tiene como objetivo general el desarrollo de controladores PID avanzado basados en el método MIGO, para el control robusto de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar, que posibilite obtener agua desalinizada de calidad consistente en correspondencia con los estándares internacionales establecidos.

Los objetivos específicos de este trabajo son los siguientes:

1. Estudiar los modelos matemáticos que caractericen el comportamiento dinámico de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar.
2. Desarrollar controladores PID avanzado basados en el método MIGO, para el control robusto de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar.
3. Realizar un análisis comparativo de robustez de los controladores diseñados, bajo diferentes escenarios de operación.
4. Desarrollar una propuesta de implementación práctica de los controladores PID avanzado diseñados.

A fin de alcanzar los objetivos planteados, en la presente tesis se realizaron trabajos que se describen a continuación:

En el capítulo 1 se desarrolla el estado de arte de los controladores PID, donde se incluyó el desarrollo histórico de los mismos. También se desarrolló el estado del arte de los sistemas de control de plantas de ósmosis inversa, donde se

detallan las técnicas de control más usadas y el análisis de robustez que se realiza en las investigaciones desarrolladas.

En el capítulo 2 se describe el proceso de ósmosis inversa, así como el funcionamiento de una planta desalinizadora de agua de mar. También se obtiene un modelo matemático que describe el comportamiento dinámico de la unidad de ósmosis inversa objeto de estudio, ello se realizó haciendo uso de la técnica de identificación de sistemas, donde se incluye la validación del modelo.

En el capítulo 3 se realiza la fundamentación de la ley de control a utilizar, también se detalló los conceptos relacionados con el control PID avanzado y el algoritmo del método MIGO. Además se desarrolló el desacoplamiento de una unidad de ósmosis inversa y el diseño de los controladores PID avanzado basados en el método MIGO. Finalmente se simuló el sistema de control con el PID-MIGO bajo diferentes condiciones de operación nominal.

En el capítulo 4 se realizan diferentes pruebas en las cuales se realizaron variaciones en la referencia, perturbaciones, cambios en los parámetros el proceso, etc., ello con la finalidad de calcular los índices de desempeño del sistema de control en cada caso. También se realizaron análisis comparativos de los controladores diseñados vs. controladores convencionales. Finalmente se realizó una propuesta de implementación práctica del sistema de control desarrollado, donde se seleccionan los instrumentos para la medición del flujo y la conductividad del permeado; asimismo, se detalla el mecanismo de comunicación a utilizar.

CAPITULO 1. ESTADO DEL ARTE DE LOS SISTEMAS DE CONTROL DE LAS UNIDADES DE OSMOSIS INVERSA DE LAS PLANTAS DESALINIZADORAS DE AGUA DE MAR

1.1 Introducción

Actualmente, a nivel mundial se ha incrementado significativamente la demanda de agua potable tanto para el consumo humano como para uso agrícola e industrial (Calderon-Valdez et al., 2015; Feliu-Batlle et al., 2011; Prakash, 2004; Rivas-Perez, 1990). La carencia de agua potable representa para muchos países uno de los factores limitantes más severos para lograr un desarrollo sostenible (Castillo-Garcia et al., 2013b, 2011; Feliu-Batlle et al., 2008; Linares et al., 2008; Pedregal et al., 2009; Rivas-Perez, 1984).

Por otra parte, la escasez de agua está interactuando con otro problema no menos preocupante: el del deterioro del medio ambiente (Rivas-Perez et al., 2014a, 2014b, 2011; Sanchez-Rodriguez et al., 2007). Este deterioro afecta no sólo la calidad del agua, sino también los cambios en los regímenes de precipitación y escorrentía, como consecuencia del calentamiento global de la atmósfera, originando en algunas regiones una sensible disminución de sus recursos hidráulicos (Castillo-Garcia et al., 2008; Rivas-Perez et al., 2008a, 2008b).

De acuerdo al Reporte del Desarrollo del Agua en el Mundo en los próximos 15 años habrá un aumento en la demanda de agua del 55%, pero los recursos disponibles sólo cubrirán el 60% de las necesidades. En este reporte además se señala que el cambio climático, el crecimiento poblacional y la prioridad de desarrollo económico sobre la sostenibilidad han contribuido a la escasez de agua.

Perú está considerado como uno de los países de sudamericanos que presenta mayor escasez de agua y que padece de estrés hídrico, situación que se reconoce cuando la demanda del líquido en una región es mayor que la disponible en un periodo de tiempo determinado (Rivas-Perez et al., 2003).

Por otro lado, el agua potable resulta imprescindible para la producción de energía eléctrica en las plantas termoeléctricas mediante la generación de vapor de agua (Rivas-Perez, 2011; Rodriguez-Vazquez et al., 2007). Por lo que el déficit de agua potable afecta además a la generación de energía eléctrica, lo cual tiene una incidencia directa en el crecimiento económico y social de cualquier país (Rivas-Perez et al., 1994).

Debido a la tendencia creciente que presenta el déficit de agua potable, una alternativa de solución de este complejo problema consiste en la desalinización de agua de mar (Moncada-Valerio, 2012; Rivas-Perez et al., 2014d). La ósmosis inversa representa a una de las técnicas más rentable para la desalinización de agua de mar.

Actualmente en Perú ya vienen funcionando plantas desalinizadoras de agua de mar que pertenecen a empresas privadas, principalmente en el sector minero y se espera que en los próximos años se extiendan al sector doméstico. Uno de los proyectos más importante que se realizará en el país es el Proyecto Provisur: Desalación de agua de mar como alternativa de fuente de abastecimiento de agua para Lima (Sedapal, 2014).

El incremento de la eficiencia de las plantas desalinizadoras de agua de mar mediante ósmosis inversa, se encuentra ligado con la búsqueda de estrategias de control efectivo de las variables críticas de estas plantas, lo cual sin lugar a dudas constituye un tema abierto e importante de investigación científica.

En la presente tesis se tiene como referencia las investigaciones previas realizadas por diferentes autores sobre el control de las variables críticas de las unidades de ósmosis inversa de las planta desalinizadoras de agua de mar, las cuales brindan las bases para efectuar las comparaciones requeridas y demostrar la eficacia de los controladores que se diseñan en este trabajo.

1.2 Estado del arte de los controladores PID

1.2.1 Control PID

El controlador PID (Proporcional-Integral-Derivativo) es el algoritmo de control más común y una implementación simple de la idea de realimentación, donde la acción de control es una suma de tres términos: el término P (proporcional al error), el término I (proporcional a la integral del error) y el término D (proporcional a la derivada del error) (Astrom and Hagglund, 2009). Estos términos también representan el pasado mediante la acción integral del error (el término I), el presente (el término P) y el futuro por una extrapolación lineal del error (el término D), tal como se muestra en la Figura 1.1:

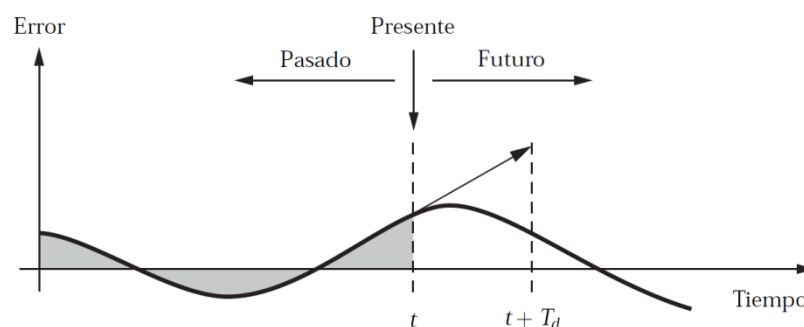


Figura 1.1. El controlador PID calcula la acción de control basándose en los errores de control pasados, presentes, y futuros. (Astrom et al., 2009)

Además, el PID tiene la capacidad de eliminar errores en estado estacionario mediante la acción integral, y puede anticipar el futuro con la acción derivativa. Matemáticamente el PID se representa por:

$$u(t) = K \left(e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau + T_d \frac{de(t)}{dt} \right), \quad (1.1)$$

donde u es la señal de control, e el error de control ($e = y_{sp} - y$), el término $e + T_d \frac{de}{dt}$ es una predicción lineal del error T_d unidades de tiempo en el futuro. Los parámetros del controlador son: la ganancia proporcional K , el tiempo integral T_i , y el tiempo derivativo T_d .

Los controladores PID, o incluso los controladores PI, son suficientes para resolver muchos problemas de control, particularmente cuando las dinámicas de los procesos son benignas y los requisitos de comportamiento son modestos.

El control PID se combina a menudo con cierta capacidad lógica, funciones secuenciales, selectores y bloques de funciones sencillos para construir así los sistemas de automatización utilizados en el control de procesos. Asimismo, el controlador PID se ha convertido en un banco de pruebas para muchas nuevas ideas en control.

1.2.2 Desarrollo histórico de los controladores PID

El controlador PID es la solución más común a los problemas prácticos de control y han sobrevivido a muchos cambios de tecnología, que van desde la neumática a los microprocesadores, pasando por los tubos de vacío, los transistores, y los circuitos integrados (Rivas-Perez et al., 1987).

Los primeros controladores fueron dispositivos mecánicos que utilizaban realimentación proporcional en forma de reguladores centrífugos, empleados para controlar la velocidad de los molinos de viento alrededor de 1750 y para el control de velocidad de máquinas de vapor en 1788. Posteriormente fue descubierta la acción integral. La forma actual del controlador PID emergió con los controladores neumáticos en los años 30 del siglo pasado, más específicamente en el periodo de 1915 a 1940.

Fue Elmer Sperry quien desarrolló el primer controlador real de tipo PID en 1911 y Nicolas Minorsky el que propuso el primer análisis teórico (aplicación) del mismo, en los sistemas de conducción automática de los buques de la marina estadounidense, donde consideró los efectos no lineales en un sistema de lazo cerrado (Flugge-Lotz, 1971).

Un avance importante fue la separación de las funciones de medida, control y actuación, además de la normalización de los tubos utilizados para transmitir la presión y los niveles de presión a 3-15 PSI, ya que ello implicó la posibilidad de combinar sensores, controladores y actuadores de diferentes fabricantes.

En los inicios de los años 50 la neumática fue reemplazada por la electrónica cuando apareció el amplificador operacional y ello propició a que se tuvieran disponibles las versiones electrónicas de los controladores PID. Las acciones de control ya mencionadas se obtuvieron mediante un computador analógico basado en amplificadores operacionales y la transmisión de señal se normalizó también en el rango de 4-20 mA, donde se representa el cero con una corriente no nula, lo cual era útil para realizar diagnósticos.

Cuando emergió el control de procesos basado en computador a comienzos de los años 60, el foco de interés estaba inicialmente en las funciones de control del nivel superior. Los controladores PID analógicos se utilizaban en el nivel de base y el computador suministraba los puntos de consigna a los controladores. Cuando se desarrollaron los sistemas, la atención se centró otra vez en el control PID donde muchos lazos PID se implementaban en un único computador, lo que se denominó control digital directo (DDC).

La aparición del microprocesador en los años 70 posibilitó usar el control digital e hizo que el cálculo digital estuviese disponible de forma muy barata para sistemas pequeños, lo cual tuvo un gran impacto sobre el controlador PID. Gradualmente y a partir de 1980, se añadieron las funciones de sintonía automática, planificación de ganancia, adaptación continua y diagnóstico. La capacidad de autosintonía tenía la desventaja que el usuario tenía que proporcionar al controlador con ciertas elecciones de diseño. Debido al aumento drástico en la potencia de cálculo, fue también posible emplear algoritmos de diseño que requieren más computación.

La sintonía y diseño de controladores PID se ha basado tradicionalmente en técnicas especiales. El control robusto fue un gran desarrollo de la teoría de control que maduró a finales de los 90, y que dio como resultado potentes métodos de diseño basados en la deformación robusta de la función de transferencia en lazo abierto.

En los últimos años ha habido esfuerzos para traer el control PID dentro de la corriente principal de la teoría de control, uno de ellos fue realizado en el año 2000 cuando la Federación Internacional de Control Automático (IFAC) preparó una reunión científica sobre el pasado, presente, y futuro del control PID. De igual forma se abordó la temática de los éxitos y fracasos del PID y la forma de determinar los límites de las actuaciones. Una selección de trabajos de esta reunión se publicó en un número especial de la revista Control Engineering Practice. En estos trabajos se resalta que el controlador PID sigue siendo un componente clave del control industrial y que, aunque su estructura actual difiera de los controladores PID analógicos, sus acciones básicas siguen siendo las mismas. También se señala que durante las dos últimas décadas, la renuencia general de los investigadores a utilizar controladores PID ha comenzado a desaparecer y que muchas de las nuevas capacidades de los controladores PID digitales han sido introducidas por la comunidad científica. Igualmente fue útil para aprender sobre la historia del control, ya que el origen y la evolución del control PID pueden proporcionarnos claves para nuevos diseños y desarrollos.

Hoy en día las realizaciones analógicas están volviendo a reaparecer en sistemas eléctricos micromecánicos (MEMS), y los controladores digitales se implementan también usando FPGA (field programmable gate arrays), que admiten períodos de muestreo muy cortos. Las FPGA significativamente difieren de los computadores digitales, ya que son altamente paralelas. Las funciones PID se encuentran en los automatismos programables que fueron originalmente diseñados para sustituir a los relés. Hay sistemas que contienen muchos controladores PID implementados en computadores, que van desde pequeños sistemas para unas pocas docenas de lazos a grandes sistemas distribuidos para control de procesos, en el cual más del 90% de los lazos de control son del tipo PID, aunque la mayoría de los lazos son realmente control PI porque la acción derivativa generalmente no es usada.

En conclusión, debido al gran número de controladores PID y a su uso extendido hay todavía beneficios significativos en mejorar la práctica del control PID.

1.3 Estado del arte de los sistemas de control de plantas de ósmosis inversa

Durante el proceso de desalinización de agua de mar mediante ósmosis inversa, el objetivo principal es producir una tasa constante de agua que permita satisfacer las demandas de agua y que además cuente con una pureza (calidad) aceptable, ya sea para consumo humano o para uso industrial. Sin embargo, se debe tener en cuenta que una planta de ósmosis inversa no está necesariamente diseñada para producir cantidades variables de agua, ya que la fluctuación en la cantidad de agua producida también cambia la calidad del agua (Robertson et al, 1996). Por ello, el control del proceso es una parte esencial de las plantas de desalinización, que se requiere que funcionen bajo condiciones óptimas de operación, aumentando la vida útil de la planta (previniendo la formación de incrustaciones en las membranas) y reduciendo el costo de producción (Alatiqi, 1999).

Para un adecuado desempeño de las plantas de ósmosis inversa se debe monitorear y controlar cinco parámetros del sistema, éstos son: temperatura y pH del alimentado; y flujo, conductividad y presión del permeado (Robertson et al, 1996). Además de estas variables, hay otras adicionales que necesitan ser monitoreadas o controladas, tales como la concentración de cloro, ya que puede tener efectos perjudiciales sobre las membranas (Alatiqi, 1999). La mayoría de las investigaciones no toman en cuenta la influencia de las variables adicionales ni discuten el efecto del cambio de temperatura. Por lo tanto, en la mayor parte de los estudios realizados, el flujo y la conductividad del permeado son considerados como variables controladas, mientras que el pH del y la presión del alimentado o la presión transmembrana (que atraviesa la membrana), son las variables manipuladas.

Se debe tomar en cuenta además que los parámetros dinámicos del modelo matemático de una planta desalinizadora de agua de mar pueden cambiar si se incrementa el pH del agua, que se traducirá en la formación de incrustaciones y la consecuente pérdida de eficiencia; también podría variar con la presencia de sólidos disueltos en el agua de alimentación, los cuales causan daños y ensuciamiento de la membrana (Rathore, 2013). Por lo tanto, las plantas desalinizadoras de agua de mar tienen parámetros dinámicos variantes en el tiempo; por ende se requiere del diseño de controladores que presenten un comportamiento robusto frente a estos escenarios de operación.

Un esquema simple de un sistema de control se muestra en la Figura 1.2, en la cual puede notarse que la perturbación externa afecta a la planta desalinizadora de agua de mar. Algunas perturbaciones son medidas por los sensores, que puede incluir a la temperatura, presión, caudal, pH, nivel o concentración. El sensor transmite su señal simultáneamente a la unidad de lectura, registrador de datos, un procesador y/o una alarma si es necesario. El procesamiento de una señal es una parte importante del sistema de control, donde la señal procesada es transmitida al controlador, el cual puede tomar medidas

correctivas, tales como la apertura/cierre de una válvula o la reducción/aumento de la velocidad de una bomba o unidad de bombeo. La acción correctiva debe derivar a la planta de nuevo al punto de ajuste (referencia) deseada. El proceso de corrección puede basarse en un solo lazo o en múltiples lazos de control entrada/salida. Además, se puede utilizar un sistema de supervisión basado en computadora para determinar la condición óptima de la planta y coordinar las acciones de varias unidades de control (Alatiqi, 1999).

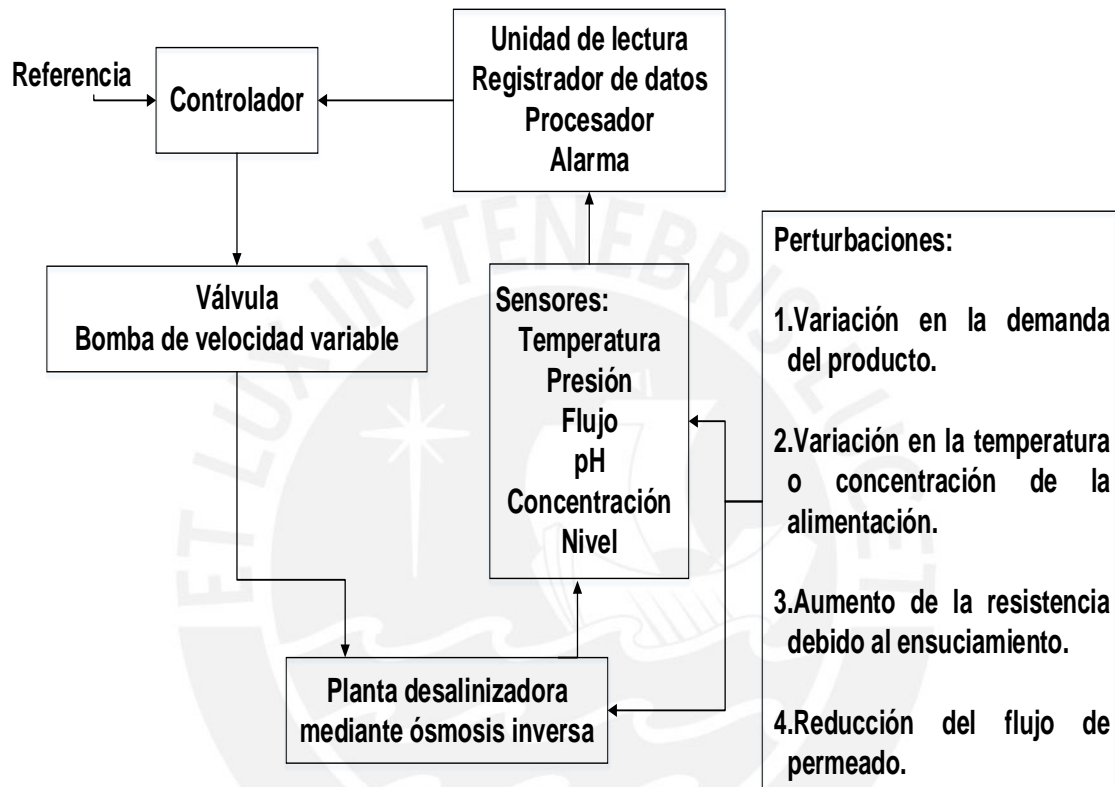


Figura 1.2. Elementos del sistema de control.

Un sistema de control incremental on/off fue propuesto por Mindler (1986), que es bastante simple y se adapta a la naturaleza de las plantas desalinizadoras de agua de mar mediante ósmosis inversa. En éste se debe tener un gran sistema de almacenamiento para satisfacer los aumentos repentinos de demanda y además el diseño debe basarse en el valor promedio de la demanda para evitar la secuencia frecuente on/off de los módulos de membrana.

El primer sistema de control multi-lazo para plantas desalinizadoras mediante ósmosis inversa fue propuesto por Alatiqi y colaboradores (Alatiqi et al., 1989). En este sistema se incluye un controlador de presión y dos controladores de pH, tal como se muestra en la Figura 1.3. El primer lazo de control es para el pH del alimentado, es de tipo cascada y se controla mediante la medición de pH en la alimentación y la conductividad de la corriente del permeado. El rango de operación para el pH del alimentado es especificado por el fabricante. Ese rango es necesario para evitar el incremento de la formación de incrustaciones que se produce debido a un pH alto o para prevenir los daños a la membrana debido a bajos valores de pH. El segundo lazo de control es el de la presión del alimentado

y es del tipo cascada, donde se mide la presión de la corriente del alimentado y el flujo de permeado simultáneamente y con esos datos se ajusta la válvula situada en la corriente de rechazo de salmuera.

Si el flujo de permeado cae por debajo de la referencia deseada, una señal es enviada a la válvula para cerrarla, lo que provoca el aumento de la presión del alimentado y por ende, un aumento en la fuerza impulsora para el permeado. La presión máxima del alimentado se especifica previamente por el fabricante de la membrana y es controlada por la presión del alimentado en la salida de la bomba. El último lazo de control es para el pH de la corriente del producto (Alatiqi, 1999).

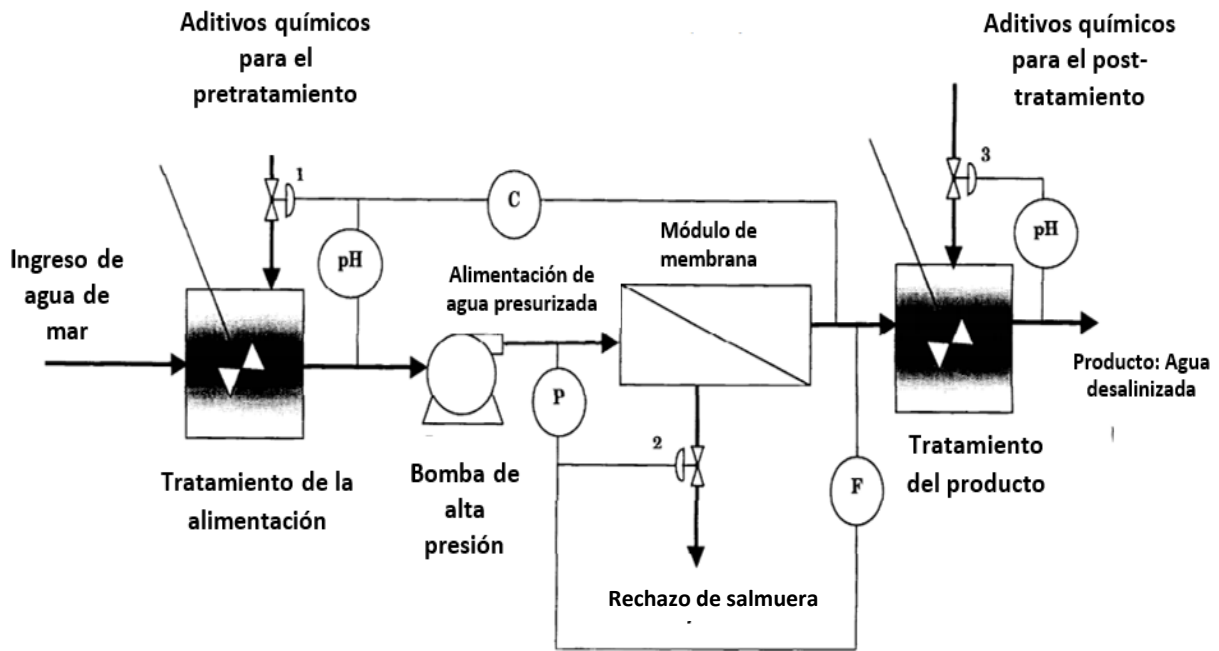


Figura 1.3. Lazos de control de un proceso de desalinización mediante ósmosis inversa. P: presión, F: Flujo, C: Conductividad.

Un mayor desarrollo en el control del proceso de desalinización mediante ósmosis inversa es presentada por Robertson et al. en 1996, el sistema de control estudiado y simulado está basado en el uso del algoritmo de control por matriz dinámica (Dynamic Matrix Control - DMC) y se realizó haciendo uso del modelo matemático de proceso desarrollado por y Alatiqi y colaboradores (Alatiqi et al., 1989) en el Instituto de Investigación Científica de Kuwait. El enfoque DMC tiene la capacidad de permitir que la planta opere con varios flujos de permeado sin afectar la operación general y en particular, la calidad del producto.

Las dos variables de salida consideradas fueron: el flujo y la conductividad eléctrica del producto como una medida de pureza del agua desalinizada. Con la selección de las constantes adecuadas para la sintonía, el enfoque DMC resulta ser más robusto que el control PI (Proporcional-Integral), basado en el criterio de desempeño integral del error cuadrado (ISE), que viene dado por la siguiente ecuación:

$$ISE = \int_0^{\infty} e(t)^2 dt \quad (1.2)$$

Para las simulaciones se consideró un cambio de consigna en el flujo de producción, ya que este tipo de cambio es el que ocurre con mayor probabilidad en una planta de ósmosis inversa. Para la misma magnitud de variación en la referencia del flujo, los resultados del ISE para el control de flujo entre los controladores PI y DMC, tienen el mismo orden de magnitud en todos los casos. Sin embargo, los resultados del ISE para el control de la conductividad fueron mejores usando el control DMC. El ISE para la conductividad utilizando el controlador PI es 1688,92 mientras que para el controlador DMC, con los parámetros de ajuste adecuados el ISE puede ser mucho menor que 1,0. Estos resultados indican que el funcionamiento de una planta de ósmosis inversa mejora con el control DMC.

También se desarrolló un sistema de control predictivo, con controlador DMC multivariable, de un bastidor de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar (Rivas-Perez et al., 2012). En esta investigación se obtiene un modelo matemático multivariable de la planta de desalinización de agua de mar, mediante la aplicación de las herramientas de identificación de sistemas. Luego se diseña un controlador DMC multivariable que se caracteriza por su sencillez, facilidades para introducir modificaciones (por ejemplo, restricciones) y bajo costo de implementación práctica. Se comparó el controlador DMC diseñado con un PID y las especificaciones de las respuestas temporales tienen las siguientes características para el control del caudal: el controlador DMC cuenta con menor sobreimpulso y tiempo de establecimiento; y para el control de la conductividad: el controlador DMC cuenta también con menor sobreimpulso y tiempo de establecimiento.

Asimismo, se han desarrollado controladores PID en los cuales la sintonización del mismo viene dado por diversos métodos. Una de estas investigaciones fue desarrollada por Kim y colaboradores (Kim et al., 2008), donde se describe la sintonización de un controlador PID basado en el método mejorado de un algoritmo genético. Para evaluar el desempeño de los controladores diseñados en base a algoritmos genéticos, se utilizan algunos índices de desempeño como funciones objetivo, entre las que se encuentran la media del error cuadrático (MSE), la integral del tiempo multiplicado por el error absoluto (ITAE), la Integral de la magnitud absoluta del error (IAE) y la integral del error cuadrado (ISE), que están dadas por:

$$MSE = \frac{1}{t} \int_0^{\tau} e(t)^2 dt \quad (1.3)$$

$$ITAE = \int_0^{\tau} t |e(t)| dt \quad (1.4)$$

$$ISE = \int_0^{\tau} e(t)^2 dt \quad (1.5)$$

$$ITSE = \int_0^{\tau} t e(t)^2 dt \quad (1.6)$$

Y para evaluar el desempeño de los controladores diseñados en base al método mejorado del algoritmo genético se utiliza la función objetivo, dada por la media de la raíz del error cuadrado, representada por:

$$RMSE = \frac{1}{t} \int_0^t \sqrt{e(t)^2} dt \quad (1.7)$$

Como parte del estudio se realizó la comparación entre el controlador PID sintonizado con un algoritmo genético (GA), otro sintonizado con un algoritmo genético mejorado (GAM) y finalmente con un controlador sintonizado por el método de Ziegler and Nichols (Z-N), obteniéndose los siguientes resultados: el menor tiempo de subida se consigue con el GA, luego con el GAM y finalmente con Z-N; el menor tiempo de establecimiento y el menor tiempo de sobreimpulso se obtienen con el GAM, luego con el GA y finalmente con Z-N.

Otra investigación fue desarrollada por Rathore y colaboradores (Rathore et al., 2013), donde se describe la sintonización de un controlador PID basado en el método de optimización de enjambre de partículas para su aplicación en una planta de ósmosis inversa. La optimización de enjambre de partículas (Particle Swarm Optimization - PSO) constituye un método potente para sintonizar controladores PID, en comparación con otras técnicas convencionales de optimización, ya que tiene algunas características avanzadas, tales como: fácil implementación, características estables, autosintonía y diseño flexible. En el trabajo realizado por Rathore y colaboradores se utiliza el modelo desarrollado por Alatiqi et al. (1989) en el Instituto de Investigación Científica de Kuwait. El algoritmo PSO se aplica para el control óptimo y sintonización de parámetros del controlador PID (K_p , K_i , K_d), usando la estructura desacoplada del sistema, tal y como se aprecia en la Figura 1.4.

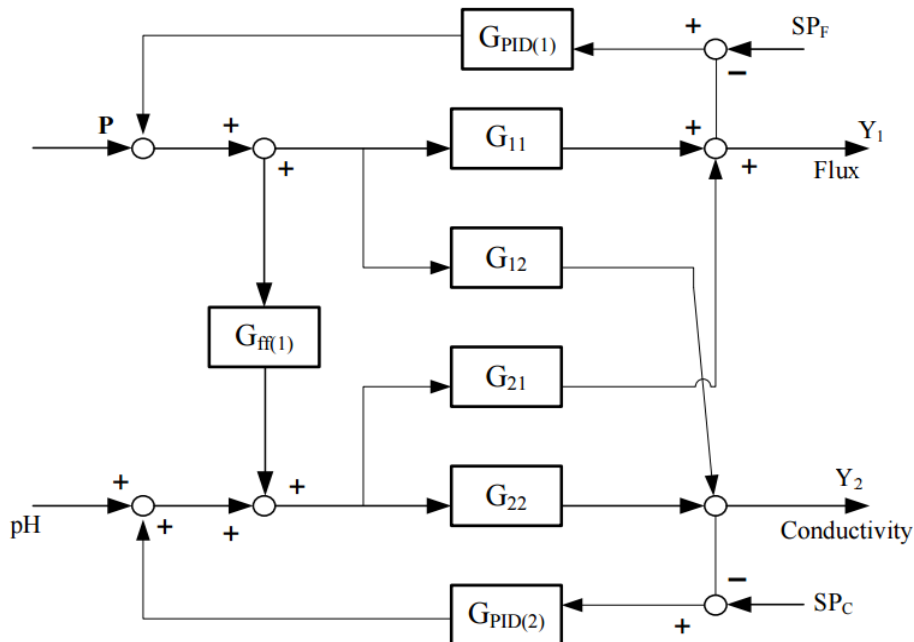


Figura 1.4. Estructura del sistema (planta de ósmosis inversa) totalmente desacoplada.

Los parámetros del controlador se ajustan para minimizar la función objetivo lo cual permite obtener una buena respuesta del sistema y a su vez minimizar el índice de rendimiento tomado. En esta investigación la función objetivo viene

dada por la integral de tiempo multiplicada por el error absoluto (ITAE), representada con la siguiente ecuación:

$$J_{ITAE} = \int_0^T t|e(t)|dt \quad (1.8)$$

En el trabajo se realizó la comparación entre PID sintonizados por el método de Ziegler- Nichols (Z-N) y los sintonizados por el método PSO, obteniéndose que para el control de flujo, el método PSO tiene un índice de rendimiento ITAE ligeramente más alto (0.03037 frente a 0.02884), con tiempo de subida y de establecimiento más bajos. Para el control de conductividad, el método PSO tiene un índice de rendimiento ITAE mucho menor (0.2430 frente a 0.9378), con tiempo de subida menor, con mayor tiempo de establecimiento y con menor sobreimpulso.

Por lo tanto, se demuestra la gran superioridad de la autosintonía PSO ante una autosintonía convencional (Z-N), basado en el índice de rendimiento ITAE, solo en el control de la conductividad, ya que en el control del flujo, los índices son similares.

La mayoría de los métodos descritos se caracterizan debido a que la robustez de los controladores se comprueba después del diseño, excepto aquellos métodos avanzados basados en la teoría H^∞ , los cuales requieren elevada carga matemática y un alto costo computacional.

Como se señaló previamente, las unidades de ósmosis inversa se caracterizan por presentar parámetros dinámicos variantes en el tiempo y por ende, para el control efectivo de este tipo de plantas, se requiere de controladores insensibles a estas variaciones; es decir, con comportamiento robusto. Debido a ello, en la presente tesis se desarrollará un método de diseño que garantice la robustez, incluyendo este parámetro dentro del diseño del controlador y que a su vez implique un menor costo computacional comparado con otros métodos avanzados de diseño. Dicho método será el ya mencionado MIGO.

Las condiciones de robustez para el control PID dan un conjunto de valores admisibles de los parámetros del controlador, los cuales conforman la región de robustez. Además, la atenuación de las perturbaciones de carga de baja frecuencia es inversamente proporcional a la ganancia integral K_i y la inyección del ruido de medida se atenúa por la ganancia del controlador K para el control P y PI o por la ganancia derivativa K_d para el control PD y PID. Por ello, el método de diseño de un controlador PID avanzado basado en el método MIGO consiste en maximizar la ganancia integral K_i sujeto a restricciones sobre la robustez y la inyección de ruido (Astrom et al., 2009).

Es notorio destacar que no se reportan trabajos de diseño de PID avanzados mediante la aplicación del método MIGO para el control robusto de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar, a pesar de la actualidad e importancia del tema.

1.4 Objetivos de la tesis

El presente trabajo tiene como objetivo general el desarrollo de controladores PID avanzado basados en el método MIGO, para el control robusto de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar, que posibilite obtener agua desalinizada de calidad consistente en correspondencia con los estándares internacionales establecidos.

De este objetivo general se desprenden los siguientes objetivos específicos:

1. Estudiar los modelos matemáticos que caractericen el comportamiento dinámico de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar.
2. Desarrollar controladores PID avanzado basados en el método MIGO, para el control robusto de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar.
3. Realizar un análisis comparativo de robustez de los controladores diseñados, bajo diferentes escenarios de operación.
4. Desarrollar una propuesta de implementación práctica de los controladores PID avanzado diseñados.

CAPITULO 2. IDENTIFICACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DINÁMICO DE UNA UNIDAD DE ÓSMOSIS INVERSA

2.1 Introducción

El proceso de desalinización de agua de mar mediante ósmosis inversa tiene como objetivo fundamental producir una cantidad constante de agua con una pureza aceptable, ya sea para el consumo humano o para el industrial. Su comportamiento dinámico puede determinarse mediante la medición del flujo y conductividad del permeado, teniendo como variables de control la presión y el pH del alimentado. Con dichos datos se realiza el proceso de identificación para obtener un modelo de caja negra que sea representativa de la dinámica de la planta real.

En el presente capítulo se determinará un modelo matemático de caja negra que sea representativo del sistema objeto de estudio, para su posterior análisis y validación; para ello, se hará uso de datos experimentales de entrada y salida.

2.2 Descripción del principio de funcionamiento de una planta desalinizadora de agua de mar

Los procesos de desalinización más ampliamente utilizados son los de separación por membrana mediante ósmosis inversa (OI) y los tres tipos de separación térmica: desalinización flash multietapa (MSF), evaporación de efecto múltiple (con compresión térmica de vapor (MEE-TVC) y sin compresión (MEE)) y compresión mecánica de vapor (MVC). Sin embargo, los procesos de MSF y OI dominan el mercado, tanto para desalinización de agua salobre como para agua de mar, con una participación total de más de 90%. (Riverol et al., 2005)

En el presente trabajo se detallará acerca del proceso de desalinización de agua de mar mediante OI debido a que es una alternativa viable frente a la escasez de agua que se afronta a nivel mundial y además porque es una de las tecnologías más utilizadas y flexibles.

Cuando se trata de separar agua pura y una solución salina haciendo uso de una membrana semipermeable, el agua pura se difunde a través de la membrana y se diluye la solución salina. La membrana rechaza la mayor parte de las sales disueltas, mientras permite el paso del agua (permeado), este fenómeno se conoce como ósmosis natural. Como el agua pasa a través de la membrana, la presión en el lado diluido disminuye y la presión de la solución concentrada se eleva. El flujo osmótico continua hasta que se alcanza el equilibrio en el que el flujo neto de agua a través de la membrana sea cero, el nivel de líquido en el agua salina será mayor que en la del agua diluida y la cantidad de agua que pasa en cualquier dirección será igual. La diferencia de presión hidrostática alcanzada es igual a la fuerza motriz efectiva que causa el flujo, llamada presión osmótica. Esta presión está en función de la concentración y temperatura del soluto, y depende del tipo de especies iónicas presentes. La aplicación de una presión superior a la presión osmótica al lado que contiene agua salina, frena el flujo osmótico y obliga al agua a fluir desde la solución salina a la diluida. Por ende, la dirección del flujo se invierte y es por eso que este proceso de separación se

denomina ósmosis inversa (Riverol et al., 2005). La Figura 2.1 muestra el proceso explicado.

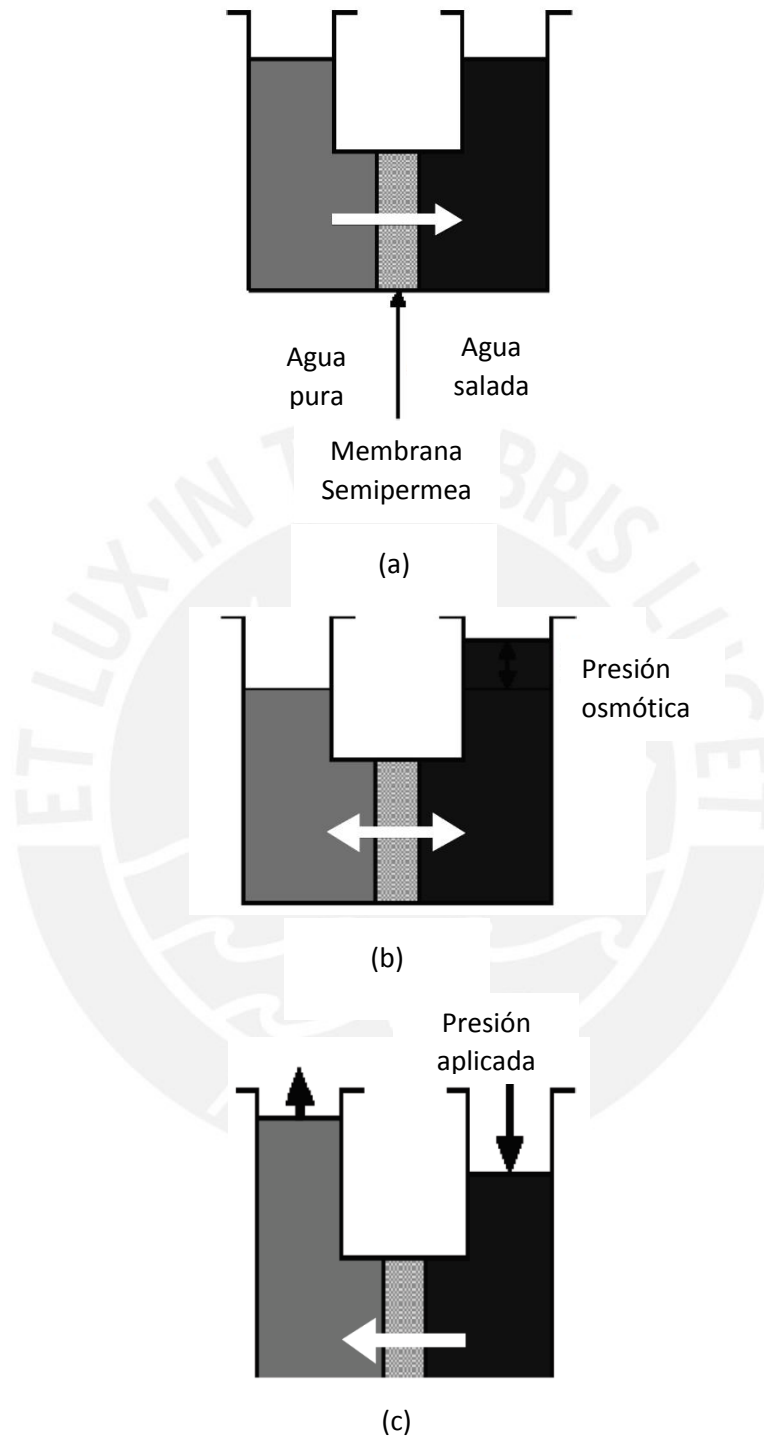


Figura 2.1. Principios de ósmosis inversa: (a) ósmosis natural, (b) equilibrio osmótico, (c) ósmosis inversa. (Riverol et al., 2005)

El progreso en la tecnología de desalinización ha permitido ir disminuyendo los costos de forma continua, debido principalmente a los avances en el diseño del sistema, la experiencia operativa, reducciones asociadas en el tamaño de la unidad específica y potencia de consumo específica. En los últimos años, los

avances significativos en la tecnología de membranas ha permitido una mejora esencial en la calidad de filtrado y al mismo tiempo una reducción general de costos. Por lo tanto, las plantas de ósmosis inversa tienen hoy menor consumo de energía, costo de inversión, requisitos y mantenimiento del espacio que otros procesos de desalinización.

El proceso de OI emplea membranas, tiene un diseño simple, es compacto y modular. Por ello, las unidades existentes se pueden ampliar para manejar capacidades más grandes. Sin embargo, las membranas usadas en OI son más sensibles a las condiciones de alimentación del agua de mar, a la descamación, al ensuciamiento y al pH, que los procesos térmicos.

La ósmosis inversa es operacionalmente un proceso en estado estacionario. Los cambios, excepto los cambios en la referencia, generalmente se llevan a cabo durante largos periodos de tiempo. Por lo tanto, el principal objetivo en una instalación de ósmosis inversa es producir una cantidad constante de agua con una calidad aceptable. Una planta de ósmosis inversa no necesariamente está diseñada para producir cantidades variables de agua, ya que la fluctuación en la cantidad de agua producida también cambiará la calidad del agua. Otra propuesta, en casos en los que no hay suficiente espacio para el almacenamiento o cuando la demanda es muy baja, es reciclar el agua permeada y mezclarla con el agua de alimentación. Sin embargo, esto puede conllevar a serios problemas; uno de ellos es que para reciclar el agua es necesario utilizar una mayor cantidad de energía, también se debe tener en cuenta que una parte del agua reciclada (originalmente con la calidad aceptable) es tirada como rechazo, además el pH podría incrementarse exponencialmente y la temperatura en el sistema podría incrementarse a un nivel alto inaceptable (Robertson et al, 1996).

Una planta de desalinización de agua de mar mediante OI, se puede representar mediante la Figura 2.2.

El proceso consiste en la recuperación de agua partiendo de una solución salina presurizada hasta un punto mayor que la presión osmótica de la solución, mediante bombeo. Por lo tanto, se presiona la solución contra una membrana, de manera que se separa de los solutos (material disuelto). La porción de agua que pasa a través de la membrana, reduciendo fuertemente la concentración de soluto, se llama permeado. El agua restante (salmuera) se descarga con una alta concentración de sal (Kim J. et al., 2009).

Tal como se muestra en la Figura 2.2, el agua salada es primero pretratada para evitar el ensuciamiento de la membrana, la precipitación de sales o el crecimiento microbiano. El pretratamiento consiste en una filtración fina y la adición de productos químicos para inhibir la precipitación y el crecimiento de microorganismos. La bomba de alta presión es utilizada para suministrar la presión necesaria que permita el paso de agua a través de la membrana, este intervalo de presión es de 15 a 25 bares para el agua salobre y de 54 a 80 bares para el agua de mar (Gambier et al., 2007). La membrana debe ser capaz de resistir toda la caída de presión a través de ella. El post-tratamiento consiste en la estabilización del agua y su preparación para su distribución; este post-

tratamiento podría consistir en la eliminación de gases, como el sulfuro de hidrógeno y el ajuste de pH.

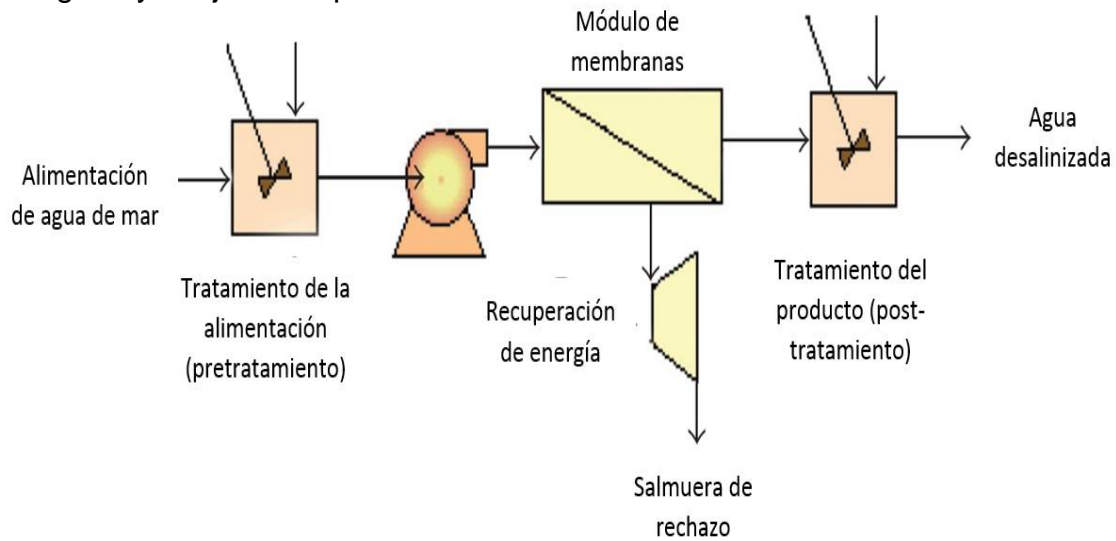


Figura 2.2. Planta de desalinización de agua de mar mediante OI. (Riverol et al., 2005)

En promedio en un proceso de OI, la salinidad del permeado varía en una gama de valores que va desde 30 a 150 ppm. El valor real depende del proceso de recuperación, que se define como la cantidad de producto por unidad de masa de agua de alimentación. Dependiendo del uso previsto del agua, puede ser necesario un segundo paso por OI para reducir el nivel de salinidad a un nivel aceptable.

2.3 Caracterización del comportamiento dinámico de las unidades de Ósmosis Inversa

En una planta desalinizadora de agua de mar generalmente no se toma en cuenta la influencia de las variables adicionales, como la concentración de cloro, ni se discute el efecto del cambio de temperatura, debido a que a escala industrial, la presión afecta el comportamiento del sistema más significativamente que la temperatura. Por lo tanto, usualmente, el flujo y la conductividad del permeado son considerados como variables controladas, mientras que el pH y la presión de alimentación son las variables manipuladas.

El modelo matemático lineal en el dominio de Laplace que representa el comportamiento de la planta, viene dado por:

$$\begin{bmatrix} F \\ C \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Gp_{11} & Gp_{12} \\ Gp_{21} & Gp_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} P \\ pH \end{bmatrix}, \quad (2.1)$$

donde: F es el flujo de permeado, C es la conductividad de permeado, P es la presión de alimentación y pH es el potencial hidrógeno de la alimentación.

Dicho modelo puede obtenerse mediante la aplicación de leyes físicas o por identificación de parámetros.

Si se desea obtener un modelo dinámico basado en leyes físicas se debe tener en cuenta que los modelos de transporte de OI se pueden dividir en tres grupos principales: (i) Modelos termodinámicos irreversibles, (ii) Modelos porosos y (iii) Modelos de membrana homogénea o no porosa (como todos los modelos basados en difusión). Los modelos de transporte se centran en la capa superior delgada de membranas asimétricas o del material compuesto de las membranas, ya que éstos determinan los flujos y selectividades de la mayoría de las membranas. Existe una diferencia fundamental entre las suposiciones sobre si la membrana es porosa o no. Los modelos basados en la homogeneidad asumen que el transporte tiene lugar entre los espacios intersticiales de las cadenas de polímero o módulos de polímeros, típicamente por medio de difusión. Los modelos porosos asumen que el transporte se produce a través de los poros, por lo que el transporte se produce no solo por la difusión, sino también por convección a través de los poros. Sin embargo, todavía no está claro si las membranas de ósmosis inversa son porosas o no, y ello constituye un punto actual de la discusión. Los modelos mencionados tienen la característica común de que todos asumen equilibrio en la membrana (Gambier et al., 2007).

Varios modelos dinámicos lineales para plantas de OI también pueden ser encontrados en la literatura; estos modelos se obtienen mediante identificación de sistema, utilizando datos reales, por lo que sólo son válidos para una planta en particular que trabaja en el punto de operación seleccionado; algunos de ellos se muestran en la tabla 2.1.

Tabla 2.1. Modelos diferentes para plantas de OI.

Referencias	Funciones de transferencia			
	Entradas			
Riverol C. et al., 2005	Salidas	F	$G_{11}(s) = \frac{0.0045(0.104s + 1)}{0.012s^2 + s + 1}$	$G_{12}(s) = 0$
		C	$G_{21}(s) = \frac{-0.12s + 0.22}{0.1s^2 + 0.3s + 1}$	$G_{22}(s) = \frac{10(-3s + 1)}{s^2 + 5s + 1}$
Robertson M. et al., 1996	Salidas	F	$G_{11}(s) = \frac{0.002(0.056s + 1)}{0.003s^2 + 0.1s + 1}$	$G_{12}(s) = 0$
		C	$G_{21}(s) = \frac{-0.51(0.35s + 1)}{0.213s^2 + 0.7s + 1}$	$G_{22}(s) = \frac{-57(0.32s + 1)}{0.6s^2 + 1.8s + 1}$

De acuerdo a la Figura 2.3, una entrada manipulada afecta a más de una salida controlada, un enfoque para manejar este problema se conoce como desacople. La idea es desarrollar entradas “sintéticas” que afecten solo a una salida del proceso. Ello se ilustra en la Figura 2.3, donde un proceso multivariable se controla con un desacoplador perfecto y con controladores de lazo único, con referencia r1 y r2, respectivamente. El sistema de control clásico es muy sensible a cualquier cambio en las variables manipuladas, el uso de las variables

desacopladas puede reducir la sensibilidad porque se trata de convertir el sistema MIMO en varios sistemas SISO (Riverol et al., 2005).

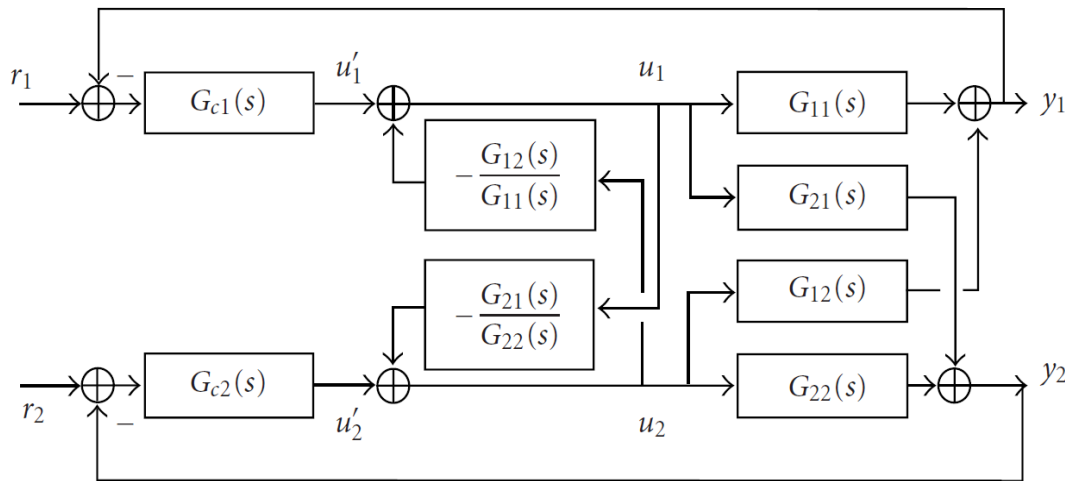


Figura 2.3. Sistema de control utilizando un desacoplador perfecto.

2.4 Identificación del comportamiento dinámico de las variables críticas de una unidad de Ósmosis Inversa

2.4.1 Introducción

Se han desarrollado varios trabajos acerca del modelado matemático de plantas desalinizadores de agua de mar mediante ósmosis inversa (Jamal et al. (2004), Abbas et al. (2005), Gambier et al. (2007), Absar et al. (2008)), donde se realizan múltiples balances de masa, energía y cantidad de movimiento, lo que genera que el cálculo sea tedioso y este predispuesto a un elevado costo computacional.

Ante esto, muchas investigaciones en las que se desarrollan sistemas de control han optado por obtener un modelo matemático a través de la identificación del sistema dinámico, partiendo de datos experimentales de entrada (variables manipuladas) y salida (variables controladas), sin considerar las interacciones internas. Los modelos obtenidos bajo esta técnica son denominados de “caja negra” (Ljung, 1999).

2.4.2 Metodología de Identificación

La identificación de sistemas presenta las siguientes etapas:

1. Planificación experimental.

Se debe diseñar un experimento que involucre la determinación de las señales de entrada y salida, recopilación de datos, organización de la información y tratamiento previo de los datos registrados. El experimento consistirá en excitar el sistema con diferentes señales de entrada y registrar las señales de salida, luego se evalúa la evolución de ambas señales durante un intervalo de tiempo.

2. Selección de la estructura del modelo:

Se elegirá el modelo que mejor refleje el comportamiento del sistema, ello depende, entre otros, del conocimiento previo del proceso y de las perturbaciones.

3. Formulación de un criterio.

Se debe tener una medida de hasta que punto un modelo se ajusta a los datos experimentales, conocido como índice de performance. Si se concluye que el modelo no es válido, entonces se puede deber a lo siguiente: los datos de entrada-salida no proporcionan suficiente información sobre la dinámica del sistema, la estructura escogida no es capaz de proporcionar una buena descripción del modelo o el criterio de ajuste de parámetros seleccionado no es el más adecuado (Rivas-Perez et al., 2008a).

4. Estimación de parámetros.

Se estiman los parámetros de la estructura que mejor ajusta la respuesta del modelo a los datos experimentales, mediante la aplicación de métodos de identificación. Pueden presentarse los siguientes casos:

4.1. Métodos de estimación de parámetros fuera de línea: Están representados por el siguiente esquema:

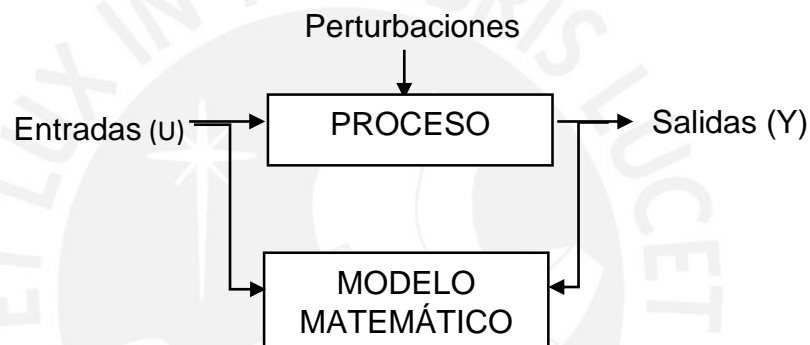


Figura 2.4. Esquema de identificación de sistemas fuera de línea

4.2. Métodos de estimación de parámetros en línea: Están representados por el siguiente esquema:

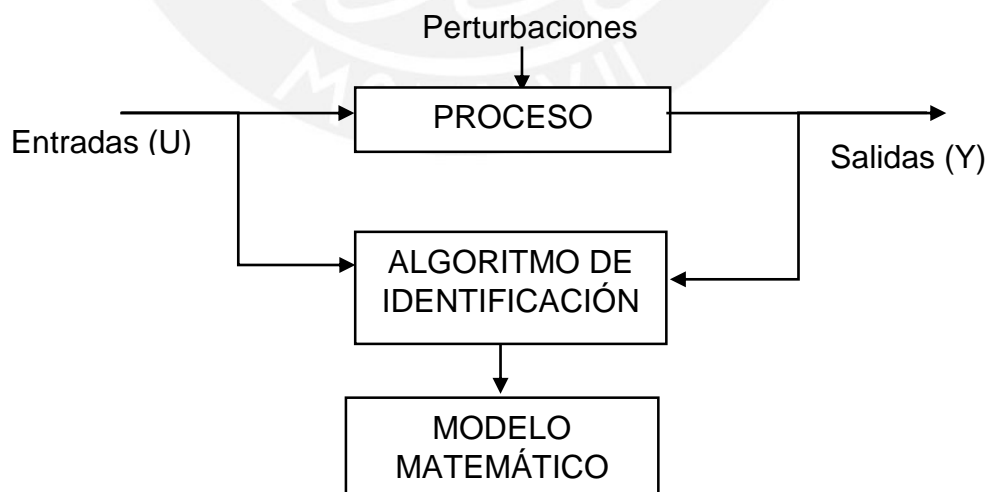


Figura 2.5. Esquema de identificación de sistemas en línea

5. Validación del modelo obtenido.

Consiste en analizar si el modelo obtenido es aceptable dado el propósito de su uso, si es estable y si reproduce el comportamiento real del sistema.

2.4.3 Planificación experimental e identificación

2.4.3.1 Introducción

La primera etapa dentro del procedimiento de identificación tal como se detalló en el punto anterior, es la Planificación Experimental; dentro de ese contexto, se detalla lo siguiente:

Debido a que el modelado matemático de una unidad de ósmosis inversa constituye una tarea compleja debido al carácter multivariable que presenta este tipo de planta, así como a la fuerte interacción que existe entre sus variables críticas (Alatqi et al., 1989), se realiza algún tipo de experimento sobre el sistema de estudio para obtener los datos de entrada y salida requeridos para la determinación del modelo matemático mediante identificación.

Se debe tener en cuenta que los datos deben contener información significativa sobre el comportamiento dinámico del sistema, para que el proceso de identificación sea satisfactorio (Rivas-Perez et al., 2008a).

En el presente trabajo se excita la unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar con una señal de entrada determinada y se estudia su efecto sobre la señal de salida.

La unidad de ósmosis inversa constituye el corazón de las plantas desalinizadoras (Medina San Juan, 2000), debido a que posibilita eliminar las bacterias, los metales pesados, la sal, los minerales malos, las drogas químicas y otras sustancias disueltas en el agua de mar.

En la Figura 2.6 se muestra el diagrama del arreglo experimental realizado para la recolección de datos en condiciones de funcionamiento de la unidad de ósmosis inversa objeto de estudio.

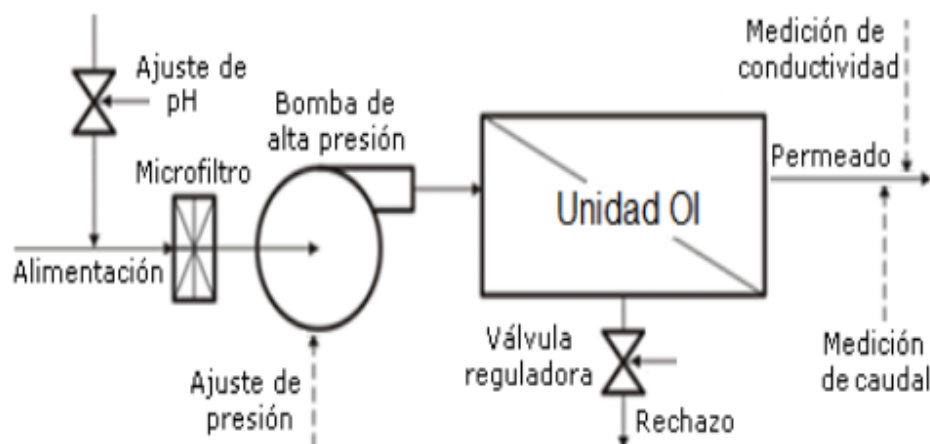


Figura 2.6. Diagrama del arreglo experimental para la recolección de datos de la unidad de ósmosis inversa objeto de estudio.

El objetivo de cualquier proceso de desalinización mediante ósmosis inversa consiste en producir una determinada cantidad con calidad de agua, sin exceder

los límites máximos de operación establecidos. La calidad del permeado se mide directamente a través de la conductividad.

En una planta desalinizadora por ósmosis inversa, tanto el flujo como la conductividad del permeado están por lo general en función de la presión, temperatura, pH y salinidad de la alimentación. Sin embargo, en los experimentos a realizar no se tomará en cuenta la influencia de temperatura, ni de la salinidad de la alimentación. Por ello, las señales del proceso que van a ser medidas son las siguientes:

- Señales de entrada (manipuladas): Presión y pH de la alimentación.
- Señales de salida (controladas): Flujo y conductividad del permeado.

La presión puede manipularse mediante la velocidad del motor de la bomba de alta presión o a través de la válvula reguladora del rechazo, mientras que el pH puede manipularse mediante la válvula dosificadora de ácido.

2.4.3.2 Experimento para obtener la curva estática

Este experimento se realiza para obtener la respuesta estática de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar, con la finalidad de determinar el rango lineal de trabajo y luego emplearlo en la identificación.

Se realizó un primer experimento fijando la presión de alimentación a un valor constante y registrando la salida del proceso (flujo y conductividad de permeado) cuando se ha alcanzado el estado estable. Se repite el mismo procedimiento hasta cubrir todo el rango de valores de la señal de entrada; es decir, desde 0 a 100% de apertura de la válvula que regula la presión, con pasos de 5%. En base a las curvas estáticas se determina que el rango lineal de trabajo tanto para el flujo como para la conductividad de permeado se encuentra entre un 20% a 40% de apertura de válvula.

El segundo experimento consistió en fijar el pH de alimentación a un valor constante y registrando la salida del proceso (flujo y conductividad de permeado) cuando se ha alcanzado el estado estable. Se repite el mismo procedimiento hasta cubrir todo el rango de valores de la señal de entrada; es decir, desde 0 a 100% de apertura de la válvula que regula la dosificación de reactivo básico, con pasos de 5%. En base a la curva estática se determina que el rango lineal de trabajo para la conductividad de permeado se encuentra entre un 20% a 40% de apertura de válvula. No se observaron cambios en el flujo de permeado.

Los resultados del experimento para obtener la curva estática se detallan a continuación.

El comportamiento estático del flujo de permeado frente a variaciones en la presión (apertura de válvula (%)) se muestra en la Figura 2.7.

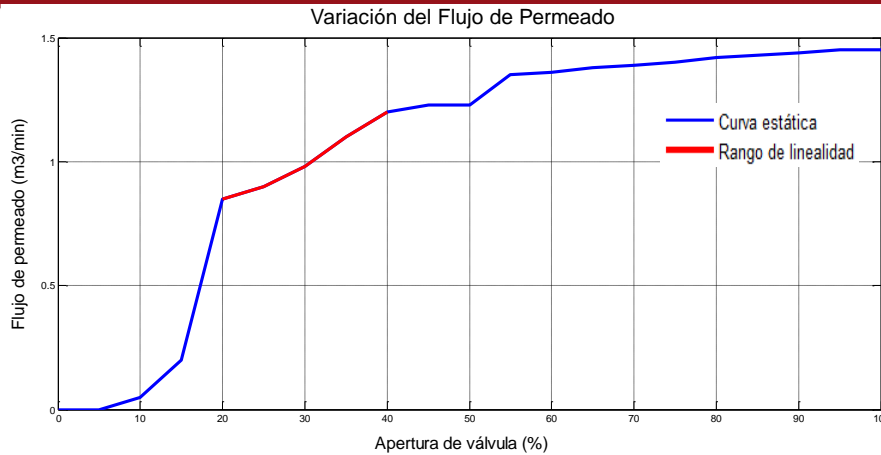


Figura 2.7. Apertura de la válvula (%) del rechazo vs. Flujo de permeado.

El comportamiento estático de la conductividad de permeado frente a variaciones en la presión (apertura de válvula (%)) se muestra en la Figura 2.8.

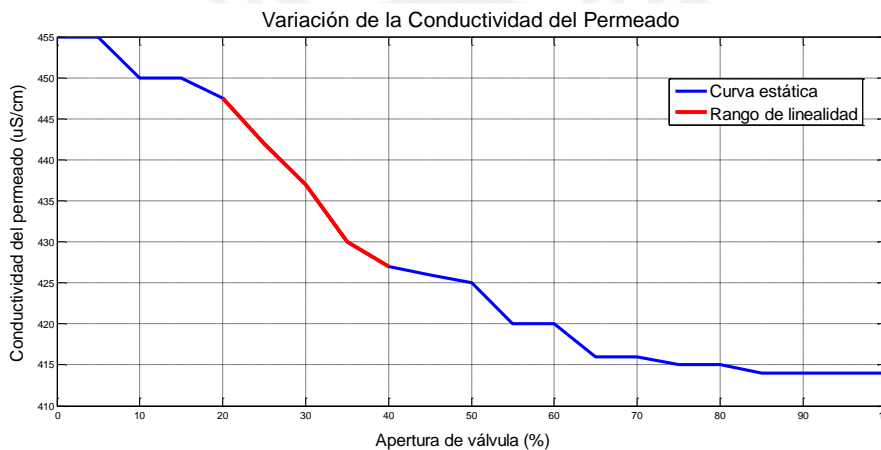


Figura 2.8. Apertura de la válvula (%) del rechazo vs. Conductividad del permeado.

El comportamiento estático de la conductividad del permeado al variar el pH de alimentación (apertura de la válvula de dosificación del reactivo básico (%)) se muestra en la Figura 2.9.

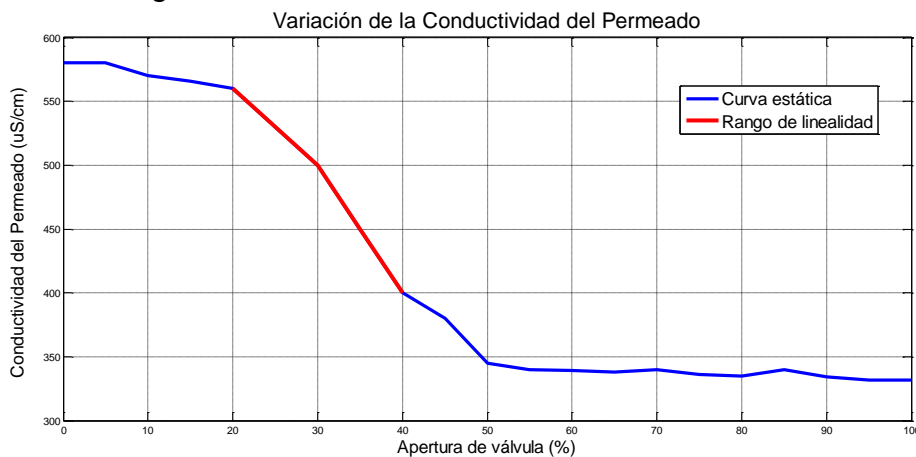


Figura 2.9. Apertura de la válvula (%) del rechazo vs. Conductividad del permeado.

2.4.3.3 Experimento con señal escalón

Este experimento se realiza para obtener los datos de entrada y salida de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar, con la finalidad de identificar el sistema y obtener el modelo matemático correspondiente.

Se realizaron corridas experimentales donde se excitó el sistema con una señal de entrada del tipo escalón y se observó su efecto sobre la señal de salida.

Se realizó un primer experimento variando la presión de alimentación, mediante la apertura de la válvula de control del flujo rechazo o salmuera, pasando del 20% de apertura al 40% (rango de linealidad) y estudiando su efecto en el flujo de permeado. Se observó que el flujo de permeado aumentó de $0.85 \text{ m}^3/\text{min}$ hasta un valor estable de $1.2 \text{ m}^3/\text{min}$. También se evidenció la reducción de la conductividad desde un valor de $560 \mu\text{S}/\text{cm}$ a $400 \mu\text{S}/\text{cm}$.

El segundo experimento realizado consistió en variar el pH manteniendo constantes el resto de las variables. El pH pasó desde un valor de 6.5 a 7.0, el cual representa al rango lineal y normal de operación, ello implicó que la conductividad del permeado disminuyera desde $447.5 \mu\text{S}/\text{cm}$ hasta $427 \mu\text{S}/\text{cm}$. No se observaron cambios en el flujo de permeado.

Ambos experimentos se realizaron en un tiempo total de 20 minutos (1200 segundos). Los resultados del experimento con señal escalón se detallan a continuación.

El comportamiento dinámico del flujo de permeado frente a variaciones en la presión, mediante un paso en la apertura de la válvula (%) del rechazo se muestra en la Figura 2.10.

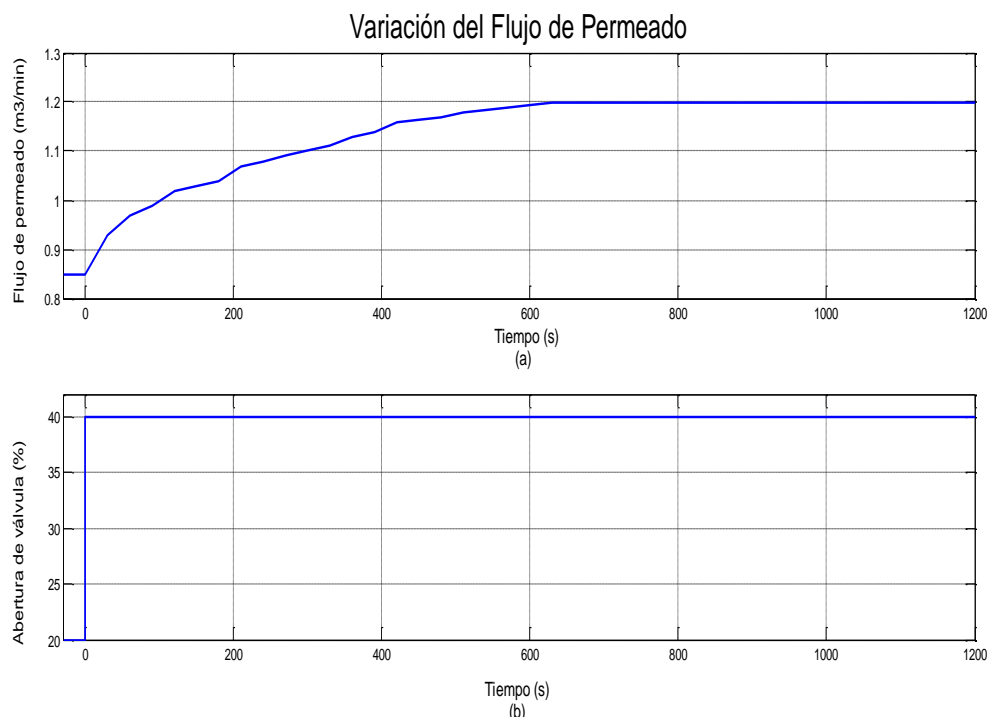


Figura 2.10. (a) Respuesta temporal del flujo de permeado frente a una señal escalón. (b) Variación en la apertura de la válvula (%) del rechazo.

El comportamiento dinámico de la conductividad frente a un paso en la apertura de la válvula del rechazo se muestra en la Figura 2.11.

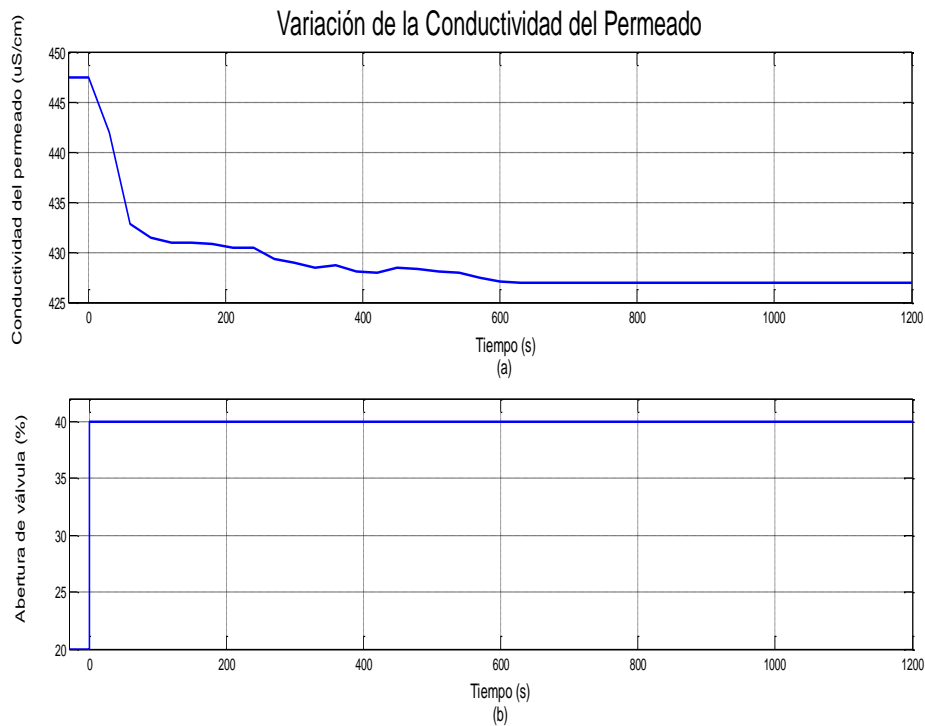


Figura 2.11. (a) Respuesta temporal de la conductividad de permeado frente a una señal escalón. (b) Variación en la apertura de la válvula (%) del rechazo.

El comportamiento dinámico de la conductividad del permeado al variar el pH mediante un paso en la apertura de la válvula de dosificación del reactivo básico (%) se muestra en la Figura 2.12.

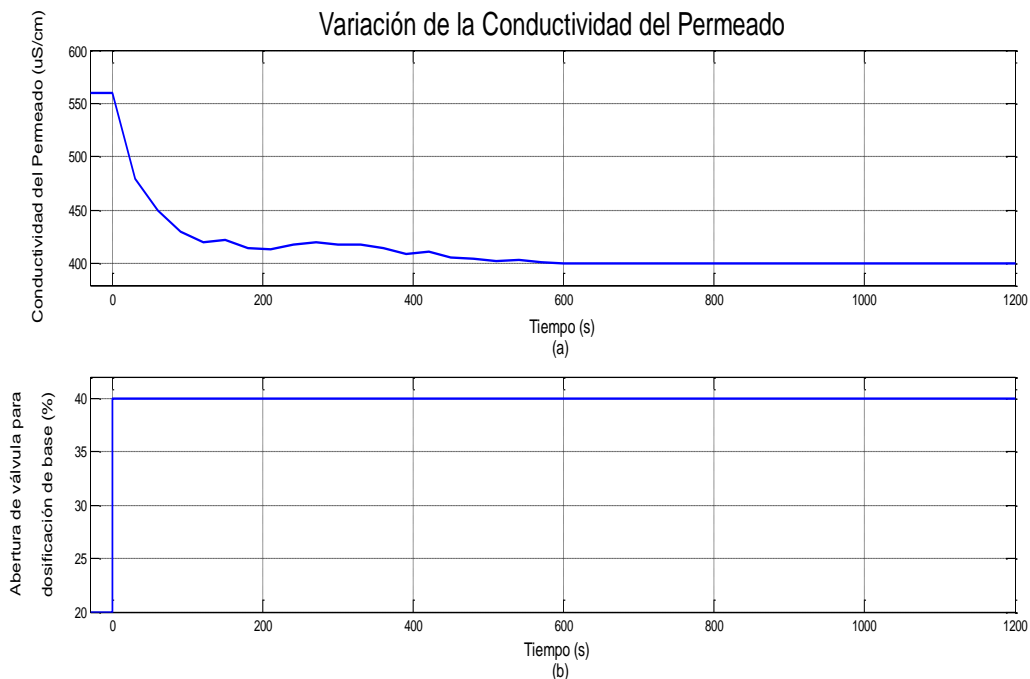


Figura 2.12. (a) Respuesta temporal de la conductividad del permeado frente a una señal escalón. (b) Variación en la apertura de la válvula (%) de dosificación del reactivo básico.

De las respuestas experimentales obtenidas se puede apreciar que el sistema no tiene retardo de tiempo. Cabe precisar que los datos utilizados fueron obtenidos a partir de los experimentos realizados en la investigación desarrollada por Rivas-Perez R. y Sotomayor-Moriano, J., publicados bajo el nombre de Control predictivo generalizado de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa.

2.4.4 Selección de la estructura del modelo

El modelo matemático de la unidad de ósmosis inversa se representa mediante las expresiones:

$$Y(s) = G_P(s)U(s), \quad (2.2)$$

$$\begin{bmatrix} F(s) \\ C(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Gp_{11}(s) & Gp_{12}(s) \\ Gp_{21}(s) & Gp_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} P(s) \\ pH(s) \end{bmatrix}, \quad (2.3)$$

donde: $F(s)$ es el flujo de permeado, $C(s)$ es la conductividad del permeado, $P(s)$ es la presión de alimentación y $pH(s)$ es el potencial hidrogeno de la alimentación (Alatqi et al., 1989),

$$Gp_{11}(s) = \frac{y_1(s)}{u_1(s)} = \frac{F(s)}{P(s)} = \frac{K_{11}(T_{11}s+1)}{(T_{11}s+1)(T_{11}s+1)} \quad (2.4)$$

$$Gp_{12}(s) = \frac{y_1(s)}{u_2(s)} = \frac{F(s)}{pH(s)} = 0 \text{ (cero)} \quad (2.5)$$

$$Gp_{21}(s) = \frac{y_2(s)}{u_1(s)} = \frac{C(s)}{P(s)} = \frac{K_{21}(T_{21}s+1)}{(T_{21}s+1)(T_{21}s+1)} \quad (2.6)$$

$$Gp_{22}(s) = \frac{y_2(s)}{u_2(s)} = \frac{C(s)}{pH(s)} = \frac{K_{22}(T_{22}s+1)}{(T_{22}s+1)(T_{22}s+1)} \quad (2.7)$$

2.4.5 Formulación del criterio

Un criterio es una medida del nivel de ajuste de un modelo a los datos experimentales obtenidos. En el presente trabajo se utiliza el criterio de la raíz cuadrada media normalizada (normalized root mean square - NRMSE), el cual es usado para generar el porcentaje (%) de ajuste (best fit, según el Toolbox de Identificación de Matlab) y viene dado por la expresión:

$$fit(i) = 1 - \frac{\|xref(:,i) - x(:,i)\|}{\|xref(:,i) - \text{mean}(xref(:,i))\|} \quad (2.8)$$

donde $\|$ se refiere al cálculo de la norma 2 de un vector.

2.4.6 Estimación de parámetros

La estimación de parámetros constituye el procedimiento que posibilita ajustar los parámetros de un modelo con una estructura específica (Rivas et al., 2008a).

Los datos de entrada y salida mostrados en las Figuras 2.10, 2.11 y 2.12, son utilizados para estimar los parámetros de la estructura del modelo, ello se desarrolló utilizando el Toolbox de Identificación de Matlab (Ljung, 2000).

Como resultado del procedimiento de estimación de parámetros se obtuvieron los valores nominales de los parámetros de las funciones de transferencia del proceso objeto de estudio en el dominio de Laplace, éstas son:

$$Gp_{11}(s) = \frac{F(s)}{P(s)} = \frac{0.0301(40.90 s+1)}{(148.61 s+1)(147.85s+1)} \quad (2.9)$$

$$Gp_{12}(s) = \frac{F(s)}{pH(s)} = 0 \text{ (cero)} \quad (2.10)$$

$$Gp_{21}(s) = \frac{C(s)}{P(s)} = \frac{-9.79 (10.67 s+1)}{(29.31 s+1)(488.27 s+1)} \quad (2.11)$$

$$Gp_{22}(s) = \frac{C(s)}{pH(s)} = \frac{-10.67(3.07 s+1)}{(8.42s+1)(268.6 s+1)} \quad (2.12)$$

Se debe tener en cuenta que las funciones de transferencia encontradas a través del procedimiento de identificación de sistemas, solo representan una linealización local del verdadero sistema (no lineal) en torno a un determinado punto de operación en estado estacionario y por lo tanto solo son válidas para valores cercanos al punto de operación considerado.

De los resultados obtenidos es posible observar: a) la presión tiene un efecto positivo sobre el flujo de permeado; b) la presión tiene un efecto negativo sobre la conductividad; c) el pH no tiene ningún efecto sobre el flujo de permeado; d) el pH tiene un efecto negativo sobre la conductividad.

Debido a que Gp_{12} es cero, la matriz de funciones de transferencia es triangular superior, las cuales tienen forma de interacción, es decir, una de las entradas afecta a ambas salidas, pero la otra entrada afecta a una sola salida.

2.5 Validación del modelo obtenido

La validación se realiza para evaluar el modelo matemático obtenido y saber si éste describe con suficiente exactitud el comportamiento dinámico de la planta estudiada; es decir, se debe analizar si el modelo es adecuado al propósito de su uso.

Existen varios procedimientos de validación de modelos (Rodriguez, 2006):

- Prueba del error final de predicción y análisis de polos y ceros.
- Validación cruzada.
- Índices de desempeño.
- Verificación cruzada con otros modelos.
- Medidas estadísticas.

En el presente trabajo la validación del modelo obtenido se desarrolla en base a una medida estadística, específicamente la raíz cuadrada media normalizada (NRMSE) denominado "fit" o porcentaje de ajuste en el Toolbox de Identificación de Matlab. También se debe tener en cuenta que si un modelo es una representación válida del proceso, los residuos o errores deben ser estadísticamente independientes de la entrada de excitación. Esto quiere decir

que la correlación cruzada entre la entrada y los residuos no debe ser significativamente diferente de cero para “k” diferente de cero. De la misma manera, la autocorrelación de los residuos permite verificar si no hay más información posible a modelar (Rodríguez, 2006).

En las siguientes figuras se muestran los resultados de validación del modelo matemático obtenido, que incluyen medidas estadísticas y gráficas de correlación. Para $G_{p11} = \frac{F(s)}{P(s)}$, se tiene:

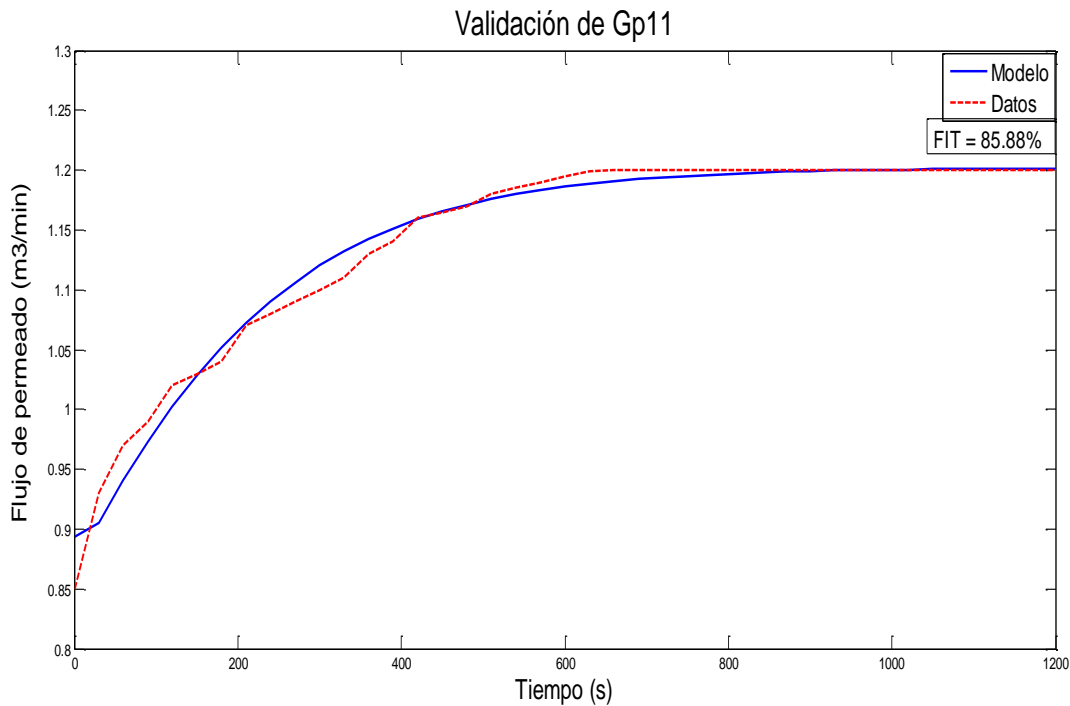


Figura 2.13. Resultados de validación del modelo $G_{P11}(s)$.

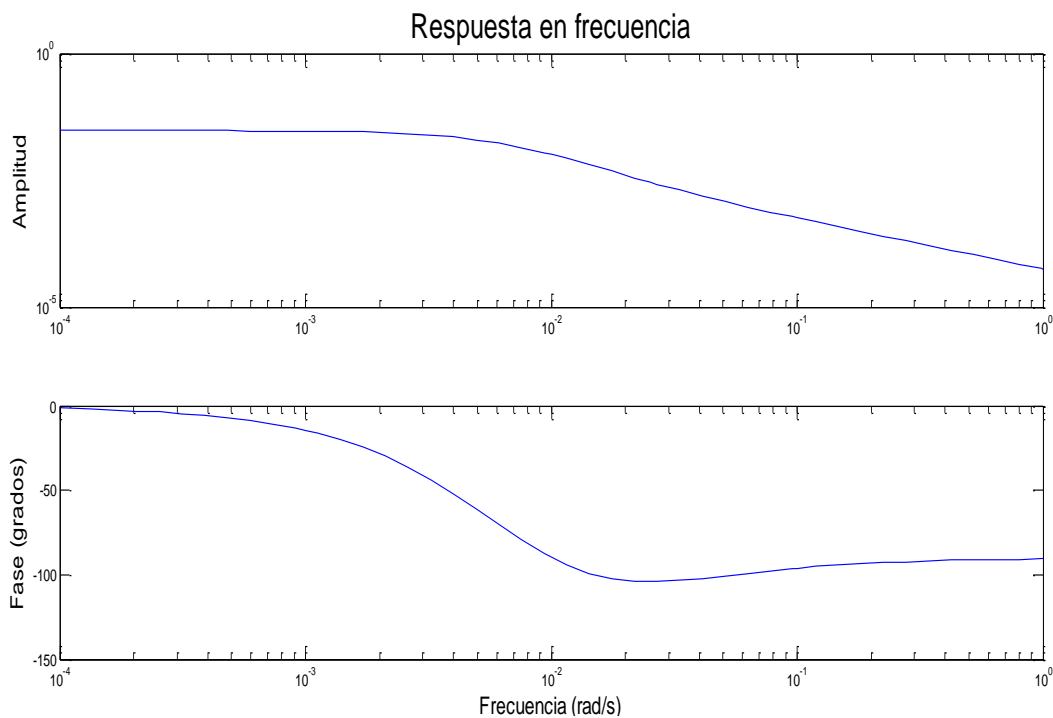


Figura 2.14. Diagrama de Bode del modelo estimado $G_{P11}(s)$.

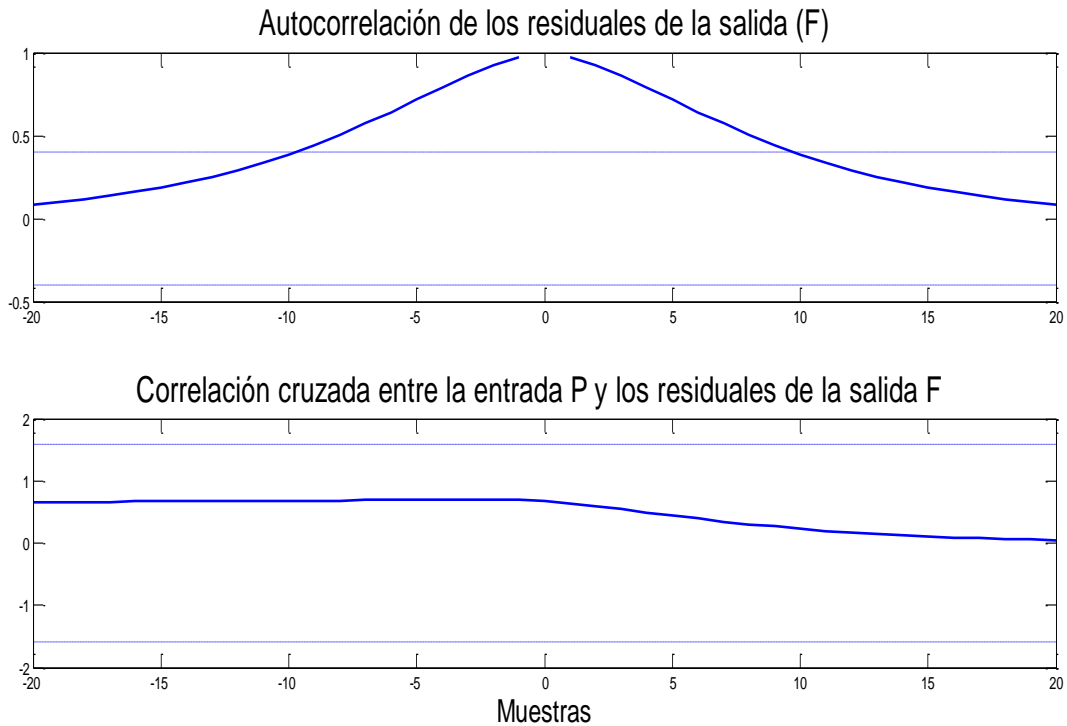


Figura 2.15. Análisis de correlación del modelo estimado $G_{P11}(s)$.

Se observa que la autocorrelación de los residuales de la salida (F) es alta; sin embargo, ello se ve contrastado con la casi nula correlación cruzada entre la entrada P y los residuales de la salida F y con el alto porcentaje de ajuste (85.88%).

Para el modelo $G_{p21} = \frac{C(s)}{P(s)}$, se tiene:

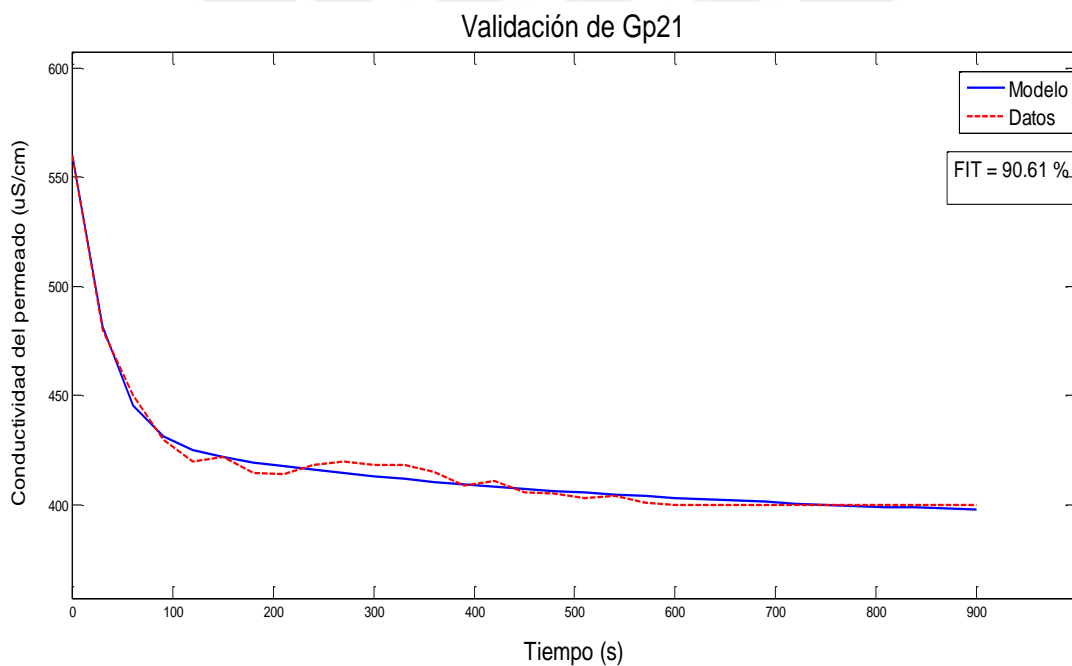


Figura 2.16. Resultados de validación del modelo $G_{P21}(s)$.

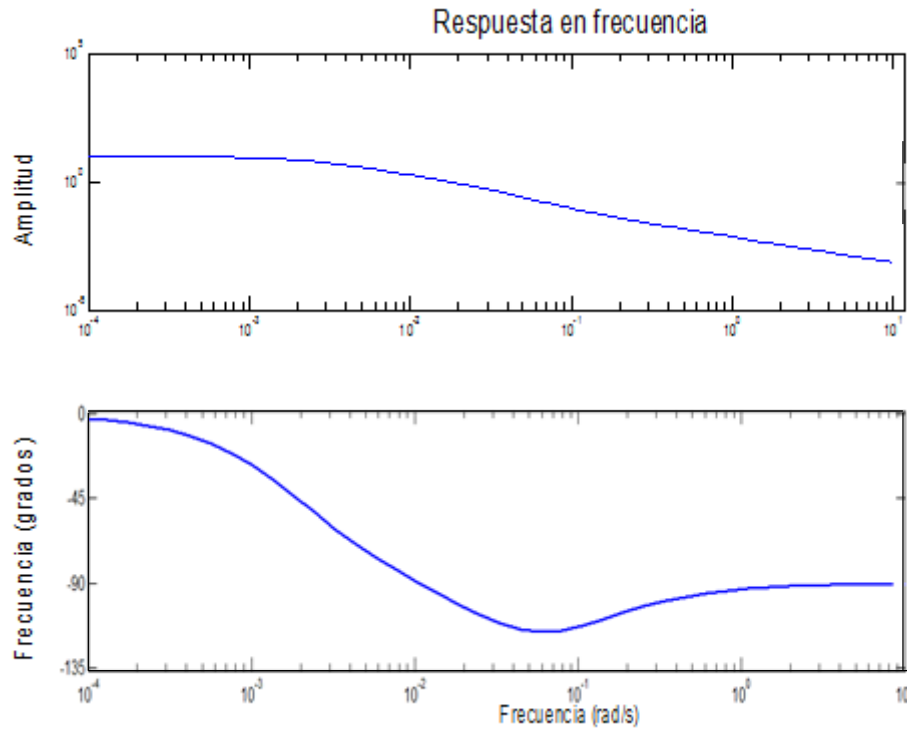


Figura 2.17. Diagrama de Bode del modelo estimado $G_{P21}(s)$.

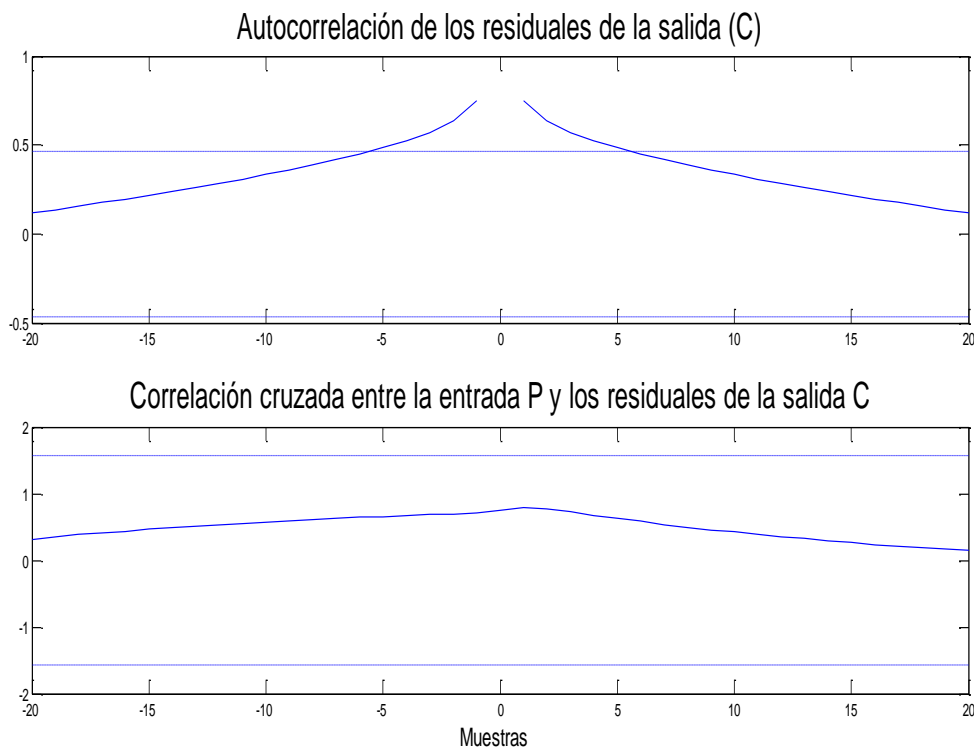


Figura 2.18. Análisis de correlación del modelo estimado $G_{P21}(s)$.

Se observa que la autocorrelación de los residuales de la salida (C) es ligeramente alta; sin embargo, ello se ve contrastado con la casi nula correlación cruzada entre la entrada P y los residuales de la salida C y con el alto porcentaje de ajuste (90.61%).

Para $G_{p22}(s) = \frac{C(s)}{pH(s)}$, se tiene:

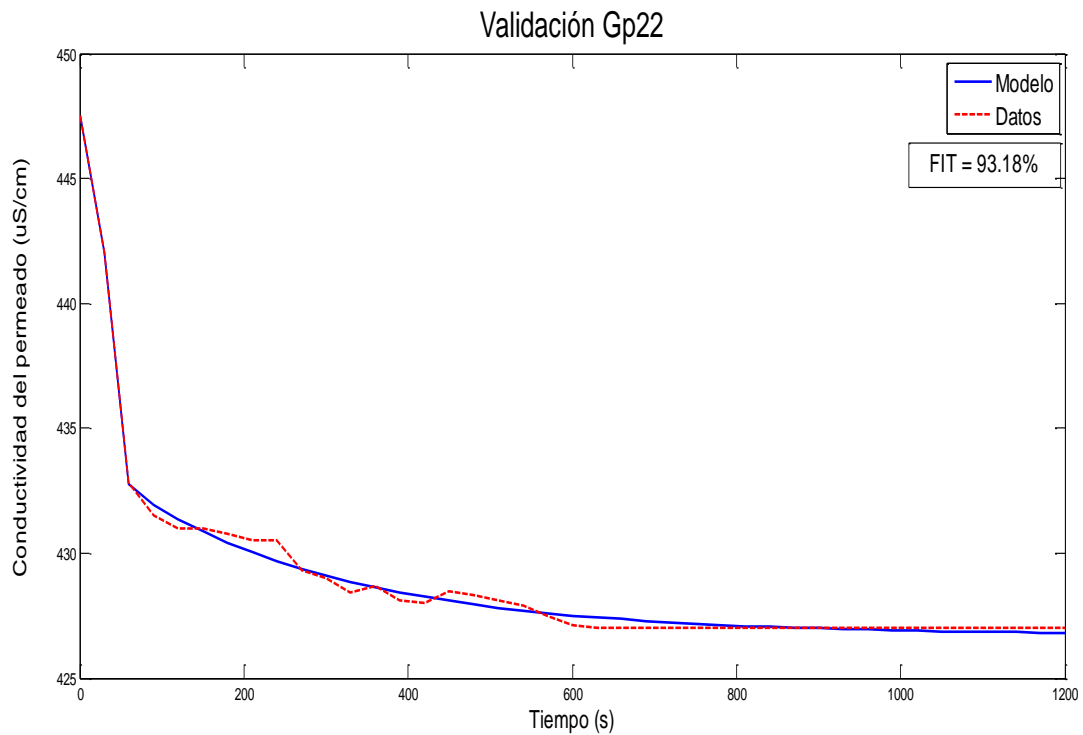


Figura 2.19. Resultados de validación del modelo estimado $G_{P22}(s)$.

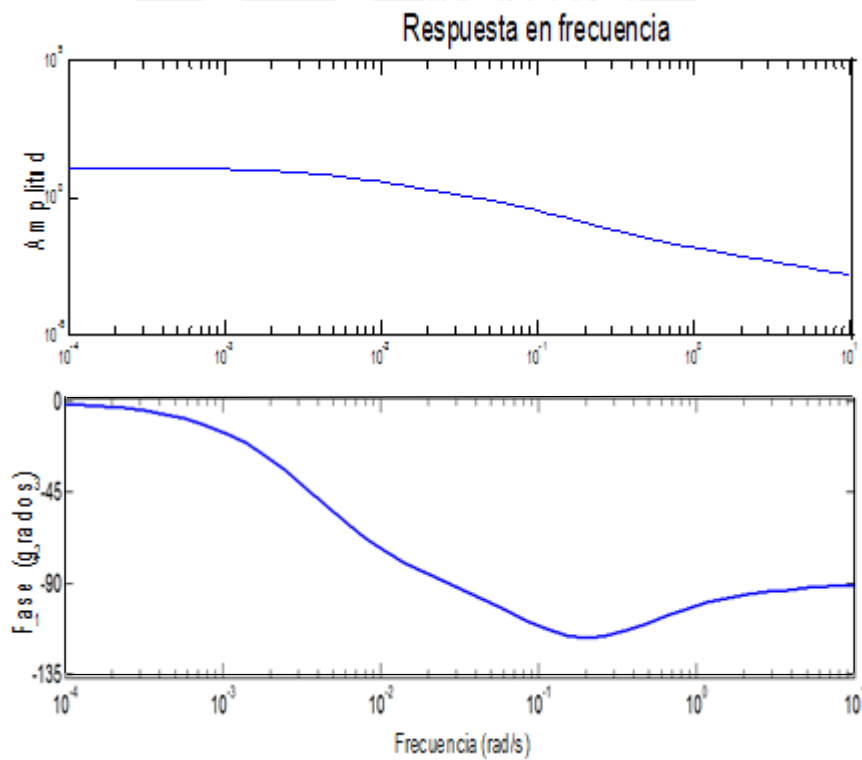


Figura 2.20. Diagrama de Bode del modelo estimado $G_{P22}(s)$.

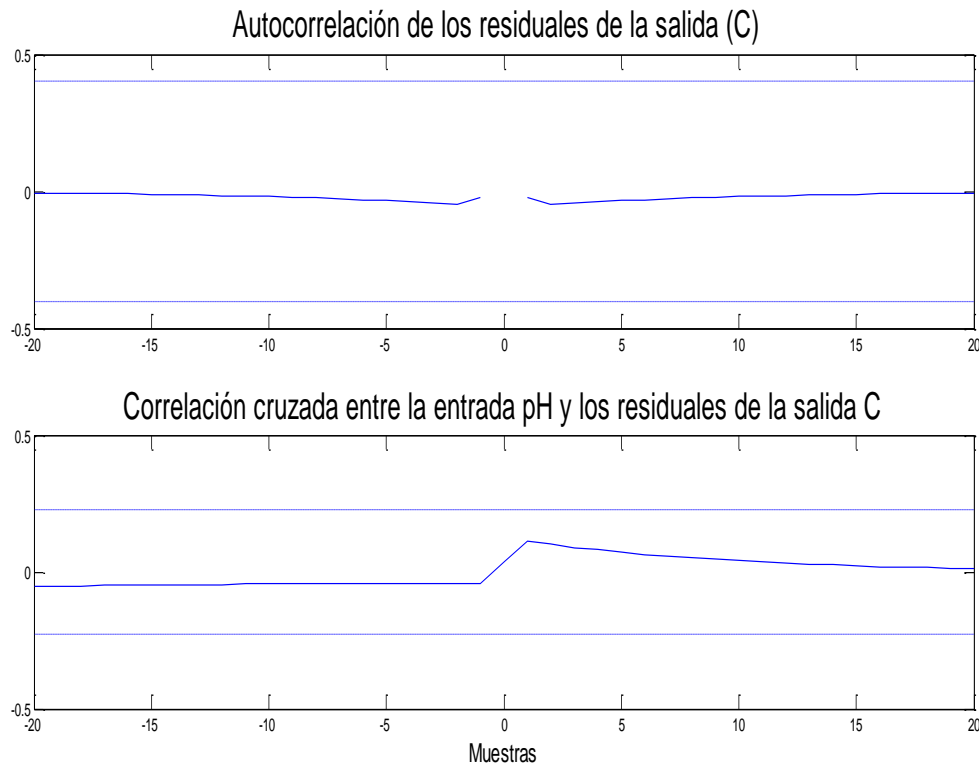


Figura 2.21. Análisis de correlación del modelo estimado $G_{P22}(s)$.

Se observa que la autocorrelación de los residuales de la salida (C) es casi nula (cero), al igual que correlación cruzada entre la entrada pH y los residuales de la salida C. Además se evidencia un alto porcentaje de ajuste (93.18%).

2.6 Conclusiones parciales

- Se realizó el procedimiento de identificación de sistemas de una unidad de ósmosis inversa de una planta piloto desalinizadora de agua de mar.
- Se determinó el rango lineal de trabajo de una unidad de ósmosis inversa haciendo uso de las curvas estáticas obtenidas.
- Se obtuvo un modelo matemático que describe el comportamiento dinámico de la unidad de OI objeto de estudio. Se determinaron los parámetros del modelo matemático mediante un método de estimación fuera de línea.
- Se realizó la validación de las funciones de transferencia del modelo derivado y se obtuvo que el porcentaje de ajuste en todos los casos fue mayor de 85%. Por ello, se puede afirmar que el modelo obtenido describe de forma adecuada el comportamiento dinámico nominal de la unidad de OI objeto de estudio y por ende puede ser utilizado en el diseño de sistemas de control efectivos.
- Con los resultados obtenidos en el presente capítulo se muestra que, mediante la aplicación de las técnicas de identificación de sistemas, es posible obtener un modelo matemático lineal de una unidad de OI de una planta desalinizadora de agua de mar bajo las condiciones de operación nominal.

CAPITULO 3. DISEÑO DE LOS CONTROLADORES PID AVANZADO DE LAS VARIABLES CRÍTICAS DE LA UNIDAD DE ÓSMOSIS INVERSA

3.1 Introducción

Como alternativa para el control efectivo de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar, se plantea el diseño de controladores PID avanzados como objetivo de la presente tesis.

En este capítulo se realiza el diseño y simulación de un sistema de control robusto basado en controladores PID avanzado de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar, cuyo comportamiento dinámico fue obtenido en el capítulo anterior. Tomando en cuenta que la planta objeto de estudio presenta parámetros dinámicos variantes en el tiempo, debido principalmente al ensuciamiento de las membranas, se diseñan controladores PID con restricciones de robustez.

En trabajos anteriores para el control de las unidades de ósmosis inversa se propusieron técnicas de control predictivo (Abbas, 2006; Bartman et al., 2009; Rivas-Perez et al., 2012), PID robustos basados en optimización (Gambier, 2011; Rathore, 2013), sintonización de controladores PID basados en algoritmos genéticos (Kim et al., 2008), entre otros, en los cuales se obtienen resultados apropiados; sin embargo, el diseño involucra en la mayoría de los casos una elevada carga matemática y un alto costo computacional. En cambio, los controladores PID avanzado tienen la ventaja de incluir restricciones de robustez y se obtienen con un menor costo computacional.

En este trabajo se desarrollará el desacople del modelo matemático obtenido en el capítulo 2 y luego se procede al diseño de los controladores PID avanzado en base al método MIGO (M constrained Integral Gain Optimization) detallado en Åström and Hägglund (2009).

3.2 Fundamentación de la ley de control a utilizar

Muchas plantas desalinizadoras de agua de mar presentan un comportamiento dinámico complejo, por lo cual el control efectivo de las variables críticas no es posible utilizando controladores convencionales. Debido a ello, se han desarrollado controladores basados en técnicas avanzadas, tales como el controlador PID sintonizado con un algoritmo genético (GA) o mediante el método de enjambre de partículas (Particle Swarm Optimization - PSO); sin embargo, dichos métodos requieren de elevada carga matemática y un alto costo computacional. Por ende, se requiere de un método de diseño que garantice un comportamiento robusto y que además, involucre un menor costo computacional comparado con otros métodos avanzados de diseño. El método de diseño que permite cumplir dichos requerimientos es el diseño de controladores PID avanzado basado en el método MIGO, que como ya se indicó en líneas

anteriores, es la estrategia de control a utilizar en el presente trabajo para el control de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar.

En general, un controlador PID avanzado diseñado en base al método MIGO presenta un mejor desempeño que un controlador convencional PID, ya que se diseña teniendo en cuenta restricciones de robustez. Cabe señalar que los parámetros de la unidad de ósmosis inversa objeto de estudio presenta parámetros dinámicos variantes en el tiempo debido a la formación de incrustaciones y de ensuciamientos en las membranas.

La mayoría de los métodos de diseño de controladores PID tienen la propiedad de que la robustez frente a variaciones del proceso tiene que ser comprobada después del diseño. Un gran avance de la teoría de control fue el desarrollo del control robusto, lo cual permitió tomar en cuenta explícitamente la robustez en el diseño del controlador, lo que dio paso a los métodos de diseño con robustez garantizada (la denominada teoría H^∞), luego estas ideas fueron aplicadas al control PID.

En el método MIGO se intenta optimizar la atenuación de la perturbación sujeta a restricciones sobre la robustez. Además, el método ofrece una forma sencilla de equilibrar la atenuación de las perturbaciones en la carga con la inyección de ruido de medida que es inevitable cuando se utiliza la realimentación. Se puede decir que el método MIGO es una adaptación del diseño robusto al control PID y por ende, ofrece ventajas sobre los controladores convencionales PID.

También se puede mencionar que el diseño de controladores PID avanzado, basados en el método MIGO, requiere de menos carga matemática y de menor costo computacional que el diseño de controladores basados en técnicas avanzadas.

Después de todo lo mencionado, se puede establecer que los controladores PID avanzado diseñados en base al método MIGO, representan una solución simple y efectiva al problema de control de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar, el cual ofrece características de robustez y menor carga computacional que en otros controladores convencionales.

3.3 Conceptos sobre controladores PID avanzado

3.3.1 Descripción

Lo que se desea conseguir al diseñar un controlador PID avanzado es obtener un controlador que supere al controlador PID convencional; esto se puede lograr, por ejemplo, utilizando restricciones de robustez, tal como se hace mediante el método MIGO. Antes de describir dicho método se exponen los conceptos necesarios para su entendimiento:

3.3.2 Sensibilidad

La función de sensibilidad S se define por:

$$S = \frac{1}{1+PC} = \frac{1}{1+G_1} \tag{3.1}$$

Y la función de sensibilidad complementaria T viene dada por:

$$T = \frac{PC}{1+PC} = \frac{G_1}{1+G_1} \tag{3.2}$$

donde P es la función de transferencia del proceso o planta a controlar, C es la función de transferencia del controlador y G_1 es la función de transferencia del lazo abierto ($G_1 = P(s)C(s)$).

Las funciones de sensibilidad tienen la propiedad de:

$$S + T = 1. \tag{3.3}$$

Si se considera que una misma perturbación de carga actúa sobre un proceso P en lazo abierto y sobre el proceso P en lazo cerrado con el controlador C, tal como se muestra en la Figura 3.1.

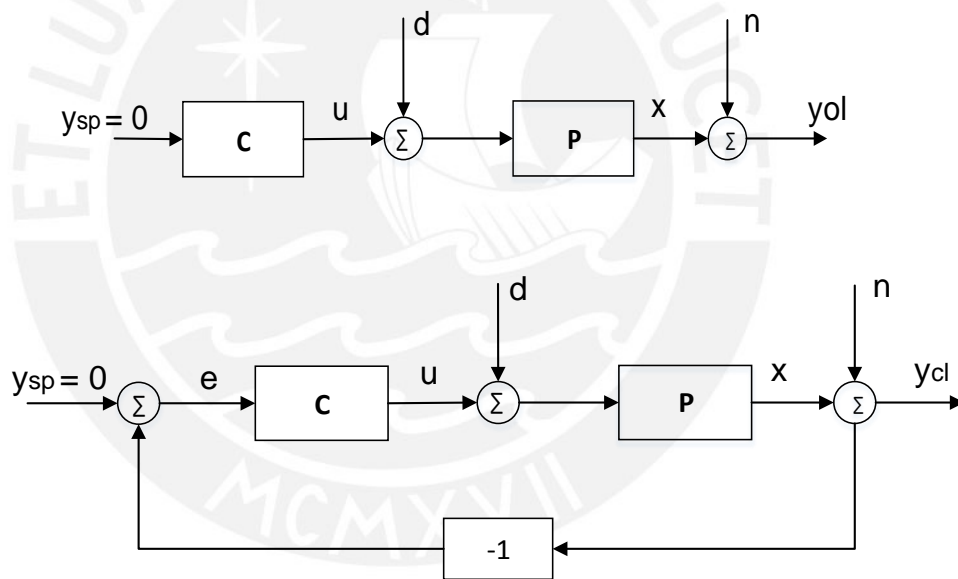


Figura 3.1. Diagramas de bloque de sistemas de control en lazo abierto y lazo cerrado sometidos a las mismas perturbaciones.

Si y_{ol} es la salida del sistema en lazo abierto e y_{cl} la salida del sistema en lazo cerrado, la relación entre las transformadas de Laplace de las señales es:

$$\frac{Y_{cl}(s)}{Y_{ol}(s)} = \frac{1}{1+P(s)C(s)} = S(s). \tag{3.4}$$

Perturbaciones con frecuencias ω tal que $|S(i\omega)| < 1$ se atenúan por realimentación pero perturbaciones tales que $|S(i\omega)| > 1$ se amplifican por la realimentación. Un diagrama de la magnitud de S nos dice inmediatamente el efecto de la realimentación.

Como la sensibilidad solo depende de la función de transferencia del lazo abierto, se puede visualizar gráficamente en el diagrama de Nyquist de dicha función de transferencia, tal como se muestra en la Figura 3.2.

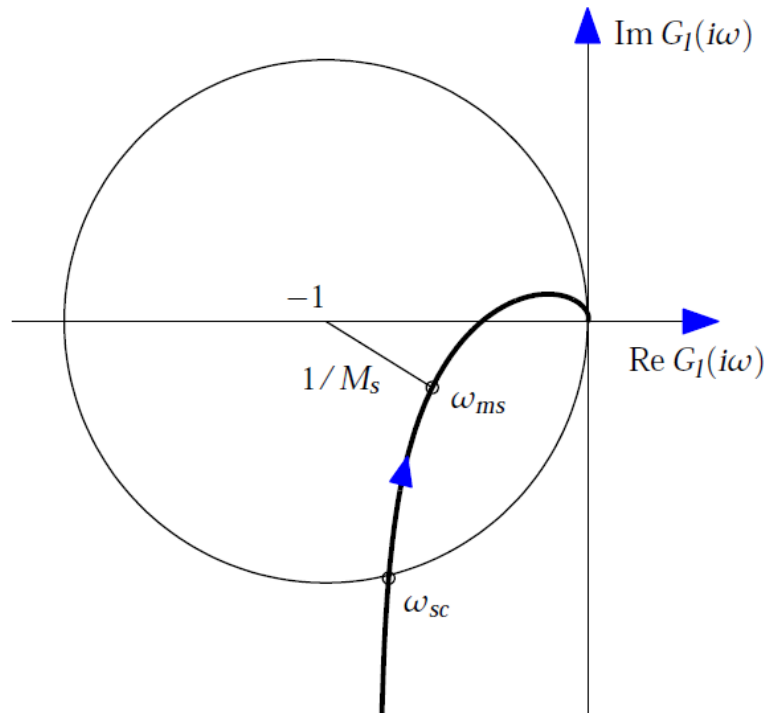


Figura 3.2. Diagrama de Nyquist de la función de transferencia del lazo abierto que muestra la interpretación gráfica de la sensibilidad máxima.

El número complejo $1 + G_1(i\omega)$ se puede representar en el diagrama de Nyquist (Figura 3.2) como el vector que va desde el punto -1 al punto $G_1(i\omega)$. La sensibilidad será menor que uno para todos los puntos fuera del círculo de radio 1 y centro en -1 . Las perturbaciones de estas frecuencias se atenúan por la realimentación. La frecuencia más baja donde la función de sensibilidad tiene magnitud 1 se llama la frecuencia de cruce de sensibilidad ω_{sc} y la sensibilidad máxima da el peor caso de amplificación de las perturbaciones y está dada por (Astrom et al., 2009):

$$M_s = \max_{\omega} |S(i\omega)| = \max_{\omega} \left| \frac{1}{1+P(i\omega)C(i\omega)} \right| = \max_{\omega} \left| \frac{1}{1+G_1(i\omega)} \right| \quad (3.5)$$

En la Figura 3.2 puede observarse también que $|1 + G_1(i\omega)|$ es la distancia desde un punto del diagrama de Nyquist de la función de transferencia del lazo al punto -1 , además la distancia más corta desde el diagrama de Nyquist de la función de transferencia del lazo al punto crítico -1 es así $1/M_s$, que es igual al margen de estabilidad s_m . La máxima sensibilidad puede así servir también como un margen de estabilidad. Un requisito sobre M_s da las siguientes acotaciones para los márgenes de ganancia (g_m) y de fase (ϕ_m):

$$g_m \geq \frac{M_s}{M_s - 1} \quad (3.6)$$

$$\phi_m \geq 2 \arcsen\left(\frac{1}{2M_s}\right) \quad (3.7)$$

El requisito $M_s = 2$ implica que $g_m \geq 2$ y $\phi_m \geq 29^\circ$ y $M_s = 1.4$ implica que $g_m \geq 3,5$ y $\phi_m \geq 41^\circ$.

Por otro lado, la sensibilidad no se puede hacer arbitrariamente pequeña. La siguiente relación se mantiene bajo condiciones razonablemente generales para sistemas estables:

$$\int_0^\infty \log |S(i\omega)| d\omega = 0 \quad (3.8)$$

Esta relación se llama integral de Bode y dice que si la sensibilidad se reduce para una frecuencia, aumenta en otra frecuencia. De este modo, la realimentación puede redistribuir la atenuación de las perturbaciones para diferentes frecuencias, pero no puede reducir el efecto de las perturbaciones para todas las frecuencias.

3.3.3 Robustez

a) Frente a variaciones del proceso

Los parámetros de un proceso pueden variar por diversas razones, que generalmente dependen de las condiciones de operación. Los retardos de tiempo y las constantes de tiempo a menudo cambian con los niveles de producción; además los parámetros también pueden variar a causa del envejecimiento del equipo o de algún elemento del mismo, tal como sucede en la planta objeto de estudio, que presenta parámetros dinámicos cambiantes debido al ensuciamiento de las membranas (Astrom et al., 2009).

La inversa de la sensibilidad máxima es la distancia más corta desde el punto crítico -1 en el eje real, al diagrama de Nyquist de la función de transferencia del lazo. Por ende, la robustez a variaciones del proceso se obtiene mediante las funciones de sensibilidad y de sensibilidad complementaria. Medidas simple son la sensibilidad M_s , el máximo de la sensibilidad complementaria M_t , o la máxima sensibilidad combinada M ($M=M_s=M_t$). Valores típicos de las sensibilidades están en el rango de 1.2 a 2.0 (Astrom et al., 2009).

b) Frente a perturbaciones de carga

Analizando la expresión 3.4 se muestra que las perturbaciones de carga con frecuencias menores que la frecuencia de cruce de sensibilidad ω_{sc} se atenúan por la realimentación y que la amplificación más grande de las perturbaciones es la sensibilidad máxima M_s . Por otro lado, se debe tener en cuenta que si no se conoce la forma en que la perturbación entra al sistema, se supone que éstas entran en la entrada del proceso. Si las perturbaciones mueven las variables del proceso fuera de sus valores deseados, su respuesta viene dada por la siguiente función de transferencia:

$$G_{xd} = \frac{P}{1+PC} = PS = \frac{T}{C} \quad (3.9)$$

donde P es la función de transferencia del proceso o planta a controlar, C es la función de transferencia del controlador, S es la función de sensibilidad y T es la función de sensibilidad complementaria.

Para un sistema con $P(0) \neq 0$ y un controlador con acción integral, la ganancia del controlador tiende al infinito para bajas frecuencias y se tiene la siguiente aproximación para pequeños valores de s :

$$G_{xd} = \frac{T}{C} \approx \frac{1}{C} \approx \frac{s}{K_i} \quad (3.10)$$

Puesto que las perturbaciones de carga normalmente tienen bajas frecuencias esta ecuación implica que la ganancia integral K_i es una buena medida del rechazo a las perturbaciones de carga.

c) Frente al ruido de medida

Al usar realimentación, el ruido de la medida se realimenta inevitablemente en el sistema. Los efectos del ruido de medida son representados por la función de transferencia del ruido de medida a la señal de control:

$$G_{un} = \frac{C}{1+PC} = CS = \frac{T}{P} \quad (3.11)$$

Donde C es la función de transferencia del controlador, P es la función de transferencia del proceso o planta a controlar, S es la función de sensibilidad y T es la función de sensibilidad complementaria.

Para bajas frecuencias (pequeños valores de s) la función de transferencia se aproxima a $1/P(0)$ y para altas frecuencias (grandes valores de s) tenemos aproximadamente:

$$G_{un} \approx C \quad (3.12)$$

Para un controlador PID ideal, la función de transferencia G_{un} se hace infinita para grandes valores de ' s ', lo que claramente indica la necesidad de filtrar la acción derivativa.

Además la función de sensibilidad al ruido viene dada por:

$$M_{un} = \max_{\omega} |G_{un}(i\omega)| \approx \begin{cases} KM_s & \text{para control PI} \\ K_d / T_f & \text{para control PID,} \end{cases} \quad (3.13)$$

donde: M_s es la sensibilidad máxima y T_f es la constante de tiempo del filtro utilizado.

Finalmente, se puede definir que las características esenciales de la atenuación de la perturbación de carga, la inyección del ruido de medida y la robustez pueden obtenerse mediante cuatro parámetros K_i , M_{un} , M_t y M_s . Además, los parámetros K_i y M_{un} están directamente relacionados con los parámetros del

controlador y hay buenos métodos de diseño que pueden garantizar M_s y M_t dados, siendo uno de ellos el método MIGO.

3.3.4 Región de robustez

Para el control PID de un proceso con función de transferencia dada, la restricción de robustez se traduce en restricciones sobre los parámetros del controlador, llamada la *región de robustez*. Para determinar la región de robustez, se considera que el cuadrado de la distancia desde un punto del diagrama de Nyquist de la función de transferencia del lazo a un punto dado (-c) es (Astrom et al., 2009):

$$f(K, K_i, K_d, \omega) = |c + G_1(i\omega)|^2 = |c + \left(K + i \left(K_d \omega - \frac{K_i}{\omega} \right) \right) P(i\omega)|^2 \quad (3.14)$$

Y la restricción de robustez se obtiene como:

$$f(K, K_i, K_d, \omega) \geq r^2 \quad (3.15)$$

Siendo r un valor directamente relacionado con la robustez y que puede variarse de acuerdo al sistema a controlar, su valor recomendado es de aproximadamente 0.4 (Astrom and Hagglund, 2009).

Además la planta $P(s)$ se representa mediante la expresión:

$$P(i\omega) = \alpha(\omega) + i \beta(\omega) = \rho(\omega) e^{i\varphi(\omega)}, \quad (3.16)$$

donde:

$$\alpha(\omega) = \rho(\omega) \cos\varphi(\omega), \quad (3.17)$$

$$\beta(\omega) = \rho(\omega) \sin\varphi(\omega). \quad (3.18)$$

Reemplazando en la ecuación 3.14, se obtiene:

$$\begin{aligned} f(K, K_i, K_d, \omega) &= |c + \left(K + i \left(K_d \omega - \frac{K_i}{\omega} \right) \right) (\alpha(\omega) + i \beta(\omega))|^2 \\ &= |c + \alpha K + \beta \left(K_d \omega - \frac{K_i}{\omega} \right) + i(\beta K + \alpha \left(K_d \omega - \frac{K_i}{\omega} \right))|^2 \\ &= c^2 + \rho^2 K^2 + 2c\alpha K + \rho^2 \left(K_d \omega - \frac{K_i}{\omega} \right)^2 - 2\beta c \left(K_d \omega - \frac{K_i}{\omega} \right) \\ &= \rho^2 \left(K + \frac{\alpha c}{\rho^2} \right)^2 + \frac{\rho^2}{\omega^2} \left(K_i + \frac{\omega \beta c}{\rho^2} - K_d \omega^2 \right)^2 \geq r^2. \end{aligned} \quad (3.19)$$

La condición de robustez se representa como:

$$\left(\frac{\rho(\omega)}{r} \right)^2 \left(K + \frac{\alpha(\omega)c}{\rho(\omega)^2} \right)^2 + \left(\frac{\rho(\omega)}{\omega r} \right)^2 \left(K_i + \frac{\omega \beta(\omega)c}{\rho(\omega)^2} - \omega^2 K_d \right)^2 \geq 1 \quad (3.20)$$

La restricción de robustez implica que los parámetros del controlador deben pertenecer a la región de robustez. Por consiguiente, el diseño de controladores

PID puede formularse mediante el siguiente problema de programación semi-infinita: maximizar K_i sujeto a la restricción de robustez (3.20) y restricciones sobre K y K_d .

De la expresión 3.20, para ω y K_d fijas, la restricción de robustez representa el exterior de una elipse en el plano K - K_i (Figura 3.3), que tiene su centro en $K = \frac{\alpha c}{\rho^2}$ y $K_i = \frac{\omega \beta(\omega) c}{\rho(\omega)^2}$. La mitad del eje horizontal tiene longitud r/ρ y la mitad del eje vertical tiene longitud $\omega r/\rho$. El centro de la elipse está sobre la frontera de estabilidad.

Cuando ω va desde 0 a ∞ , las elipses tienen una envolvente que define una frontera de la restricción de sensibilidad:

$$f(K, K_i, K_d, \omega) = r^2 \tag{3.21}$$

$$\frac{\partial f}{\partial \omega}(K, K_i, K_d, \omega) = 0 \tag{3.22}$$

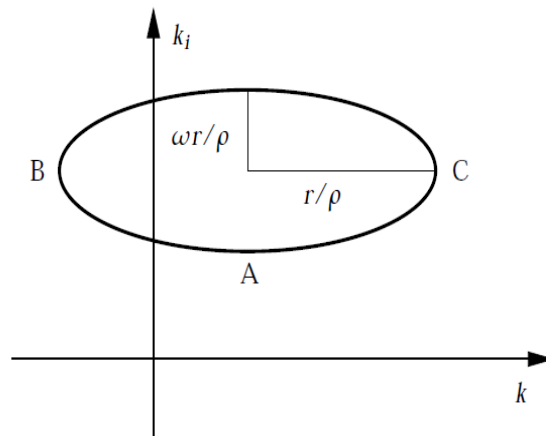


Figura 3.3. Ilustración gráfica de restricción de la sensibilidad.

El problema de optimización se puede resolver encontrando el máximo valor de K_i en la envolvente, aunque puede haber máximos locales y la envolvente puede tener aristas. Ahora se estudiarán los casos en los que exista una envolvente regular y en los que exista una envolvente con puntos angulosos.

Envolvente regular

En este primer caso la envolvente es regular y no tiene puntos angulosos cerca del máximo. El valor máximo de K_i para K_d fijo ocurre en una tangente con el vértice vertical inferior de la elipse (Astrom et al., 2009), la cual está dada por:

$$K(\omega) = -\frac{\alpha c}{\rho^2} = -\frac{c}{\rho(\omega)} \cos \varphi(\omega) \tag{3.23}$$

$$K_i(\omega) = -\frac{\omega \beta c}{\rho^2} + \omega^2 K_d = -\frac{\omega}{\rho(\omega)} (r + c \text{Sen} \varphi(\omega)) + \omega^2 K_d \tag{3.24}$$

El máximo valor de K_i puede encontrarse maximizando K_i en el lugar del vértice inferior. Ello se logra diferenciando la ecuación 3.24 respecto a K_i , obteniéndose:

$$\frac{dK_i}{d\omega} = -\frac{d}{d\omega} \left(\frac{\omega(r+c\text{Sen}\varphi)}{\rho} \right) + 2\omega K_d \quad (3.25)$$

$$\frac{dK_i}{d\omega} = (r + c\text{Sen}\varphi) \left(\frac{\omega\rho'}{\rho^2} - \frac{1}{\rho} \right) - \frac{\omega\varphi' c\text{Cos}\varphi}{\rho} + 2\omega K_d = 0 \quad (3.26)$$

Dividiendo la ecuación 3.26 entre ω y multiplicando por ρ , la condición para el extremo es:

$$h_{PID}(\omega) = (r + c\text{Sen}\varphi) \left(\frac{\rho'}{\rho} - \frac{1}{\omega} \right) - c\varphi' \text{Cos}\varphi + 2\rho K_d = 0 \quad (3.27)$$

Para determinar el óptimo se tiene que encontrar la solución ω^*_{PID} de la expresión 3.27 y los parámetros del controlador se obtienen de (3.23) y (3.24).

La ecuación 3.27 se satisface para un mínimo, un máximo o un punto silla. Por ello, para asegurar que hay un máximo debe requerirse que:

$$\frac{d^2f}{d\omega^2}(\omega^*) > 0 \quad (3.28)$$

Envolvente con puntos angulosos

El valor máximo de K_i también puede ocurrir en un punto donde la envolvente tiene una arista. Los vértices de la elipse en este caso están dados por:

$$K(\omega) = -\frac{\alpha c}{\rho^2} \pm \frac{r}{\rho} = -\frac{\alpha(\omega)c\text{Cos}\varphi(\omega)}{\rho(\omega)} \pm \frac{r}{\rho(\omega)} \quad (3.29)$$

$$K_i(\omega) = -\frac{\omega\beta c}{\rho^2} + \omega^2 K_d = -\frac{\omega c\text{Sin}\varphi(\omega)}{\rho(\omega)} + \omega^2 K_d \quad (3.30)$$

El acantilado de la derivada

Envolventes regulares se encuentran frecuentemente para control PI de sistemas con respuesta en frecuencia esencialmente monótonas y para control PID con valores moderados de K_d . Sin embargo, la optimización de K_i en la región de robustez a menudo da controladores con propiedades no deseables, debido a que pequeños cambios en los parámetros del controlador implican cambios drásticos en K_i . Es decir, la ganancia integral K_i puede aumentar sustancialmente al introducir la acción derivativa. Sin embargo, con valores más grandes de K_d el máximo de K_i ocurre en una arista.

El comportamiento del sistema es muy sensible a las variaciones en los parámetros del controlador en el máximo. Un cambio marginal de los parámetros del controlador pueden hacer al sistema inestable.

Se puede modificar el problema de diseño para evitar las dificultades asociadas con el acantilado de la derivada. Una manera es introducir condiciones que no permiten al diagrama de Nyquist tener bucles, otra forma es definir que $T_i > \alpha T_d$, también se puede fijar la ganancia derivativa al valor obtenido por un controlador PD, aunque en este último caso no se eliminan los bucles del diagrama de Nyquist en todos los casos. La maximización de K_i puede también sustituirse por maximizar la integral del error absoluto debido a las perturbaciones de carga.

Después de varios intentos se ha encontrado que una solución simple es restringir la ganancia derivativa de forma que el máximo ocurre en un punto donde $\partial K_i / \partial K = 0$, de modo que se evita tener un máximo en una arista. Dicha solución se detallada a continuación bajo el nombre de método MIGO (M constrained Integral Gain Optimization) (Astrom et al., 2009).

3.3.4 Método MIGO

Es un método para el diseño de controladores PID que puede ser considerado como una adaptación del diseño robusto al control PID, con lo cual se logra el diseño de controladores PID dentro de la corriente principal del diseño de sistemas de control.

El método de diseño consiste en maximizar la ganancia integral K_i sujeta a restricciones sobre la robustez y la inyección de ruido. El algoritmo es directo y se detalla a continuación:

1. Fijar la ganancia derivativa K_d . Encontrar parámetros del controlador resolviendo (3.27) y luego calcular las ganancias del controlador usando (3.23) y (3.24).
2. Calcular el valor de M (sensibilidad) para un rango de frecuencias alrededor de ω^* y comprobar la restricción de robustez $M \geq M_{crit}$.
3. Aumentar K_d hasta que se obtenga el máximo valor que satisface la restricción de robustez.

Desacoplamiento de un sistema multivariable

Si en un sistema, una entrada manipulada afecta a más de una salida controlada, este problema se puede sobrellevar con un enfoque denominado desacople, donde la idea es desarrollar entradas manipuladas “sintéticas” que afecten a una sola salida del proceso (cada entrada). Este enfoque se ilustra en la Figura 2.3, en la cual una planta multivariable (dos variables de entrada y dos de salida) se controla usando un desacoplador perfecto y controladores de lazo único.

En la Figura 3.4 se muestra otra representación del sistema de control que se exhibe en la Figura 2.3.

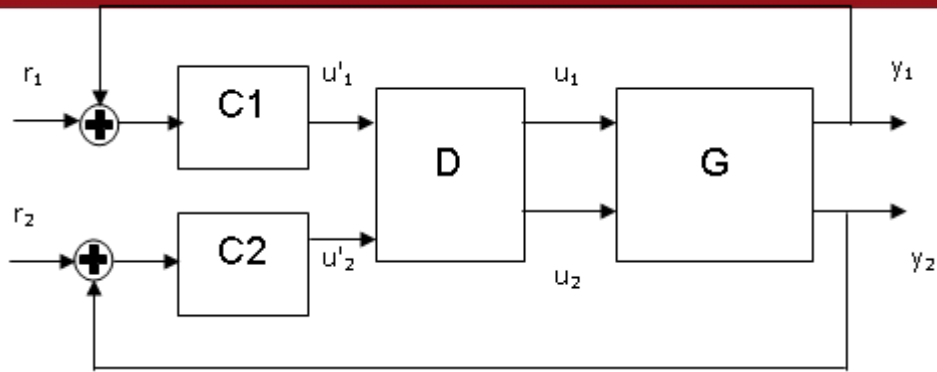


Figura 3.4. Sistema de control en lazo cerrado utilizando un desacoplador.

Para empezar se trabaja sin los controladores $G_{c1}(s)$ y $G_{c2}(s)$, entonces del sistema mostrado en la Figura 2.3 se tiene:

$$u_1 = u'_1 + u_2 X \quad (3.31)$$

$$X = -\frac{G_{12}}{G_{11}} \quad (3.32)$$

$$u_2 = u'_2 + u_1 Y \quad (3.33)$$

$$Y = -\frac{G_{21}}{G_{22}} \quad (3.34)$$

Reemplazando (3.33) en (3.31) se obtiene:

$$u_1 = u'_1 + (u'_2 + u_1 Y) X$$

$$u_1 = u'_1 + u'_2 X + u_1 X Y$$

$$u_1 \left(1 - \left(\frac{G_{12}}{G_{11}} \right) \left(\frac{G_{21}}{G_{22}} \right) \right) = u'_1 + u'_2 \left(-\frac{G_{12}}{G_{11}} \right)$$

$$u_1 \left(\frac{G_{11}(s)G_{22}(s) - G_{12}(s)G_{21}(s)}{G_{11}(s)G_{22}(s)} \right) = u'_1 + u'_2 \left(-\frac{G_{12}}{G_{11}} \right)$$

$$u_1 = \frac{G_{11}(s)G_{22}(s)u'_1 - G_{12}(s)G_{22}(s)u'_2}{G_{11}(s)G_{22}(s) - G_{12}(s)G_{21}(s)} \quad (3.35)$$

Reemplazando (3.31) en (3.33) se tiene:

$$u_2 = u'_2 + (u'_1 + u_2 X) Y$$

$$u_2 = u'_2 + u'_1 Y + u_2 X Y$$

$$u_2 \left(1 - \left(\frac{G_{12}}{G_{11}} \right) \left(\frac{G_{21}}{G_{22}} \right) \right) = u'_2 + u'_1 \left(-\frac{G_{21}}{G_{22}} \right)$$

$$u_2 \left(\frac{G_{11}(s)G_{22}(s) - G_{12}(s)G_{21}(s)}{G_{11}(s)G_{22}(s)} \right) = u'_2 + u'_1 \left(-\frac{G_{21}}{G_{22}} \right)$$

$$u_2 = \frac{G_{11}(s)G_{22}(s)u'_2 - G_{11}(s)G_{21}(s)u'_1}{G_{11}(s)G_{22}(s) - G_{12}(s)G_{21}(s)} \quad (3.36)$$

Usando (3.35) y (3.36) se obtiene:

$$\begin{bmatrix} u_1(s) \\ u_2(s) \end{bmatrix} = \frac{\begin{bmatrix} G_{11}(s)G_{22}(s) & -G_{12}(s)G_{22}(s) \\ -G_{11}(s)G_{21}(s) & G_{11}(s)G_{22}(s) \end{bmatrix}}{G_{11}(s)G_{22}(s) - G_{12}(s)G_{21}(s)} \begin{bmatrix} u'_1(s) \\ u'_2(s) \end{bmatrix} \quad (3.37)$$

Además de la Figura 3.4 se tiene:

$$\begin{bmatrix} y_1(s) \\ y_2(s) \end{bmatrix} = G * D \begin{bmatrix} u'_1(s) \\ u'_2(s) \end{bmatrix} \quad (3.38)$$

El desacoplador es realizable solo si la matriz de funciones de transferencia de desacople es estable en lazo abierto (Riverol, 2004).

También de acuerdo a la teoría de desacople se requiere que el producto de la matriz $G \cdot D$ sea una matriz diagonal para garantizar el desacople. De la Figura 3.4 y de la expresión 3.37, se afirma que la matriz "D" está representada por:

$$D = \frac{\begin{bmatrix} G_{11}(s)G_{22}(s) & -G_{12}(s)G_{22}(s) \\ -G_{11}(s)G_{21}(s) & G_{11}(s)G_{22}(s) \end{bmatrix}}{G_{11}(s)G_{22}(s) - G_{12}(s)G_{21}(s)} \quad (3.39)$$

Entonces $G \cdot D$ se obtiene como:

$$G \cdot D = \begin{bmatrix} G_{11} & G_{12} \\ G_{21} & G_{22} \end{bmatrix} * \frac{\begin{bmatrix} G_{11}(s)G_{22}(s) & -G_{12}(s)G_{22}(s) \\ -G_{11}(s)G_{21}(s) & G_{11}(s)G_{22}(s) \end{bmatrix}}{G_{11}(s)G_{22}(s) - G_{12}(s)G_{21}(s)} \quad (3.40)$$

Otro de los aspectos que se deben estudiar es el emparejamiento de las variables de entrada-salida para su uso en el control de un sistema multivariable (Bristol, 1966), para lo cual es útil la matriz de ganancia relativa (RGA - Relative Gain Array), ya que establece los mejores emparejamientos. La matriz RGA se define como el producto elemento por elemento de la matriz de función de transferencia $G(s)$ y la transpuesta de la inversa de esta matriz, la cual está dada por $G^{-T}(s)$, que es igual a $(G^T(s))^{-1}$ y a $(G^{-1}(s))^T$. Típicamente la matriz RGA se evalúa en la frecuencia cero, es decir:

$$RGA_{(0)} = G_{(0)} \cdot G^{-T}_{(0)} \quad (3.41)$$

Para los sistemas cuadrados la matriz RGA tiene la propiedad única de que todos los elementos en una fila o columna suman la unidad. Asimismo el significado de los valores que conforman la matriz RGA es:

- $0 < \lambda_{i,j} < 1$: Indica interacción moderada.
- $\lambda_{i,j} \approx 1$: El par $y_j - u_i$ presenta interacción mínima y es un buen candidato para un lazo independiente SISO.
- $\lambda_{i,j} < 0$: Las variables no deben ser emparejadas para el control.
- $\lambda_{i,j} > 5$: Indica interacción severa del bucle.

3.4. Diseño de los controladores PID avanzado para el control de las variables críticas de la planta objeto de estudio

3.4.1 Modelo matemático estudiado

El modelo matemático de la unidad de ósmosis inversa objeto de estudio se presenta como:

$$\begin{bmatrix} F(s) \\ C(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{0.0301(40.90s+1)}{(148.61s+1)(147.85s+1)} & 0 \\ \frac{-9.79(10.67s+1)}{(29.31s+1)(488.27s+1)} & \frac{-10.67(3.07s+1)}{(8.42s+1)(268.6s+1)} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} P(s) \\ pH(s) \end{bmatrix} \quad (3.42)$$

Entonces:

$$G(s) = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{0.0301(40.90s+1)}{(148.61s+1)(147.85s+1)} & 0 \\ \frac{-9.79(10.67s+1)}{(29.31s+1)(488.27s+1)} & \frac{-10.67(3.07s+1)}{(8.42s+1)(268.6s+1)} \end{bmatrix} \quad (3.43)$$

De la expresión 3.43, se puede afirmar que el pH no tiene ningún efecto sobre el flujo de agua ($G_{12}(s)=0$), pero la presión afecta tanto al flujo de permeado como a la conductividad; es por ello que una forma de superar este inconveniente es mediante el desacople de las variables de la planta objeto de estudio.

3.4.2 Desacople perfecto de una unidad de ósmosis inversa

Se debe verificar que la matriz de funciones de transferencia con desacople sea estable en lazo abierto para que el desacoplador sea realizable, para ello en la Figura 3.5 se muestra el diagrama de bloques del sistema de control en Simulink.

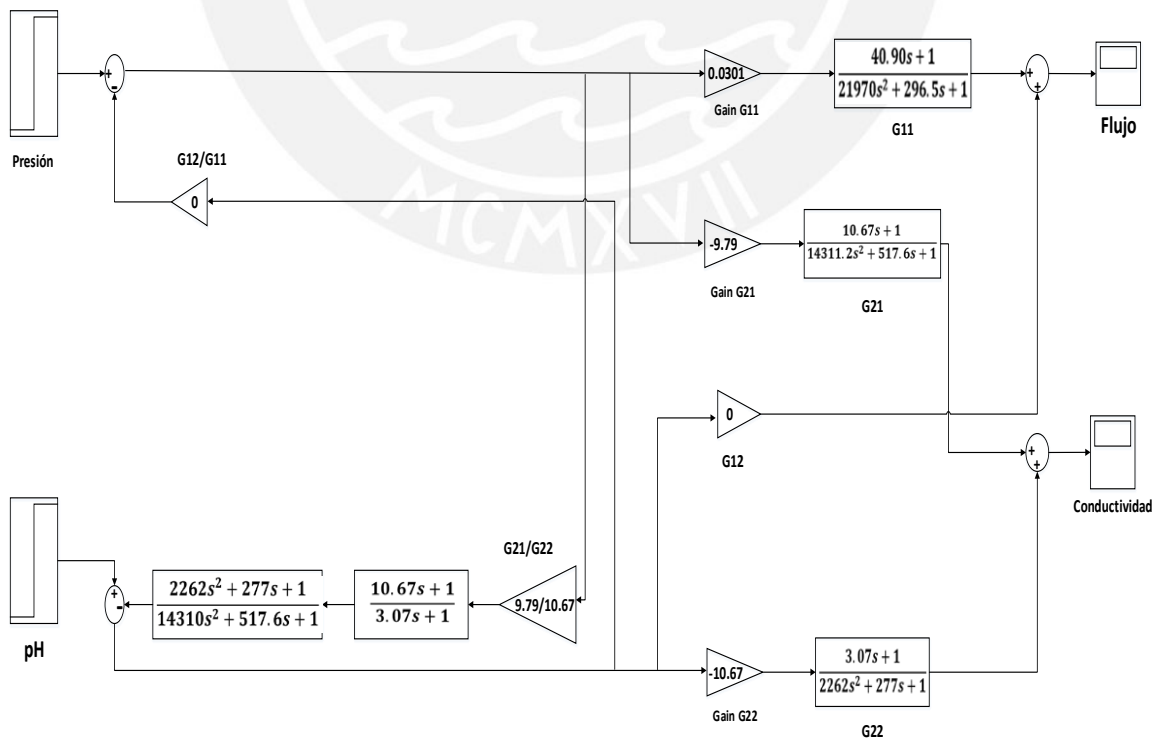


Figura 3.5. Sistema de control de la planta objeto de estudio en lazo abierto.

Para verificar la estabilidad del sistema con desacople se debe estudiar el efecto de una entrada sobre las dos salidas y definir la interacción que se presente.

Las pruebas que se realizan son las siguientes:

- a) Se estimula con una entrada escalón unitario (como cambio representativo) la presión y se mantiene el pH en cero, obteniéndose los resultados que se muestran en las Figuras 3.6 y 3.7.

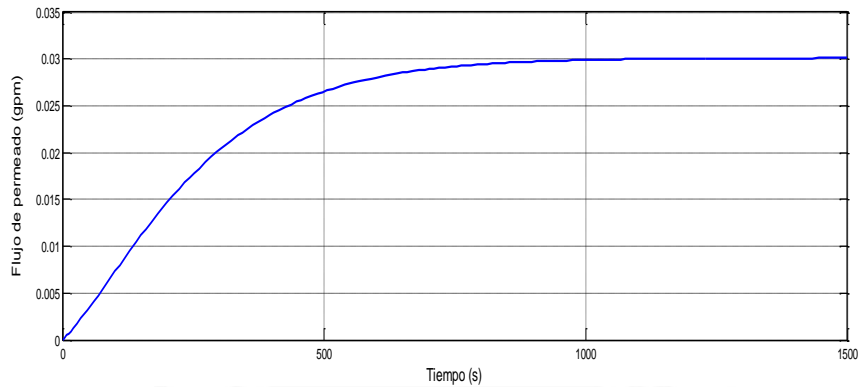


Figura 3.6. Flujo del permeado en lazo abierto.

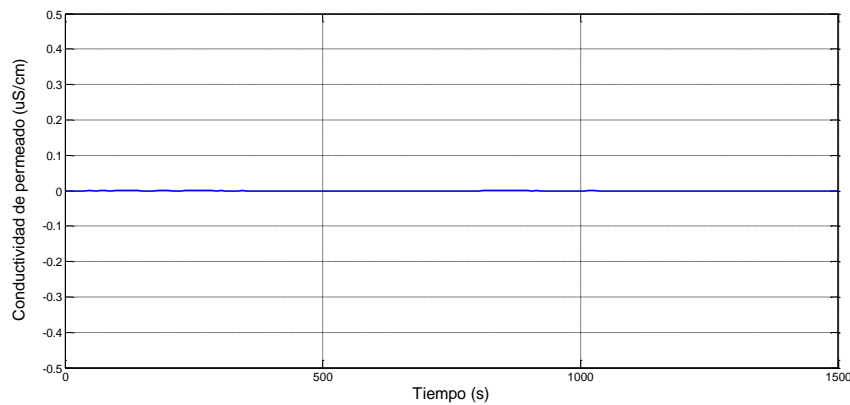


Figura 3.7. Conductividad del permeado en lazo abierto.

- b) Se estimula con una entrada escalón unitario (como cambio representativo) del pH y se mantiene la presión en cero, obteniéndose los resultados que se muestran en las Figuras 3.8 y 3.9.

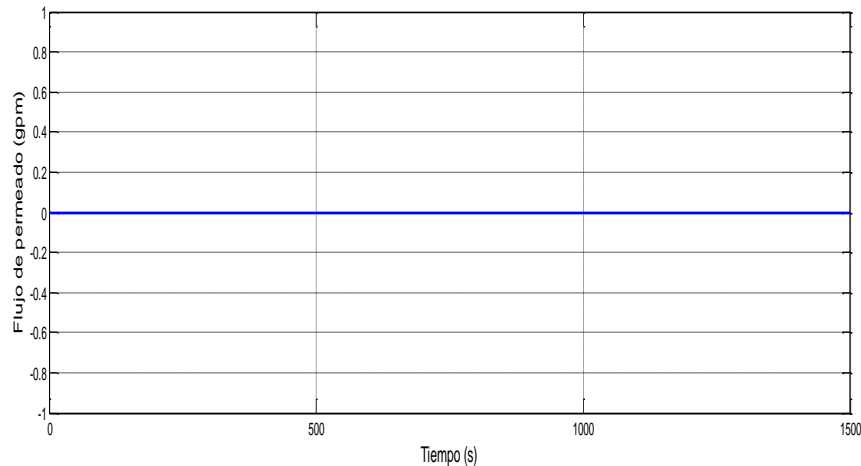


Figura 3.8. Flujo del permeado en lazo abierto.

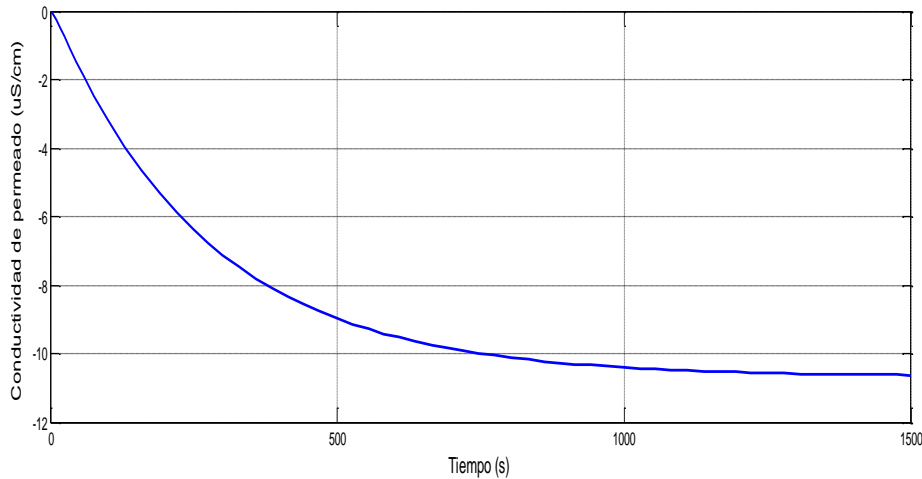


Figura 3.9. Conductividad del permeado en lazo abierto.

En el primer caso se observa que el flujo del permeado se estabiliza después de un tiempo largo y que la conductividad tiene una interacción muy pequeña con la presión (del orden de 10^{-15}), en el segundo caso la conductividad se estabiliza y no existe interacción entre el pH y el flujo de permeado. Por ende, el sistema con desacoplador es estable en lazo abierto.

También se debe definir el emparejamiento entre las variables de entrada-salida. De acuerdo a la expresión 3.40 y considerando que $G_{12(s)} = 0$, se obtiene:

$$G^*D = \begin{bmatrix} G_{11} & 0 \\ G_{21} & G_{22} \end{bmatrix} * \frac{\begin{bmatrix} G_{11}(s)G_{22}(s) & 0 \\ -G_{11}(s)G_{21}(s) & G_{11}(s)G_{22}(s) \end{bmatrix}}{G_{11}(s)G_{22}(s)}$$

$$G^*D = \frac{\begin{bmatrix} G_{11}(s)^2 G_{22}(s) & 0 \\ G_{21}(s)G_{11}(s)G_{22}(s) - G_{22}(s)G_{11}(s)G_{21}(s) & G_{11}(s)G_{22}(s)^2 \end{bmatrix}}{G_{11}(s)G_{22}(s)}$$

$$G^*D = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & 0 \\ 0 & G_{22}(s) \end{bmatrix}$$

Reemplazando en (3.38) se obtiene:

$$\begin{bmatrix} y_1(s) \\ y_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & 0 \\ 0 & G_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u'_1(s) \\ u'_2(s) \end{bmatrix} \tag{3.44}$$

Además dado el sistema (3.43), la función de transferencia $G(s)$ evaluada en la frecuencia cero es:

$$G^{(0)} = \begin{bmatrix} 0.0301 & 0 \\ -9.79 & -10.67 \end{bmatrix} \tag{3.45}$$

Y la transpuesta de la inversa de esta matriz $G(s)$ evaluada en la frecuencia cero es:

$$G^{-T}(0) = \begin{bmatrix} 33.2226 & -30.4826 \\ 0 & -0.0937 \end{bmatrix} \quad (3.46)$$

Luego la matriz de ganancia relativa (RGA) de acuerdo a la expresión 3.41 se obtiene como:

$$RGA(0) = \begin{bmatrix} \lambda_{1,1} & \lambda_{1,2} \\ \lambda_{2,1} & \lambda_{2,2} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (3.47)$$

De (3.42), (3.44) y (3.47) se define el emparejamiento de variables para realizar el sistema de control con dos lazos de control SISO independientes, dichos emparejamientos son:

- Flujo del permeado con presión.
- Conductividad del permeado con pH.

3.4.3 Diseño de los controladores PID avanzado para el control de la unidad de ósmosis inversa

3.4.3.1 Sistema de control de la planta

El sistema de control con desacople y en lazo cerrado que se diseña en el presente trabajo tiene la estructura que se muestra en la Figura 3.10.

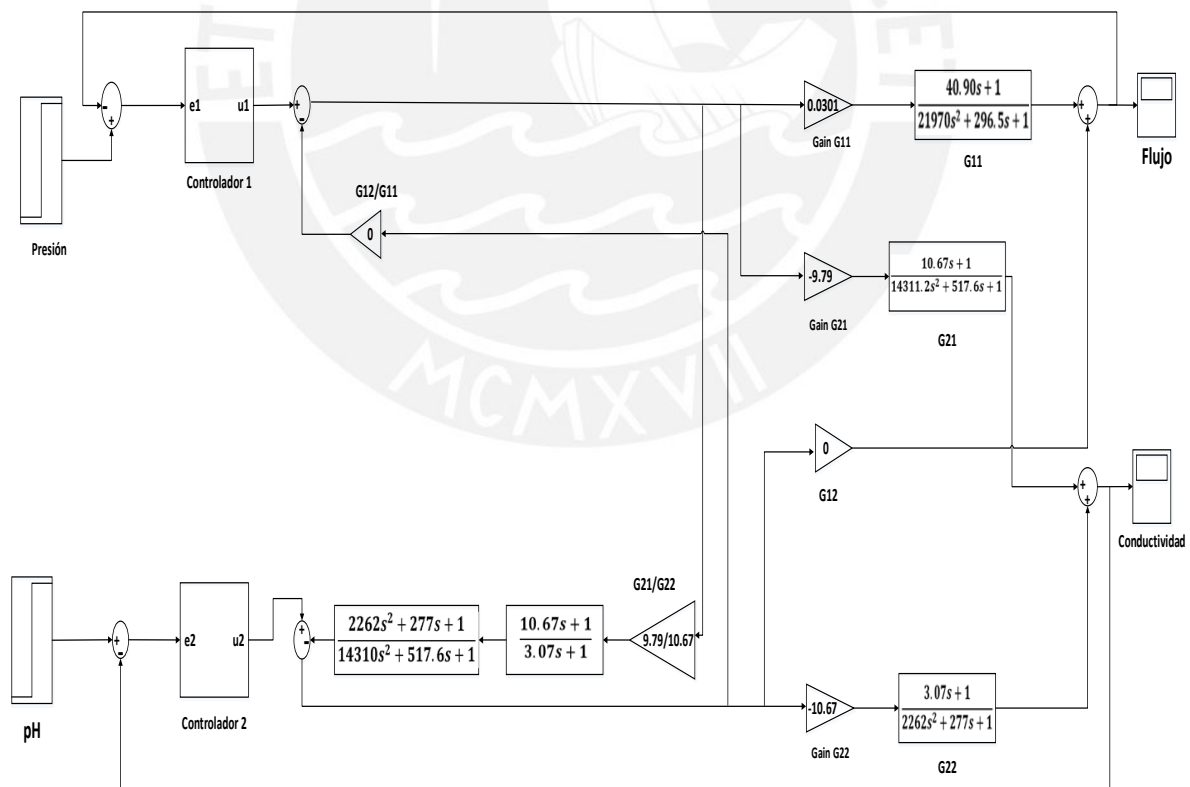


Figura 3.10. Diagrama de bloques del sistema de control con desacople y en lazo cerrado de la planta objeto de estudio.

Como ya se determinó anteriormente, el sistema de control consta de dos lazos SISO independientes y por ende, se diseñan dos controladores, uno para el lazo G_{p11} y otro para el lazo G_{p22} , en correspondencia con (3.44). El diseño de los controladores se realiza con el método MIGO, detallado anteriormente.

3.4.3.2 Diseño del controlador PID avanzado para el lazo G_{p11}

Del capítulo anterior se tiene:

$$P1 = G_{p11}(s) = \frac{F(s)}{P(s)} = \frac{0.0301(40.90s+1)}{(148.61s+1)(147.85s+1)} = \frac{1.231s + 0.0301}{2197s^2 + 296.5s + 1} \quad (3.48)$$

Para cumplir la restricción de robustez (3.15) se estableció $r = 0.6$ y la distancia desde un punto del diagrama de Nyquist de la función de transferencia del lazo al punto crítico $(-1,0)$ se iguala a -0.55 , siendo éste el valor del punto $-c$ (3.14).

De acuerdo a (3.16):

$$P1(i\omega) = \frac{1.231(i\omega) + 0.0301}{2197(i\omega)^2 + 296.5(i\omega) + 1} = \alpha(\omega) + i\beta(\omega) \quad (3.49)$$

Además:

$$\rho(\omega) = \sqrt{\alpha(\omega)^2 + \beta(\omega)^2} \quad (3.50)$$

$$\varphi(\omega) = \tan\left(\frac{\beta(\omega)}{\alpha(\omega)}\right) \quad (3.51)$$

Como ya se mencionó, los valores típicos de las sensibilidades están en el rango de 1.2 a 2.0. En la presente tesis se tomará la sensibilidad crítica (M_{crit}) igual a 1.4 como una restricción de robustez, debido a que es un valor recomendado por el método MIGO (Astrom and Hagglund, 2009).

Con todas las variables requeridas ya definidas, se procede a fijar una ganancia K_d y se resuelve (3.27) para encontrar la frecuencia que hace cero dicha expresión, luego se calculan las ganancias del controlador con (3.23) y (3.24). Después se procesa a calcular el valor de M_s y se comprueba que sea igual a 1.4, si ello no ocurre se aumenta el valor de K_d hasta que se obtenga que M_s es igual 1.4; tal como se describió en 3.3.4.

Se realizaron las iteraciones necesarias para hallar el valor máximo de K_d con el que se cumpla la restricción de robustez y se obtuvieron los parámetros del controlador PID que se exhiben en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1 Parámetros del controlador PID-MIGO para G_{p11} .

Lazo	Parámetros	PID-MIGO
G_{p11}	K_p	107.40
	T_i	0.03
	T_d	- 47.75

La función de transferencia del lazo es:

$$G1 = \frac{-6314 s^3 - 22.16 s^2 - 3630 s - 88.82}{2197 s^2 + 296.5 s + 1} \quad (3.52)$$

Y la función de sensibilidad S (3.1) viene dada por:

$$S1 = \frac{2197 s^3 + 296.5 s^2 + s}{1566 s^3 + 274.3 s^2 - 3629 s - 88.82} \quad (3.53)$$

La sensibilidad máxima M_s viene dada por (3.5) y se obtiene como:

$$M_s = \max_{\omega} |S1(i\omega)| = 1.400$$

El diagrama de Bode de la función de sensibilidad S1 se muestra en la Figura 3.11.

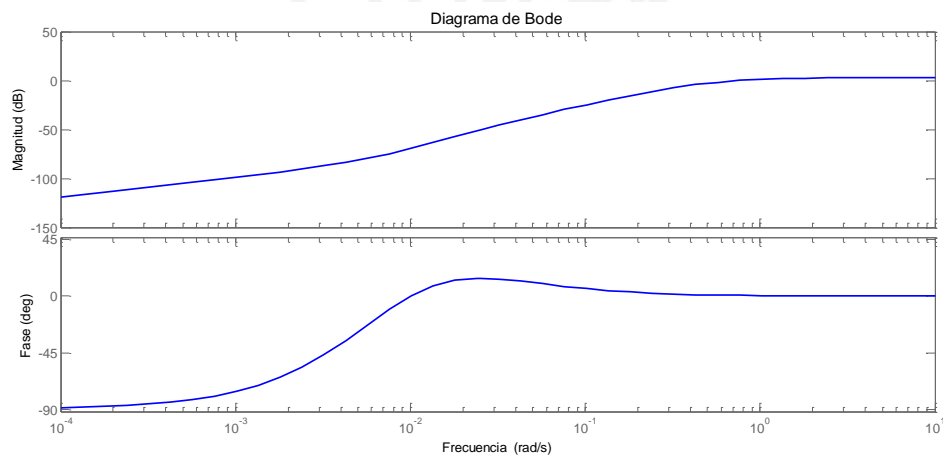


Figura 3.11. Diagrama de Bode de la función de sensibilidad S1.

Y el diagrama de Nyquist de la función de transferencia del lazo G1 se exhibe en la Figura 3.12.

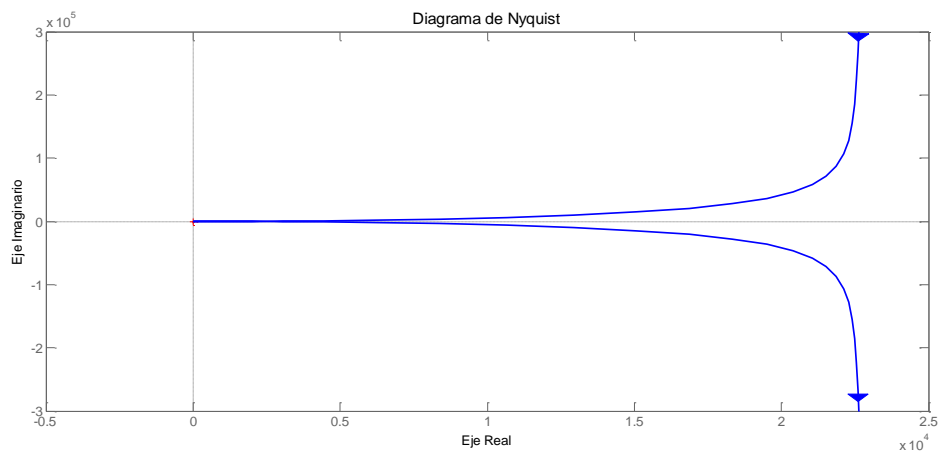


Figura 3.12. Diagrama de Nyquist de la función de transferencia del lazo G1.

3.4.3.3 Diseño del controlador PID avanzado para el lazo G_{p22}

Del capítulo anterior se tiene:

$$P2 = G_{p22}(s) = \frac{C(s)}{pH(s)} = \frac{-10.67(3.07s+1)}{(8.42s+1)(268.6s+1)} = \frac{-32.76s - 10.67}{2262s^2 + 277s + 1} \quad (3.54)$$

Para cumplir la restricción de robustez (3.15) se estableció $r = 0.4$ y la distancia desde un punto del diagrama de Nyquist de la función de transferencia del lazo al punto crítico $(-1,0)$ se iguala a -0.55 , siendo éste el valor del punto $-c$ (3.14).

De acuerdo a (3.16):

$$P2(i\omega) = \frac{-32.76(i\omega) - 10.67}{2262(i\omega)^2 + 277(i\omega) + 1} = \alpha(\omega) + i\beta(\omega) \quad (3.55)$$

Además:

$$\rho(\omega) = \sqrt{\alpha(\omega)^2 + \beta(\omega)^2} \quad (3.56)$$

$$\varphi(\omega) = \tan\left(\frac{\beta(\omega)}{\alpha(\omega)}\right) \quad (3.57)$$

También se toma la sensibilidad crítica (M_{crit}) igual a 1.4.

Siguiendo el procedimiento que se detalló para el diseño del controlador, se realizaron las iteraciones necesarias para hallar el máximo valor de K_d con el que se cumpla la restricción de robustez y se obtuvieron los parámetros del controlador PID que se muestran en la Tabla 3.2

Tabla 3.2 Parámetros del controlador PID-MIGO para G_{p22} .

Lazo	Parámetros	PID-MIGO
G_{p22}	K_p	-7.71
	T_i	1.50
	T_d	-1.34

La función de transferencia del lazo es:

$$G2 = \frac{-339s^3 + 142.2s^2 + 82.14s - 0.05496}{2262s^3 + 277s^2 + s} \quad (3.58)$$

Y la función de sensibilidad S (3.1) viene dada por:

$$S2 = \frac{2262s^3 + 277s^2 + s}{1923s^3 + 419.3s^2 + 83.14s - 0.05496} \quad (3.59)$$

La sensibilidad máxima M_s dada por (3.5) se obtiene como:

$$M_s = \max_{\omega} |S1(i\omega)| = 1.400$$

El diagrama de Bode de la función de sensibilidad S_2 se muestra en la Figura 3.13.

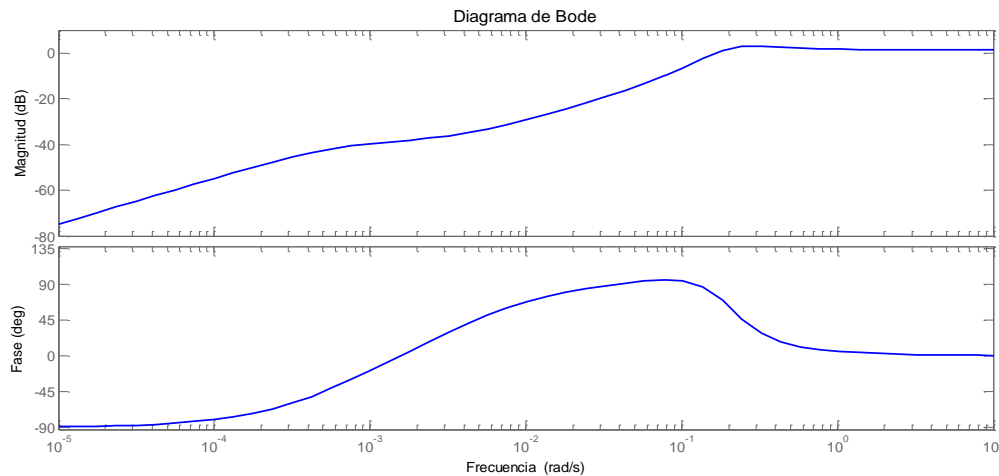


Figura 3.13. Diagrama de Bode de la función de sensibilidad S_2 .

Y el diagrama de Nyquist de la función de transferencia del lazo G_2 se muestra en la Figura 3.14.

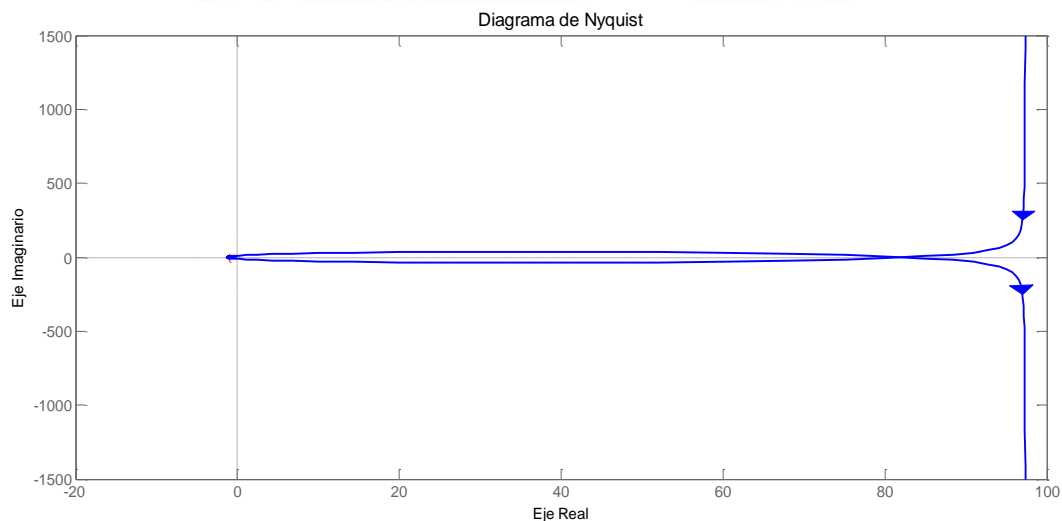


Figura 3.14. Diagrama de Nyquist de la función de transferencia del lazo G_2 .

3.5 Resultados de simulación del sistema de control con el PID-MIGO bajo condiciones de operación nominal de la unidad de osmosis inversa

3.5.1 Resultados de simulación del lazo de control G_{p11}

Se evalúa la respuesta nominal del sistema de control sin considerar perturbaciones ni variación de parámetros de la unidad objeto de estudio, la referencia de flujo de permeado es de 1.15 gpm; es decir, la variación de dicho flujo es de 0.1 gpm a partir de 1.05 gpm, obteniéndose los resultados que se muestran en la Figura 3.15.

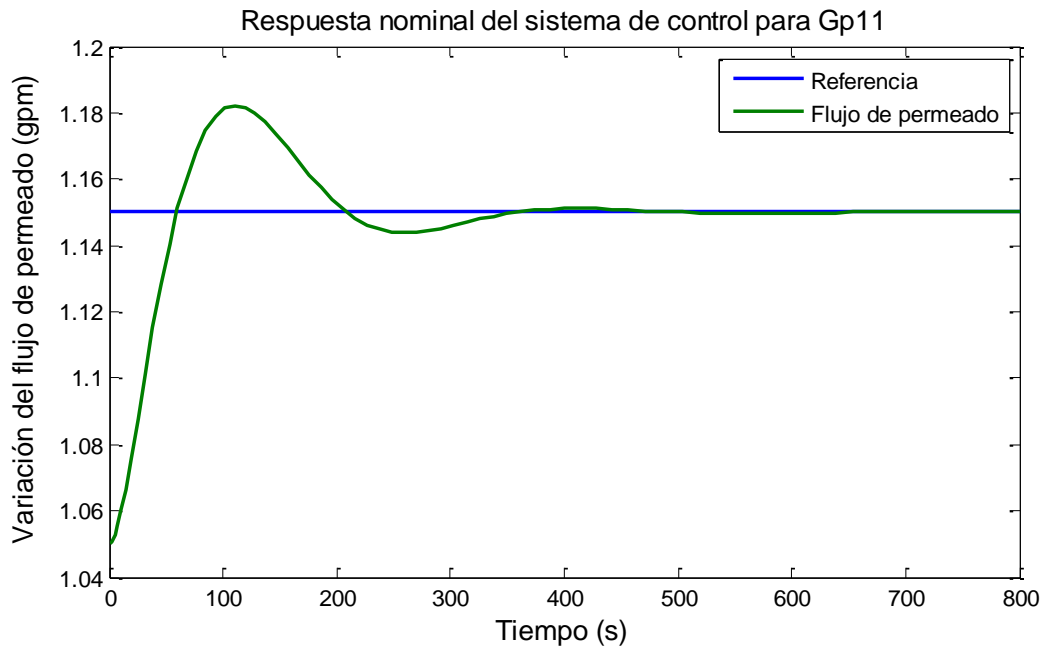


Figura 3.15. Respuesta temporal del sistema de control con el controlador PID-MIGO para Gp₁₁.

De la Figura 3.15 se observa que se obtiene un tiempo de establecimiento de aproximadamente 500 s y un sobreimpulso máximo de 2.8%. La evolución de la señal de control se muestra en la Figura 3.16.

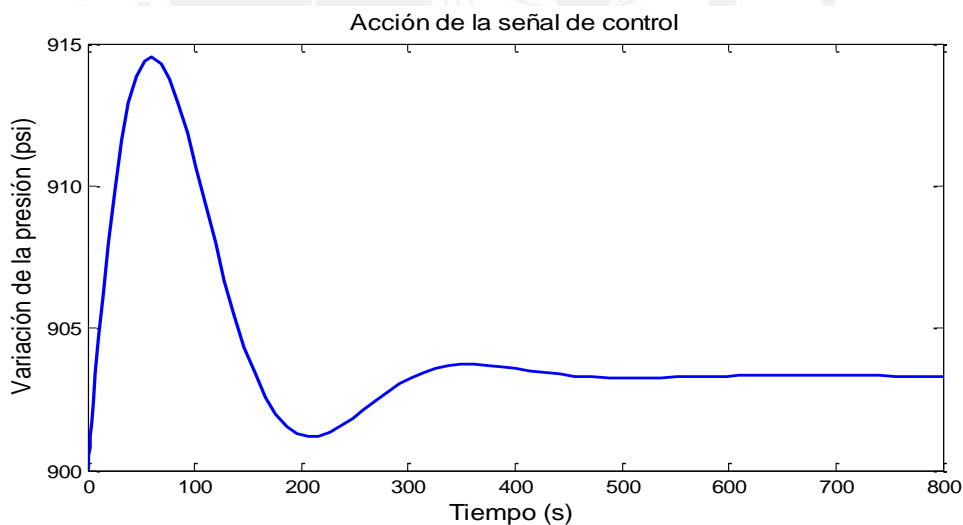


Figura 3.16. Variación de la señal de control – Presión.

De la Figura 3.16 se puede notar que la presión al inicio llega a 914.5 psi y luego dicho valor disminuye hasta finalmente estabilizarse en un valor de 903.5 psi aproximadamente. Se debe señalar que la presión varía con el porcentaje (%) de apertura de la válvula de control.

3.5.2 Resultados de simulación del lazo de control Gp₂₂

Se evalúa la respuesta nominal del sistema de control sin considerar perturbaciones ni variación de parámetros de la planta objeto de estudio, la

referencia de la conductividad del permeado es de $440 \mu\text{S}/\text{cm}$, es decir, la variación de dicha conductividad es de $15 \mu\text{S}/\text{cm}$ a partir de $425 \mu\text{S}/\text{cm}$, obteniéndose la respuesta temporal que se muestra en la Figura 3.17.

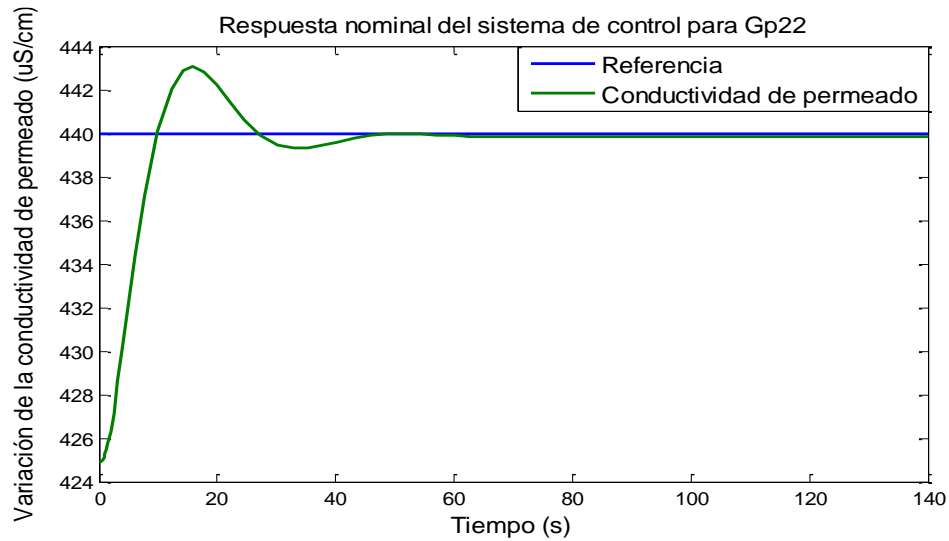


Figura 3.17. Respuesta temporal del sistema de control con el controlador PID-MIGO para Gp22.

De la Figura 3.17 se observa que el tiempo de establecimiento es de aproximadamente 80 s y el sobreimpulso máximo es de 0.7%. La evolución de la señal de control se muestra en la Figura 3.18.

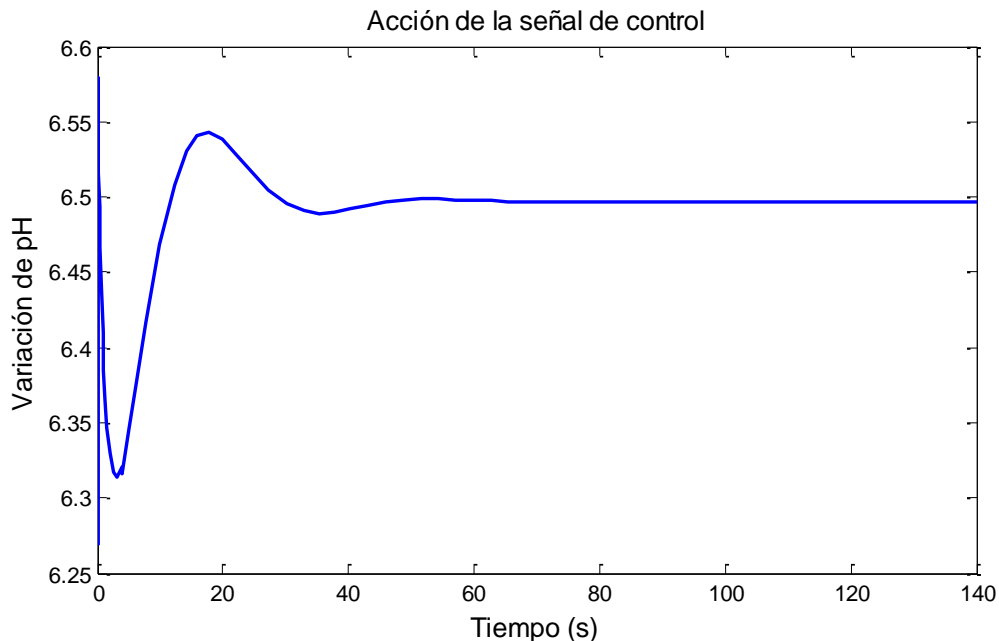
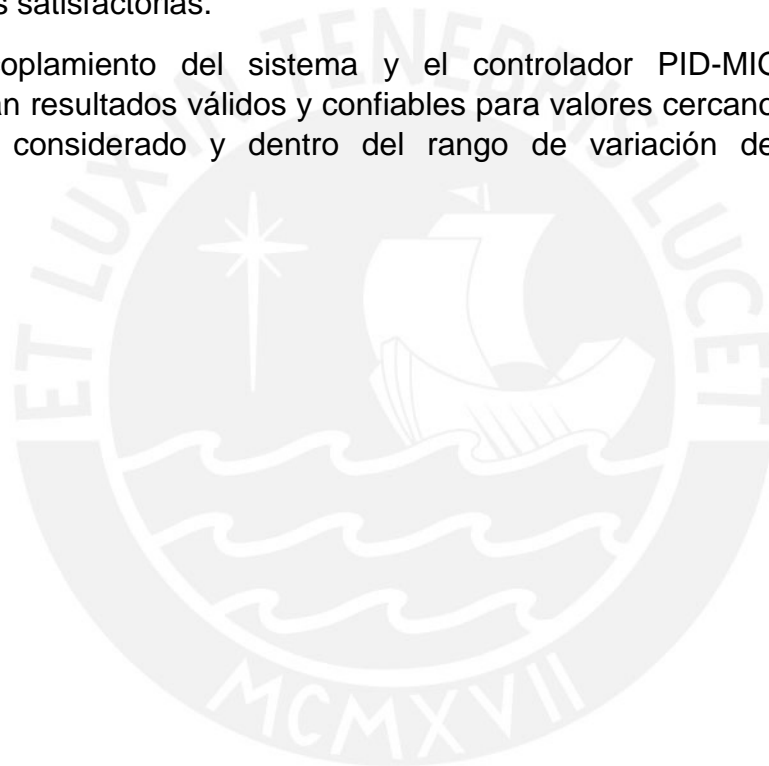


Figura 3.18. Variación de la señal de control – pH.

De la Figura 3.18 se observa que el pH al inicio llega a 6.3 y luego dicho valor aumenta hasta finalmente estabilizarse en un valor de 6.5 aproximadamente. Se debe señalar que el pH se varía con el porcentaje (%) de apertura de la válvula de control que regula el ingreso de base.

3.6 Conclusiones parciales

- Se desarrolló un desacoplador casi perfecto para el diseño del sistema de control de la planta objeto de estudio conformado por dos lazos SISO independientes.
- Se diseñaron dos controladores PID avanzado basados en el método MIGO para el control de las variables flujo y conductividad del permeado de la planta objeto de estudio.
- Se determinó que la máxima sensibilidad de los controladores diseñados es 1.4, el cual garantiza un alto nivel de robustez.
- Los resultados de simulación del sistema de control de la planta objeto de estudio con los controladores PID-MIGO diseñados mostraron respuestas temporales satisfactorias.
- El desacoplamiento del sistema y el controlador PID-MIGO diseñado presentarán resultados válidos y confiables para valores cercanos al punto de operación considerado y dentro del rango de variación de parámetros estudiado.



CAPÍTULO 4. ANÁLISIS DE ROBUSTEZ Y PROPUESTA DE IMPLEMENTACIÓN PRÁCTICA DE LOS CONTROLADORES DISEÑADOS

4.1 Introducción

En el presente capítulo se analiza la robustez de los controladores PID avanzado diseñados en el capítulo anterior, siguiendo el método MIGO; previamente se detallan los criterios de robustez a considerar. Igualmente, se realiza una comparación entre dichos controladores y controladores PID convencionales.

Además se presenta una propuesta de implementación práctica para el control y monitorio de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar. Para ello se establece una arquitectura Cliente/Servidor que permita el control local y global. También se incluye una interfaz de comunicación OPC entre el controlador local (Servidor) y el computador cliente para la transferencia de información de la señal de control que se obtiene mediante la implementación de los controladores PID avanzado en Simulink y lectura de variables.

4.2 Especificaciones de los escenarios de operación y de los criterios de robustez

4.2.1 Escenarios de operación

Se estudia el comportamiento y robustez del sistema de control de la unidad de OI, que incluye los controladores PID avanzado diseñados en el capítulo anterior en base al método MIGO, considerando variaciones en la referencia, perturbaciones, presencia de ruido aditivo en los sensores y variaciones del proceso.

Las simulaciones del sistema de control se realizarán para el sistema desacoplado, debido a que los controladores diseñados PID avanzado basados en el método MIGO son válidos para sistemas SISO. Para el lazo G_{p11} , en las primeras pruebas se hacen variaciones en la cantidad de agua demandada (Flujo de permeado-Variable de salida), siendo necesario para ello que la presión varíe debido a que es la variable de entrada. Para el lazo G_{p22} , en las primeras pruebas se hacen variaciones en la calidad de agua demandada (Conductividad-Variable de salida), siendo necesario para ello que el pH varíe debido a que es la variable de entrada.

Se debe tener en cuenta el rango lineal de las variables, asimismo se establece que el flujo de permeado de operación nominal es 1.05 gpm y que la conductividad de operación nominal del permeado es 420 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

4.2.2 Criterios de robustez

Para demostrar cuantitativamente las mejoras que ofrecen los controladores diseñados, éstos deben ser evaluados utilizando algún índice de desempeño

basado en la señal del error $e(t)$, la cual es la diferencia entre el valor deseado de la variable controlada y su valor real ($e(t) = r(t) - y(t)$).

Los criterios de robustez que se utilizarán en el presente trabajo son los denominados criterios integrales, debido a que son criterios basados en la respuesta temporal y pueden ser optimizados en base al comportamiento de la señal del error:

a) Integral del error cuadrático

Este criterio penaliza grandes errores y su valor mínimo ocurre para un valor crítico de amortiguamiento, se calcula mediante:

$$ISE = \int_0^{\infty} e(t)^2 dt \quad (4.1)$$

b) Integral del tiempo por el error cuadrático

Este criterio se caracteriza por dar poco peso a los errores iniciales grandes y se calcula mediante:

$$ITSE = \int_0^{\infty} te(t)^2 dt \quad (4.2)$$

c) Integral del error absoluto

Este índice es más sensible al error que el ISE y se recomienda para la evaluación de sistemas simulados por computador, se calcula mediante:

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (4.3)$$

d) Integral del tiempo por el error absoluto

Al estar el valor absoluto del error multiplicado por el tiempo, errores grandes son multiplicados por tiempos pequeños, brindando poco peso a los errores grandes que se dan al inicio y gran peso a los errores pequeños. Se calcula mediante:

$$ITAE = \int_0^{\infty} t|e(t)| dt \quad (4.4)$$

Por otro lado, la sensibilidad máxima (M_s) es denominada una “medida moderna” de robustez y como ya se mencionó, para el diseño de los controladores PID-MIGO se ha definido M_s igual a 1.4. Se debe precisar que al diseñar los controladores con M_s igual a 1.4, se garantiza un margen de ganancia mayor o igual a 2 y un margen de fase mayor o igual a 41° , que representan medidas clásicas de robustez.

Por todo lo expuesto, se puede mencionar que mientras menor sea el valor del índice escogido, mayor será la robustez y el desempeño del controlador diseñado. Además se tiene que tener en cuenta que se calcularán todos los índices de robustez en cada prueba que se realice.

4.3 Análisis de robustez de los controladores diseñados bajo diferentes escenarios de operación

4.3.1 Lazo de control G_{p11}

a) **Prueba 1:** En la Figura 4.1 se muestra la respuesta temporal del sistema de control de flujo del permeado frente a un aumento en la señal de referencia. De la figura se observa que el tiempo de establecimiento es de aproximadamente 500 s, un sobreimpulso máximo de 6.14%. En la Figura 4.2 se exhibe la variación de la variable manipulada (presión), se puede notar que la presión al inicio llega a 929.1 psi y luego dicho valor disminuye hasta finalmente estabilizarse en un valor de 906.7 psi aproximadamente.

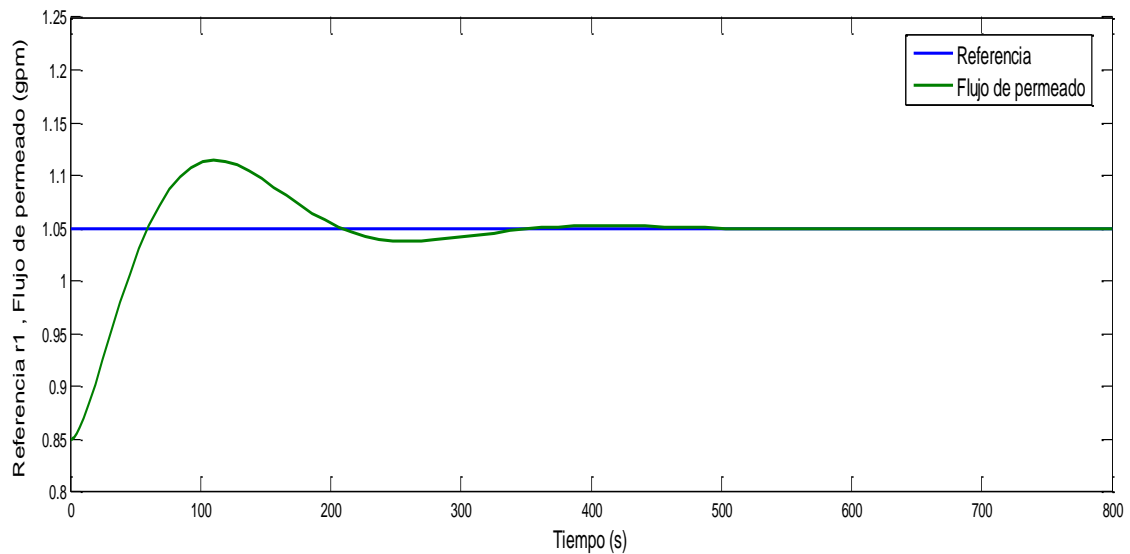


Figura 4.1. Respuesta temporal del sistema de control con el controlador PID MIGO diseñado frente a un aumento en la referencia del flujo de permeado.

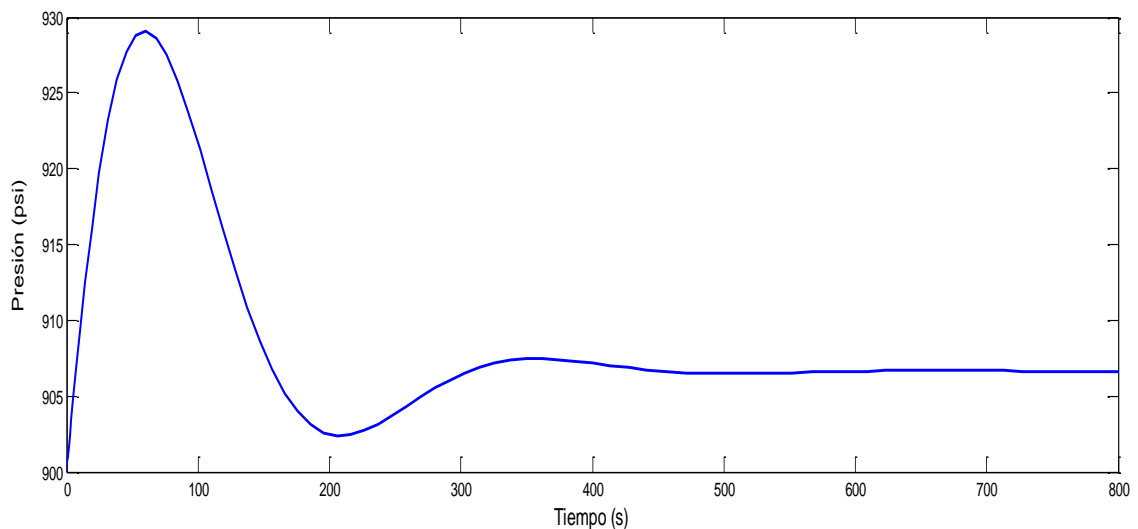


Figura 4.2. Variaciones de la variable manipulada - Presión.

b) Prueba 2: Aumento de la referencia del flujo de permeado de 0.85 a 1.05 gpm, luego disminución de 1.05 a 0.95 gpm, y finalmente un aumento de 0.95 a 1.15 gpm.

En la Figura 4.3 se muestra la respuesta temporal del sistema de control frente a variaciones en la referencia del flujo de permeado, notándose que existe un buen seguimiento de la referencia y que la señal de control (Figura 4.4) se encuentra dentro del rango lineal permitido.

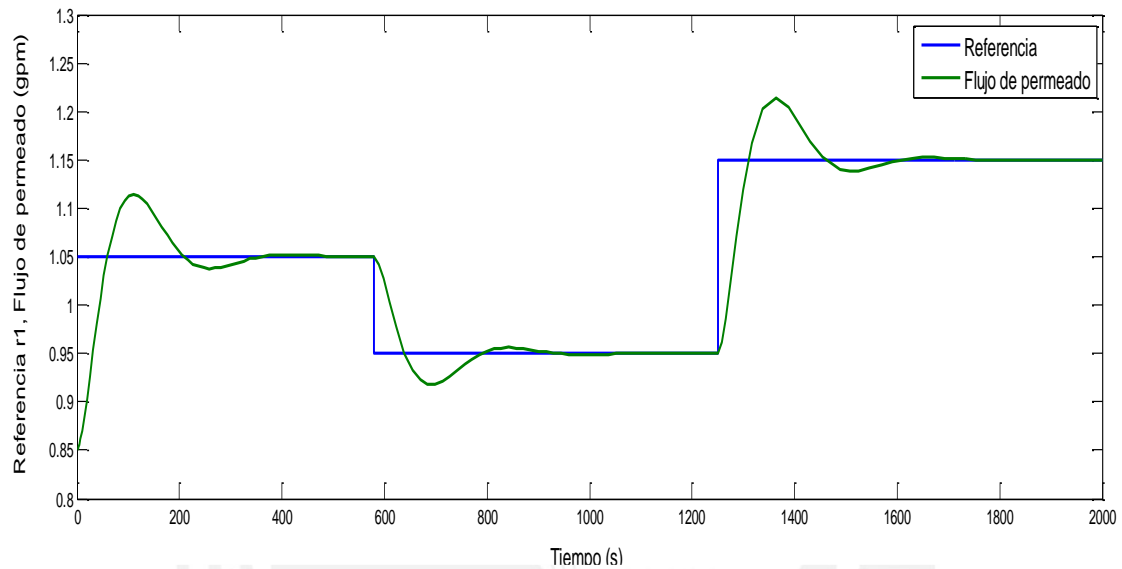


Figura 4.3. Respuesta temporal del sistema de control con el controlador PID MIGO diseñado frente a variaciones en la referencia del flujo de permeado.

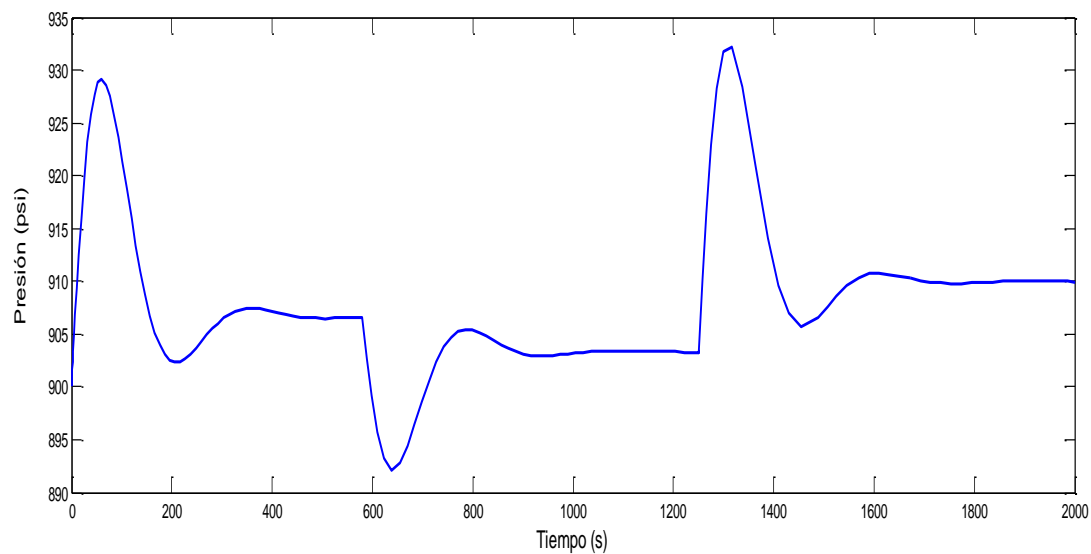


Figura 4.4. Variaciones de la variable manipulada - Presión.

c) Prueba 3: Variación secuencial de la referencia del flujo de permeado con un periodo de 600 s y con una amplitud regular de 0.15 gpm.

La respuesta temporal del sistema de control para este caso se muestra en la Figura 4.5. De la figura se aprecia que el flujo de permeado es capaz de seguir a la referencia, aunque presenta sobreimpulsos. En la Figura 4.6 se muestra la variación de la señal manipulada, la cual se mantiene dentro de los límites de operación permitidos.

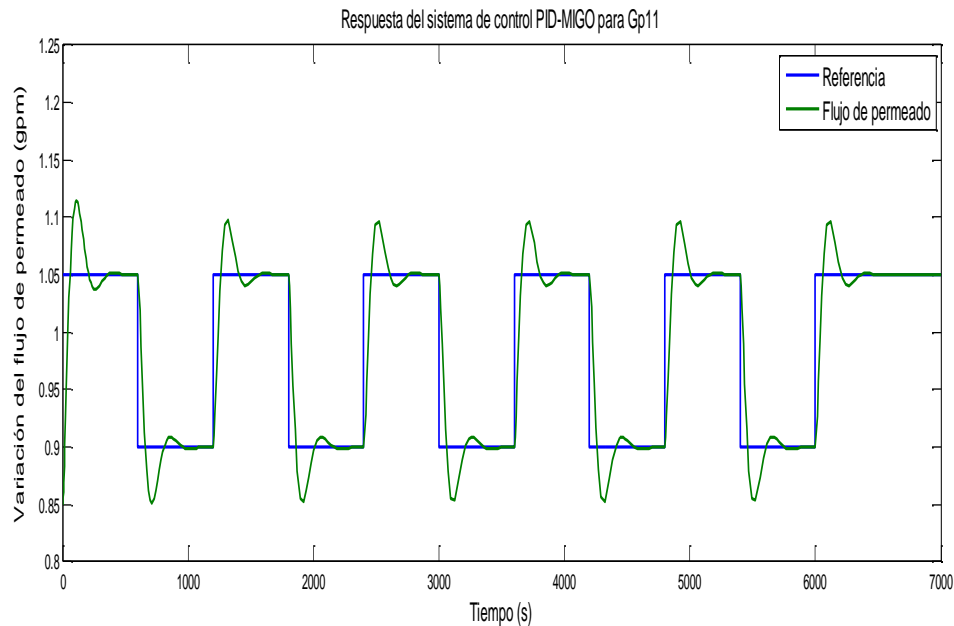


Figura 4.5. Respuesta temporal del sistema de control con el controlador PID MIGO diseñado frente a variación secuencial en la referencia del flujo de permeado.

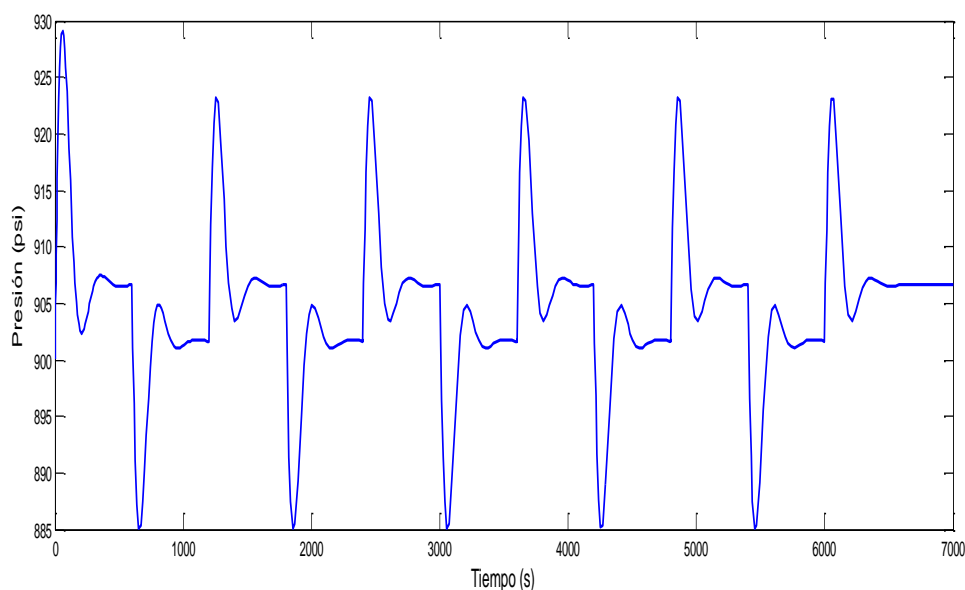


Figura 4.6. Variaciones de la variable manipulada - Presión.

d) Prueba 4: Perturbación en el lazo de control del permeado (en la entrada del proceso).

En la Figura 4.7 se muestra la respuesta temporal del sistema de control frente al efecto de una perturbación en la entrada del proceso, dicha perturbación inicia a los 500 s. Como se observa de la figura el controlador compensa su efecto de forma efectiva y solo se genera un pequeño sobreimpulso, después del cual el sistema alcanza nuevamente la referencia. En la Figura 4.8 se muestra la variación de la variable manipulada.

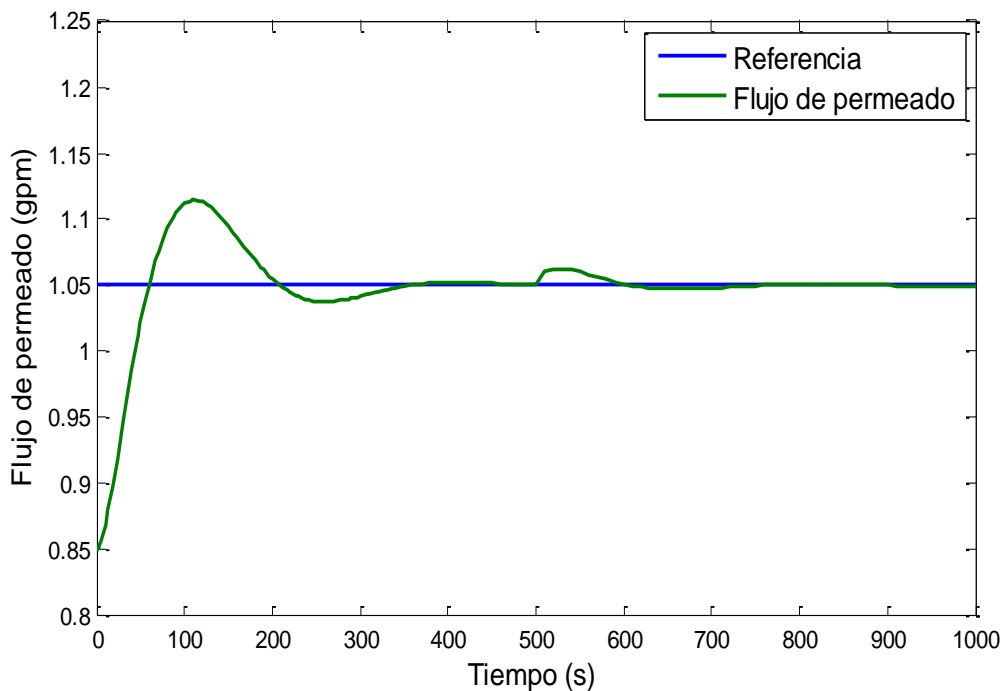


Figura 4.7. Respuesta temporal del sistema de control del flujo de permeado con el controlador PID-MIGO diseñado frente al efecto de una perturbación.

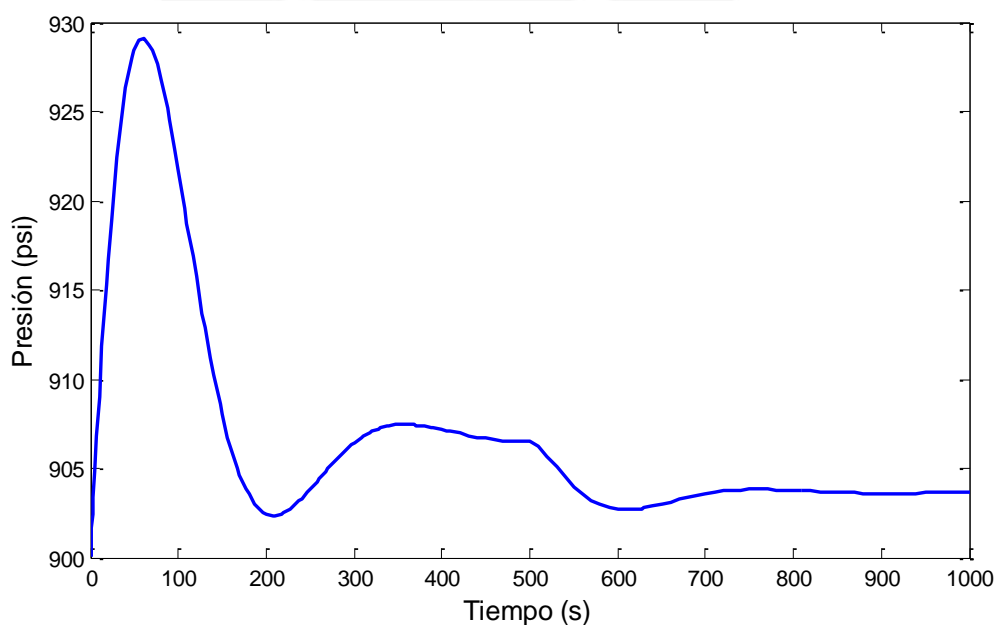


Figura 4.8. Variaciones de la variable manipulada - Presión.

e) Prueba 5: Presencia de un ruido aditivo en el sensor de flujo.

En la Figura 4.9 se muestra la respuesta temporal del sistema de control en presencia de un ruido aditivo (ruido blanco) en el sensor de flujo y en la Figura 4.10 se exhiben las variaciones de la señal manipulada. Se puede afirmar que el ruido aditivo no perjudica la señal de control y que el flujo de permeado sigue la referencia adecuadamente.

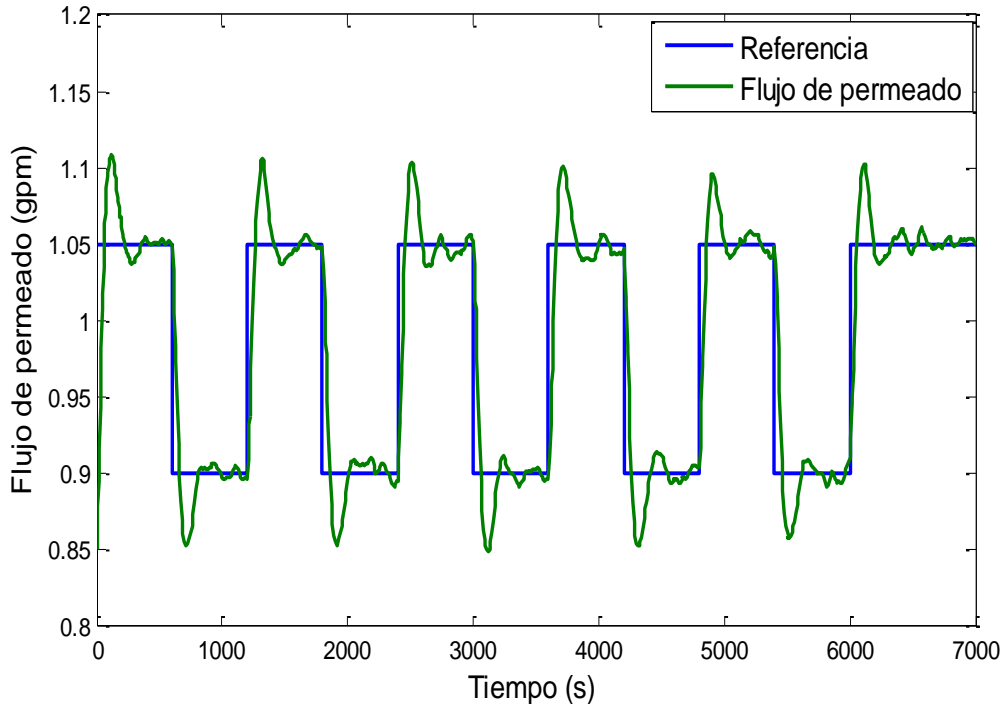


Figura 4.9. Respuesta temporal del sistema de control del flujo de permeado con el controlador PID-MIGO diseñado frente al efecto de ruido aditivo.

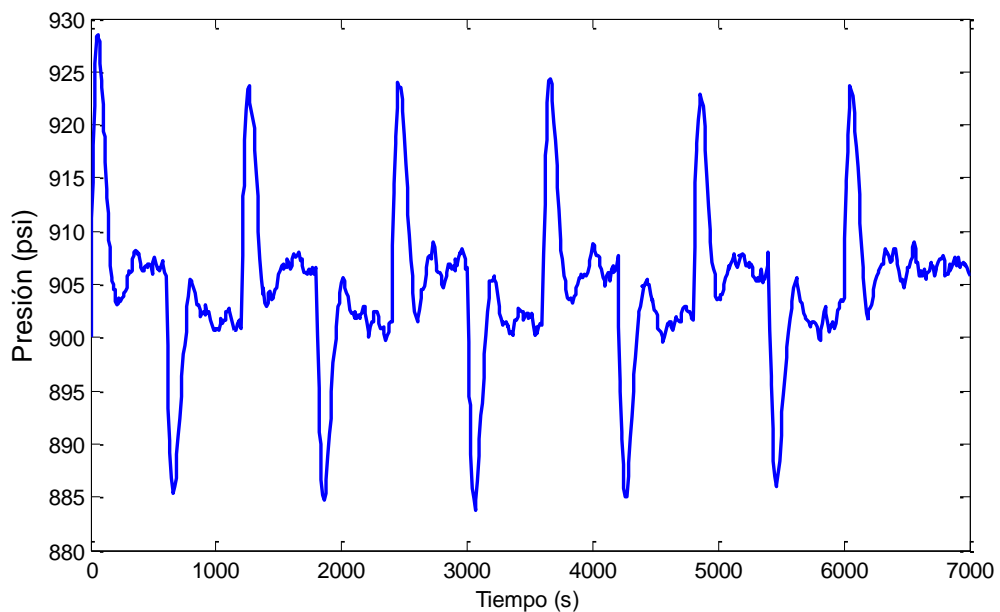


Figura 4.10. Variaciones de la variable manipulada - Presión.

f) Prueba 6: Variación de los parámetros del proceso.

Se estudiará el comportamiento del sistema de control frente a una variación de la ganancia del proceso 10 veces mayor que su valor de operación. En la Figura 4.11 se muestra la respuesta temporal del sistema de control. De la figura se observa que la respuesta temporal presenta un tiempo de establecimiento de aproximadamente 180 s, con un sobreimpulso máximo de 7.6%. En la Figura 4.12 se exhibe la variación de la señal de control, se puede notar que la presión al inicio llega a 906.7 psi y luego dicho valor disminuye hasta finalmente estabilizarse en un valor de 900.7 psi aproximadamente.

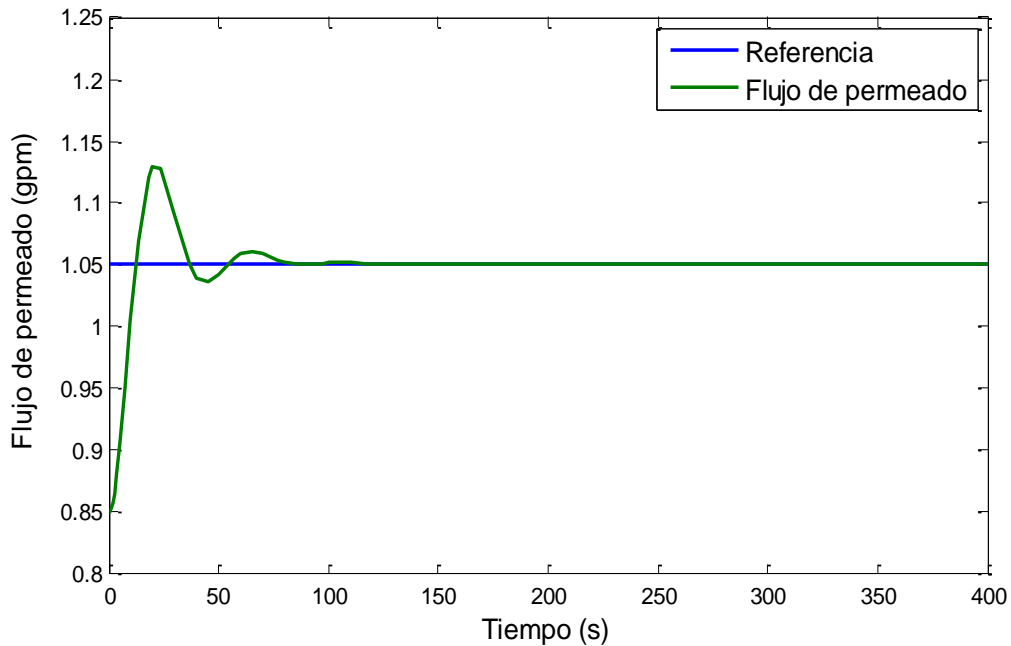


Figura 4.11. Respuesta temporal del sistema de control del flujo de permeado con el controlador PID-MIGO diseñado frente al efecto de variaciones en la ganancia del proceso.

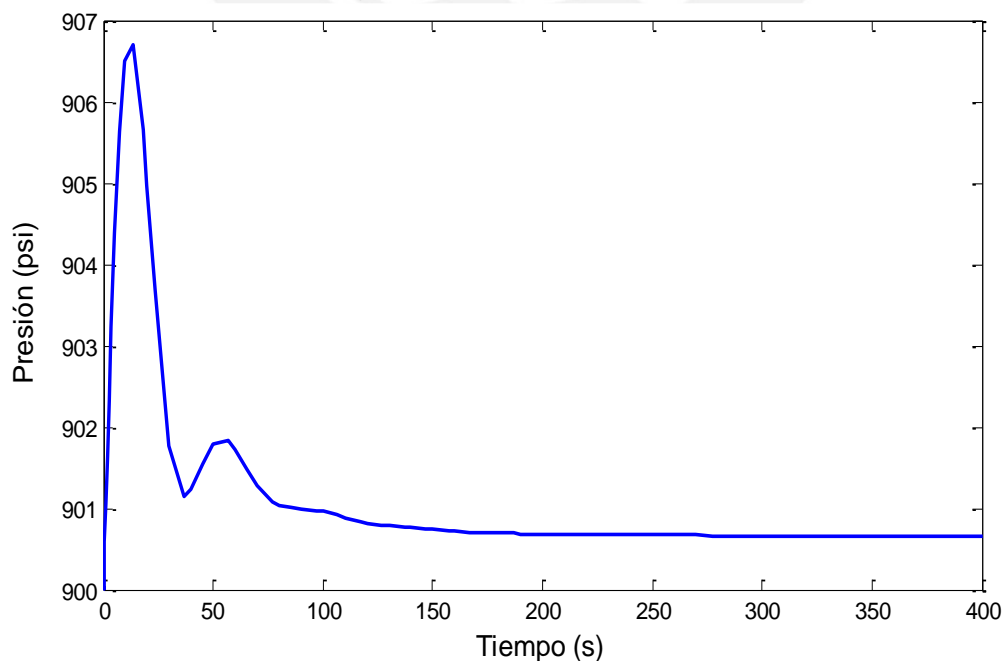


Figura 4.12. Variaciones de la variable manipulada - Presión.

En la Tabla 4.1 se presenta un resumen con los índices de desempeño del sistema de control con el controlador PID-MIGO diseñado en cada prueba realizada para el lazo G_{p11} .

Tabla 4.1. Índices de desempeño del sistema de control en las diferentes pruebas desarrolladas para el lazo de G_{p11} .

Prueba	Índice de desempeño	Valor
Prueba 1	ISE	1.192
	ITSE	49.498
	IAE	13.287
	ITAE	1230.3
Prueba 2	ISE	2.468
	ITSE	1542.0
	IAE	31.833
	ITAE	22174
Prueba 3	ISE	6.717
	ITSE	18560
	IAE	104.988
	ITAE	313050
Prueba 4	ISE	1.200
	ITSE	54.138
	IAE	14.342
	ITAE	1849.7
Prueba 5	ISE	7.576
	ITSE	21965
	IAE	122.455
	ITAE	383680
Prueba 6	ISE	0.303
	ITSE	2.647
	IAE	3.081
	ITAE	62.359

4.3.2 Lazo de control G_{p22}

a) **Prueba 1:** Aumento de la referencia de la conductividad del permeado de 400 a 420 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

En la Figura 4.13 se muestra la respuesta temporal del sistema de control frente a variaciones en la referencia de la conductividad del permeado. De esta figura se puede determinar que el tiempo de establecimiento es aproximadamente 80 s, y el sobreimpulso máximo de 0.96%. Las variaciones de la señal manipulada se exhiben en la Figura 4.14. De la figura se puede notar que el pH al inicio llega a 6.25 y luego dicho valor aumenta hasta finalmente estabilizarse en un valor de 6.5 aproximadamente.

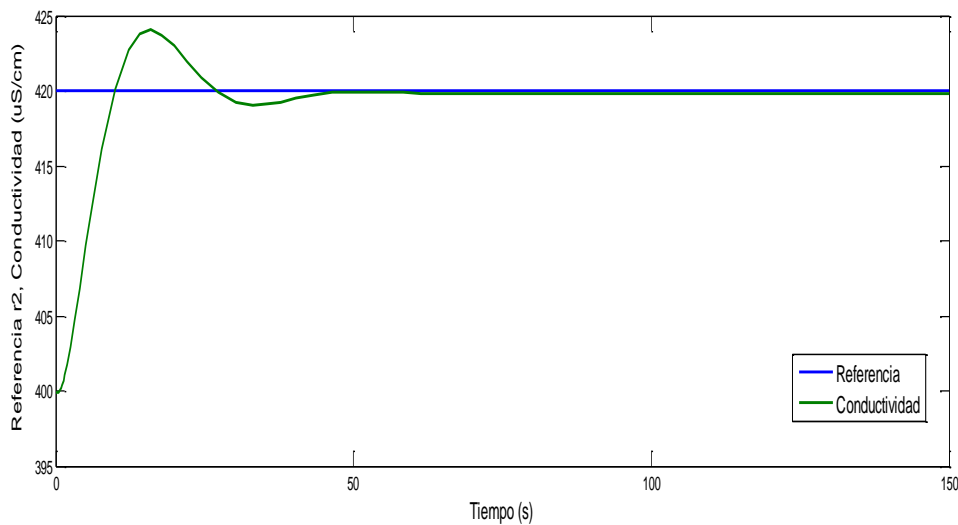


Figura 4.13. Respuesta temporal del sistema de control con el controlador PID-MIGO diseñado frente a un aumento en la referencia de la conductividad del permeado.

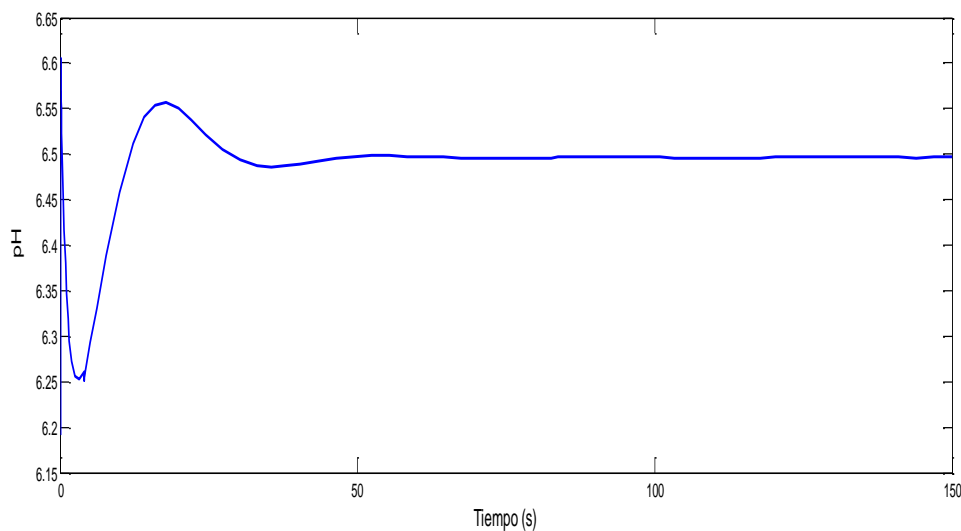


Figura 4.14. Variaciones de la variable manipulada - pH.

- b) **Prueba 2:** Aumento de la referencia de la conductividad del permeado de 400 a 420 $\mu\text{S}/\text{cm}$, luego disminución de 420 a 410 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y finalmente aumento de 410 a 440 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

En la Figura 4.15 se muestra la respuesta temporal del sistema de control frente a cambios en la referencia de la conductividad del permeado, notándose que existe un buen seguimiento de la referencia. En la Figura 4.16 se exhiben las variaciones de la variable manipulada. Se observa que la señal de control se encuentra dentro del rango lineal permitido.

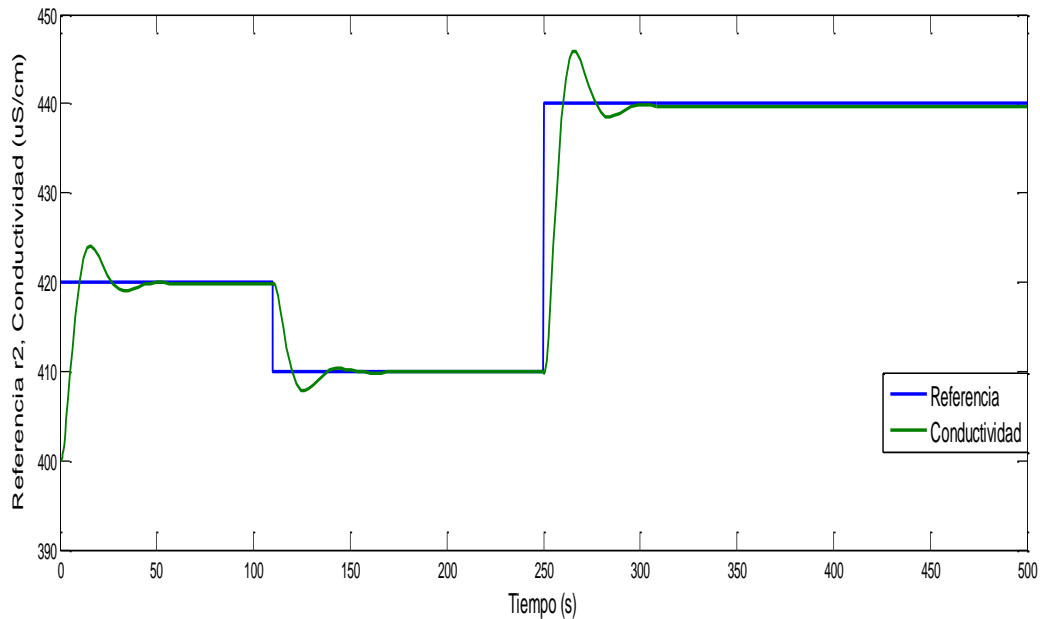


Figura 4.15. Respuesta temporal del sistema de control con el controlador PID-MIGO diseñado frente a variaciones en la referencia de la conductividad del permeado.

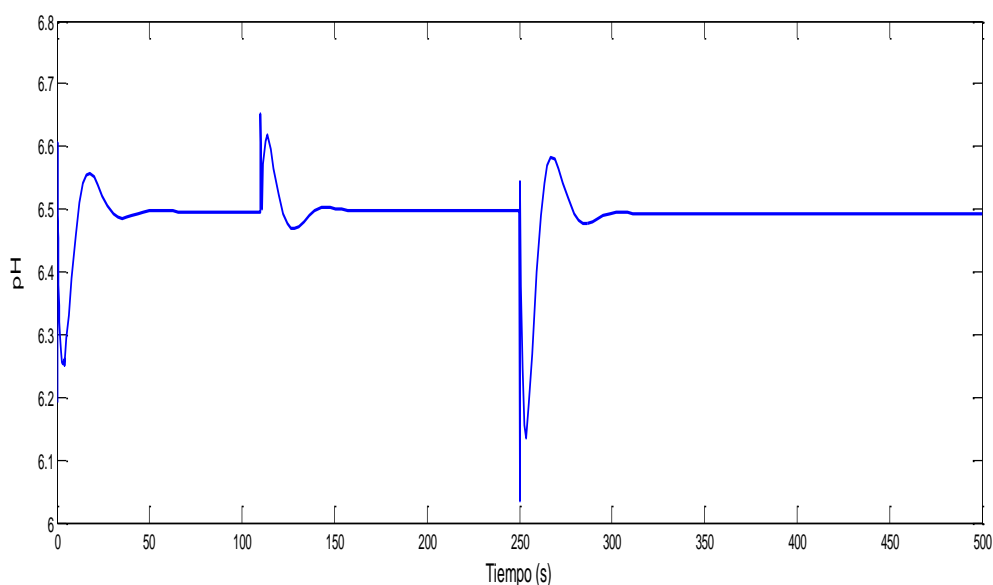


Figura 4.16. Variaciones en la variable manipulada - pH.

c) Prueba 3: Variación secuencial de la referencia de la conductividad del permeado con un periodo de 500 s y con una amplitud regular de 15 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

La respuesta temporal del sistema de control para este caso se muestra en la Figura 4.17. De la figura se aprecia que la conductividad del permeado es capaz de seguir a la referencia, aunque presenta sobreimpulsos. En la Figura 4.18 se muestra la variación de la señal manipulada, la cual se mantiene dentro de los límites de operación permitidos.

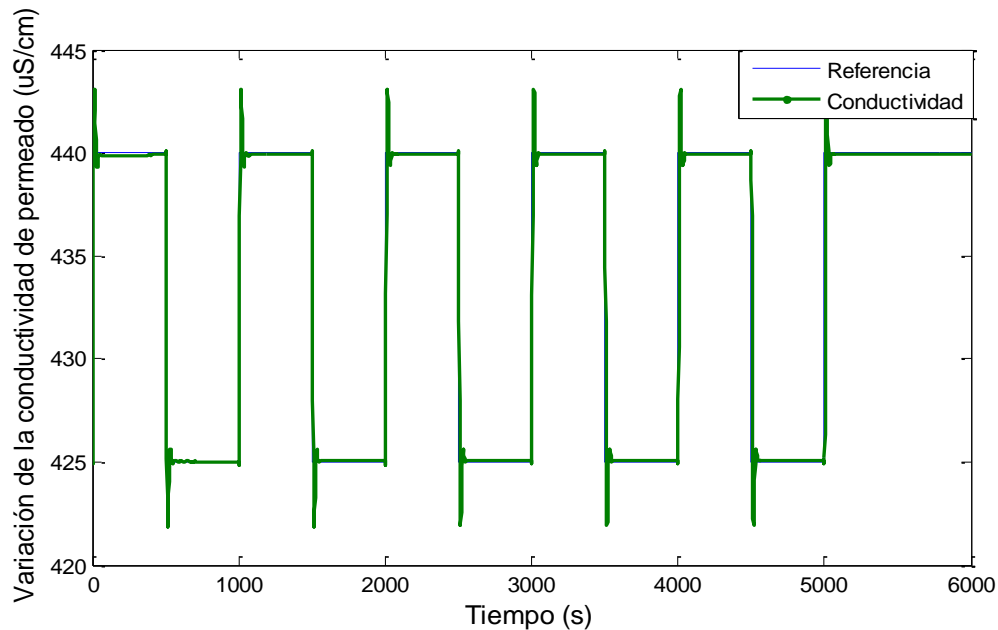


Figura 4.17. Respuesta temporal del sistema de control con el controlador PID-MIGO diseñado frente a variación secuencial en la referencia de la conductividad del permeado.

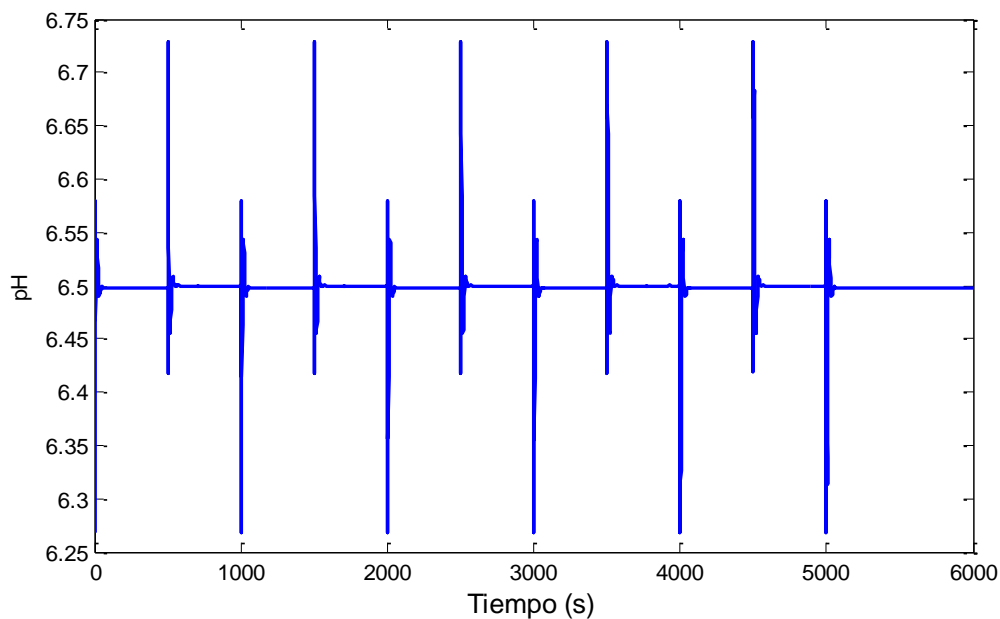


Figura 4.18. Variaciones de la variable manipulada - pH.

d) Prueba 4: Perturbación en el lazo de control (en la entrada del proceso).

En la Figura 4.19 se muestra la respuesta temporal del sistema de control frente al efecto de una perturbación en la entrada del proceso, dicha perturbación inicia a los 100 s. Como se observa de la figura el controlador compensa su efecto de forma efectiva y solo se genera un pequeño sobreimpulso, después del cual el sistema alcanza nuevamente la referencia. En la Figura 4.20 se muestra la variación de la variable manipulada.

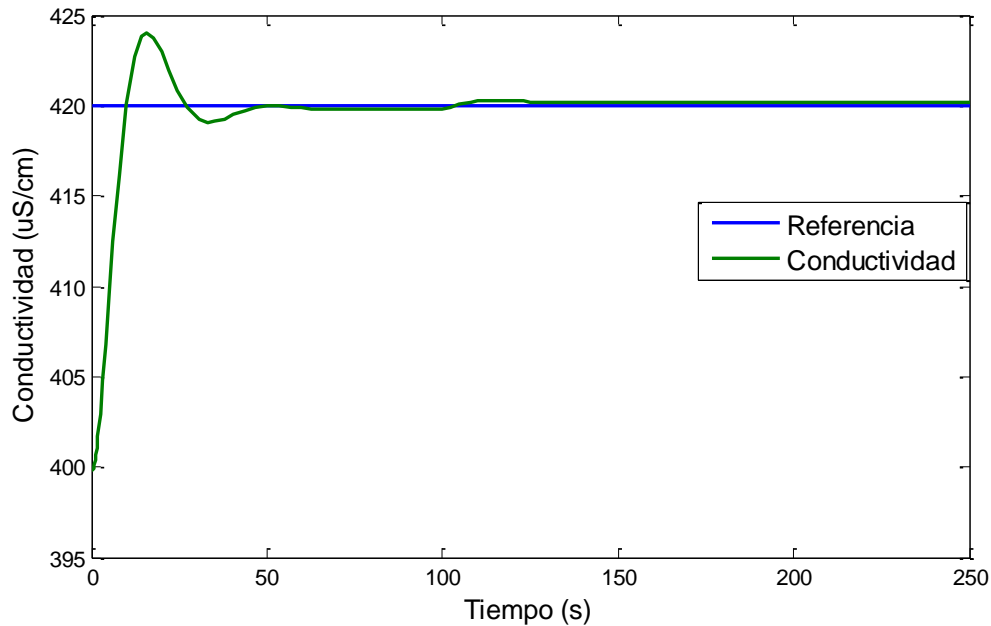


Figura 4.19. Respuesta temporal del sistema de control de la conductividad del permeado con el controlador PID-MIGO diseñado frente al efecto de una perturbación.

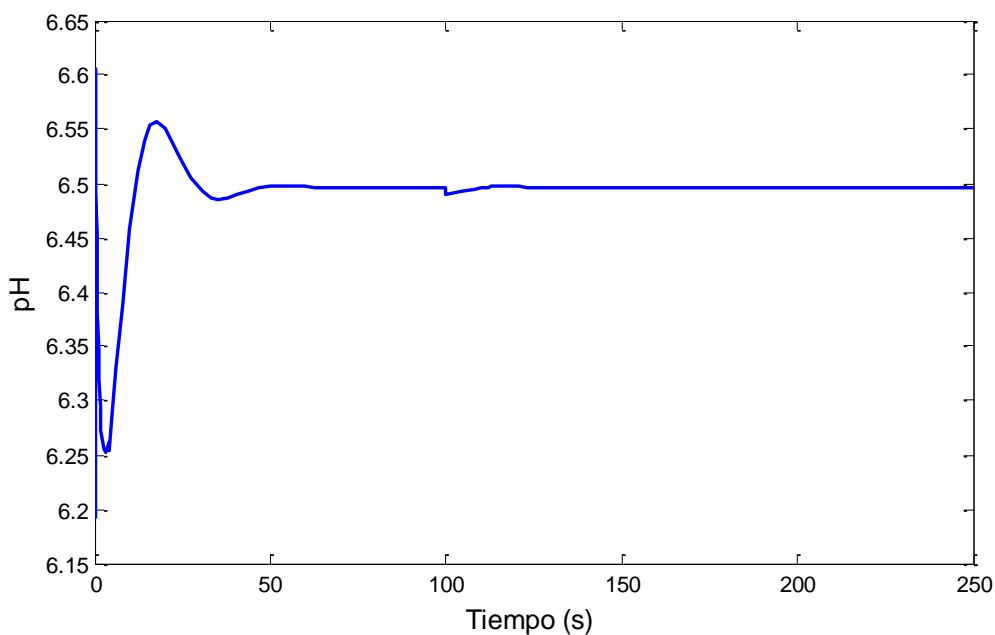


Figura 4.20. Variaciones de la variable manipulada - pH.

e) Prueba 5: Presencia de un ruido aditivo en el sensor de conductividad.

En la Figura 4.21 se muestra la respuesta temporal del sistema de control en presencia de un ruido aditivo (ruido blanco) en el sensor de conductividad y en la Figura 4.22 se exhiben las variaciones de la señal manipulada. Se puede afirmar que el ruido aditivo no perjudica la señal de control y que el flujo de permeado sigue la referencia adecuadamente.

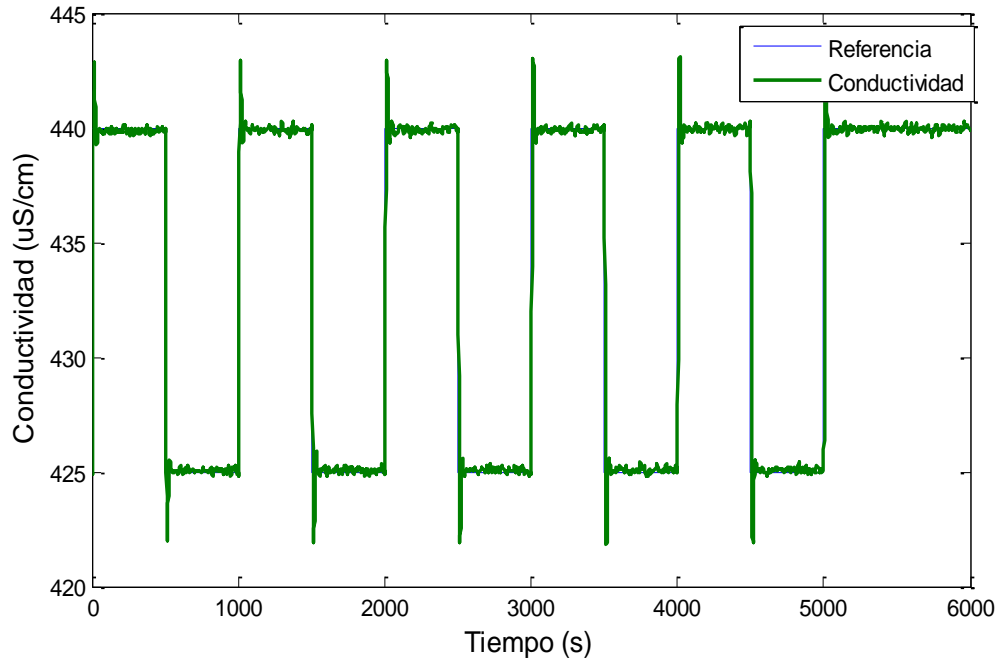


Figura 4.21. Respuesta temporal del sistema de control de la conductividad del permeado con el controlador PID-MIGO diseñado frente al efecto de un ruido aditivo.

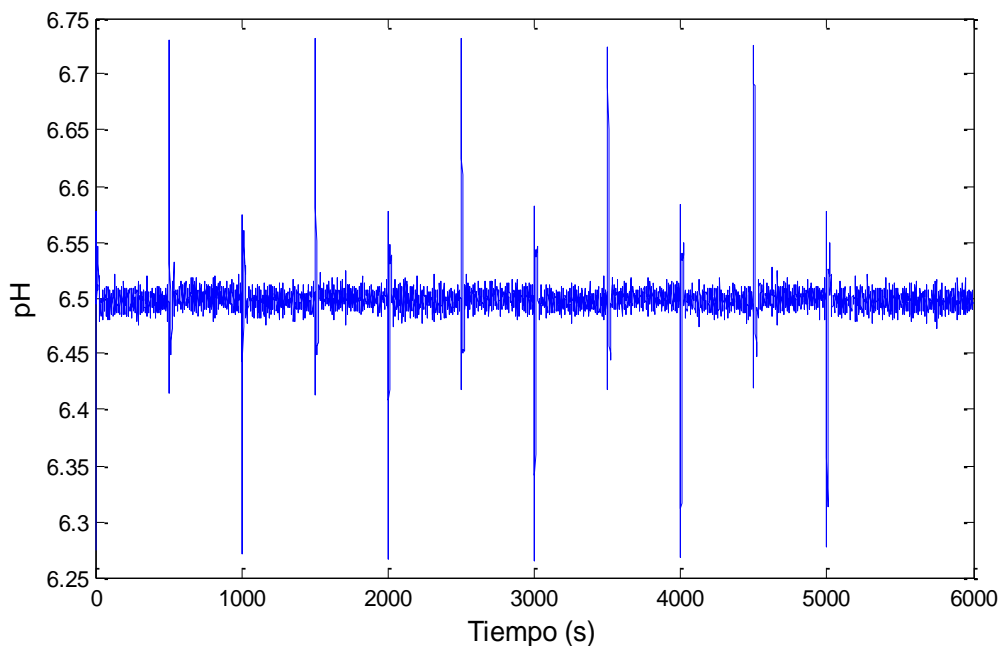


Figura 4.22. Variaciones en la variable manipulada - pH.

f) Prueba 6: Variación de los parámetros del proceso.

Se estudiará el comportamiento del sistema de control frente a una variación de la ganancia del proceso 1,45 veces mayor que su valor de operación. En la Figura 4.23 se muestra la respuesta temporal del sistema de control. De la figura se observa que la respuesta temporal presenta un tiempo de establecimiento de aproximadamente 80 s, con un sobreimpulso máximo de 1.17%. En la Figura 4.24 se exhibe la variación de la señal de control, se puede notar que el pH al inicio llega a 6.26 y luego dicho valor aumenta hasta finalmente estabilizarse en un valor de 6.5 aproximadamente.

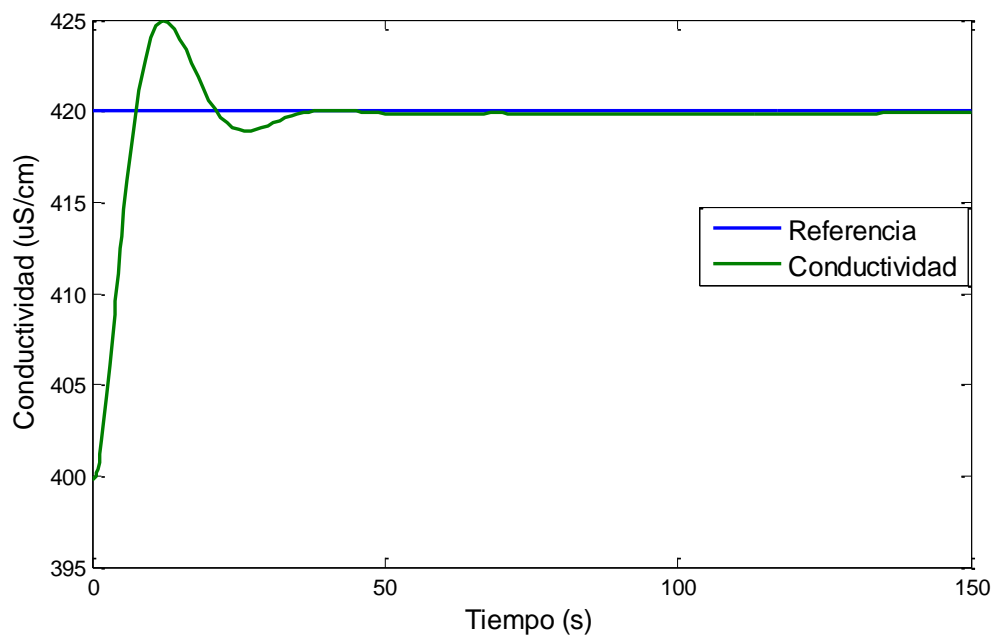


Figura 4.23. Respuesta temporal del sistema de control de la conductividad del permeado con el controlador PID-MIGO diseñado frente al efecto de variaciones en la ganancia del proceso.

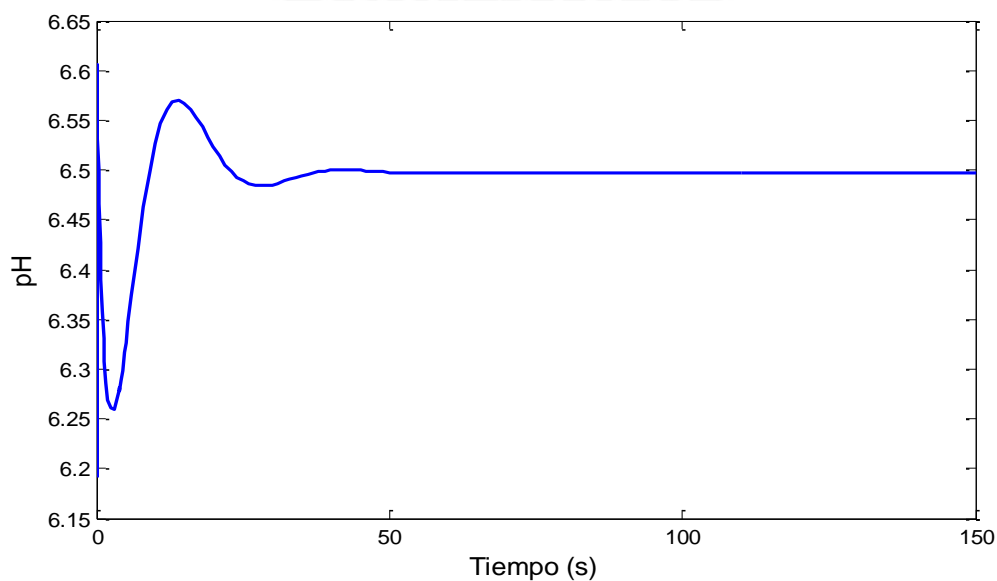


Figura 4.24. Variaciones de la variable manipulada - Presión.

En la Tabla 4.2 se presenta un resumen con los índices de desempeño del sistema de control con el controlador *PID-MIGO* diseñado en cada prueba realizada para el lazo G_{p22} .

Tabla 4.2. Índices de desempeño del sistema de control en las diferentes pruebas desarrolladas para el lazo de G_{p22} .

Prueba	Índice de desempeño	Valor
Prueba 1	ISE	1715.5
	ITSE	6591.8
	IAE	176.615
	ITAE	3267.6
Prueba 2	ISE	6005.8
	ITSE	1042700
	IAE	560.014
	ITAE	101570
Prueba 3	ISE	10427
	ITSE	26066000
	IAE	1661.8
	ITAE	4298600
Prueba 4	ISE	1719.4
	ITSE	7342.9
	IAE	195.799
	ITAE	7088.3
Prueba 5	ISE	10204
	ITSE	25506000
	IAE	1849.1
	ITAE	4876700
Prueba 6	ISE	1417.0
	ITSE	4736.8
	IAE	147.362
	ITAE	2325.7

4.4 Resultados comparativos de los controladores PID-MIGO vs. PID convencionales

4.4.1 Introducción

Se realizan comparaciones de las respuestas temporales de sistema de control de la planta objeto de estudio, con los controladores *PID-MIGO* diseñados vs controladores PI y PID convencionales desacoplados, con el objetivo de analizar el desempeño y la efectividad de los controladores avanzados frente a los controladores convencionales.

4.4.2 Lazo de control G_{p11}

Se diseñaron controladores PI y PID desacoplados para el control del flujo del permeado. Estos controladores se sintonizaron siguiendo las reglas de Ziegler-Nichols, donde se determinan los valores de la ganancia proporcional K_p , del tiempo integral T_i y del tiempo derivativo T_d , basándose en las características de respuesta transitoria de una planta o proceso dado. Inicialmente se usa sólo la acción de control proporcional, incrementándose K_p desde 0 hasta un valor crítico K_{cr} , en donde la salida presenta oscilaciones sostenidas, determinándose también el periodo P_{cr} correspondiente; posteriormente se establecen los valores de los parámetros K_p , T_i y T_d de acuerdo a la Tabla 4.3:

Tabla 4.3. Regla de sintonía de Ziegler-Nichols basada en la ganancia crítica K_{cr} y periodo crítico P_{cr} .

Tipo de controlador	K_p	T_i	T_d
P	$0.5 K_{cr}$	∞	0
PI	$0.45 K_{cr}$	$\frac{1}{1.2} P_{cr}$	0
PID	$0.6 K_{cr}$	$0.5 P_{cr}$	$0.125 P_{cr}$

Después de que los valores iniciales de los parámetros son encontrados, se procede a realizar un ajuste fino (Ogata K., 2010).

Los parámetros de ajuste de estos controladores para el lazo G_{p11} se muestran en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4. Parámetros de los controladores PI y PID del lazo G_{p11} .

Parametros	Controlador	
	PI	PID
Kp	32.7	71.3
Ki	0.7	0.36
Kd	-	-65.14

a) **Comparación de las respuestas temporales del sistema de control para el lazo Gp_{11} frente a un cambio en la señal de referencia.**

En la Figura 4.25 se muestran las respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores *PID-MIGO*, *PID* y *PI* frente a un paso en la referencia del flujo del permeado de 0.85 a 1.05 gpm.

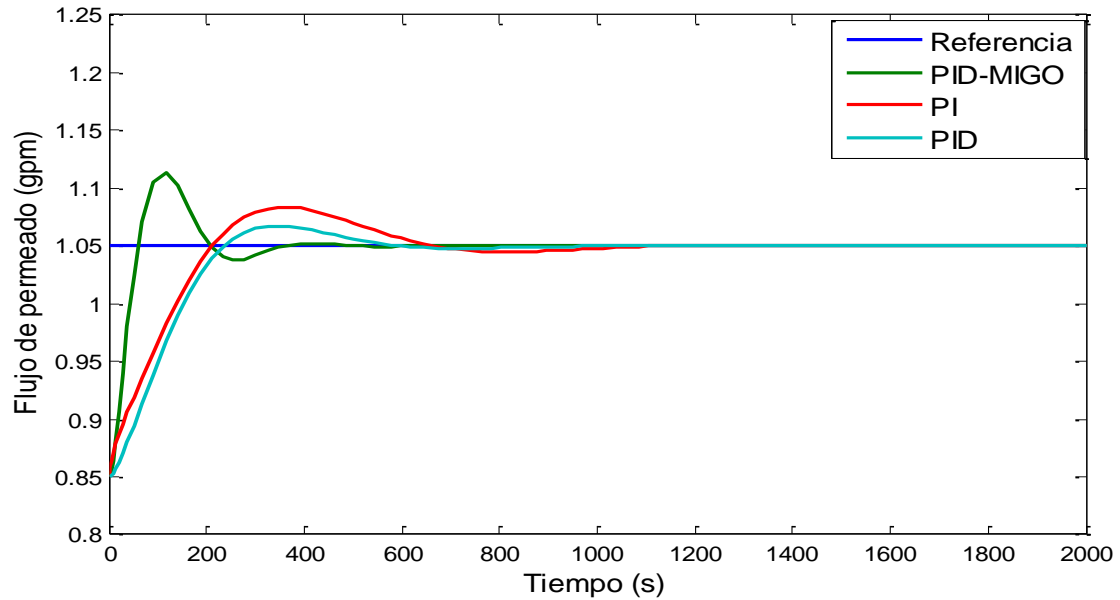


Figura 4.25. Respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores *PID-MIGO*, *PID* y *PI* frente a un paso en la referencia del flujo de permeado.

En la Tabla 4.5 se muestran las especificaciones de las respuestas temporales comparativas del sistema de control con los controladores *PID-MIGO*, *PID* y *PI*.

De la Figura 4.25 y de la Tabla 4.5 es posible observar que la respuesta temporal del sistema de control con el controlador *PID-MIGO* presenta un menor tiempo de establecimiento y un menor tiempo de subida, además de un mejor desempeño debido a que presenta un menor valor del índice IAE.

Tabla 4.5. Especificaciones de las respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores *PID-MIGO*, *PID* y *PI*.

Especificaciones	Controlador		
	PID-MIGO	PID	PI
Sobreimpulso (%)	6.14	1.66	3.23
Tiempo de establecimiento (s)	500	1000	1500
Tiempo de subida (s)	60.23	235.3	211.4
IAE	13.3530	25.307	28.052

b) Comparación de las respuestas temporales del sistema de control para el lazo Gp_{11} frente a un cambio en la señal de referencia y una perturbación.

En la Figura 4.26 se muestran las respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores *PID-MIGO*, *PID* y *PI* frente a un paso en la referencia del flujo del permeado de 0.85 a 1.05 gpm y una perturbación a los 800 s.

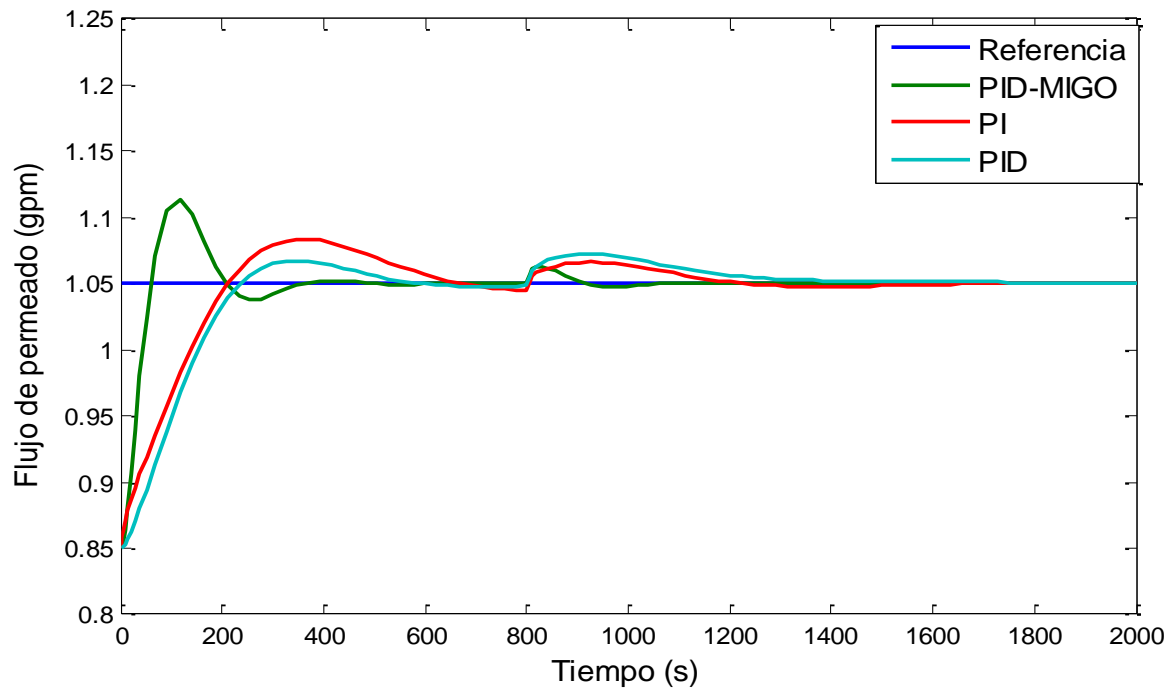


Figura 4.26. Respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores *PID-MIGO*, *PID* y *PI* frente a un paso en la referencia del flujo de permeado y una perturbación.

En la Tabla 4.6 se muestran las especificaciones de las respuestas temporales comparativas del sistema de control con los controladores *PID-MIGO*, *PID* y *PI*.

Tabla 4.6. Especificaciones de las respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores *PID-MIGO*, *PID* y *PI*, frente a perturbación.

Especificaciones	Controlador		
	PID-MIGO	PID	PI
IAE	14.508	32.994	31.838

De la Fig. 4.26 y de la Tabla 4.6 se observa que el controlador *PID-MIGO* atenúa mejor los efectos de las perturbaciones que los controladores *PI* y *PID*, lo que se evidencia con un menor valor del índice IAE.

c) **Comparación de las respuestas temporales del sistema de control para el lazo Gp_{11} frente a variaciones en los parámetros del proceso**

En la Figura 4.27 se muestran las respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores PID-MIGO, PID y PI frente a un paso en la referencia del flujo del permeado de 0.85 a 1.05 gpm y variaciones en la ganancia del proceso en 10 veces su valor nominal.

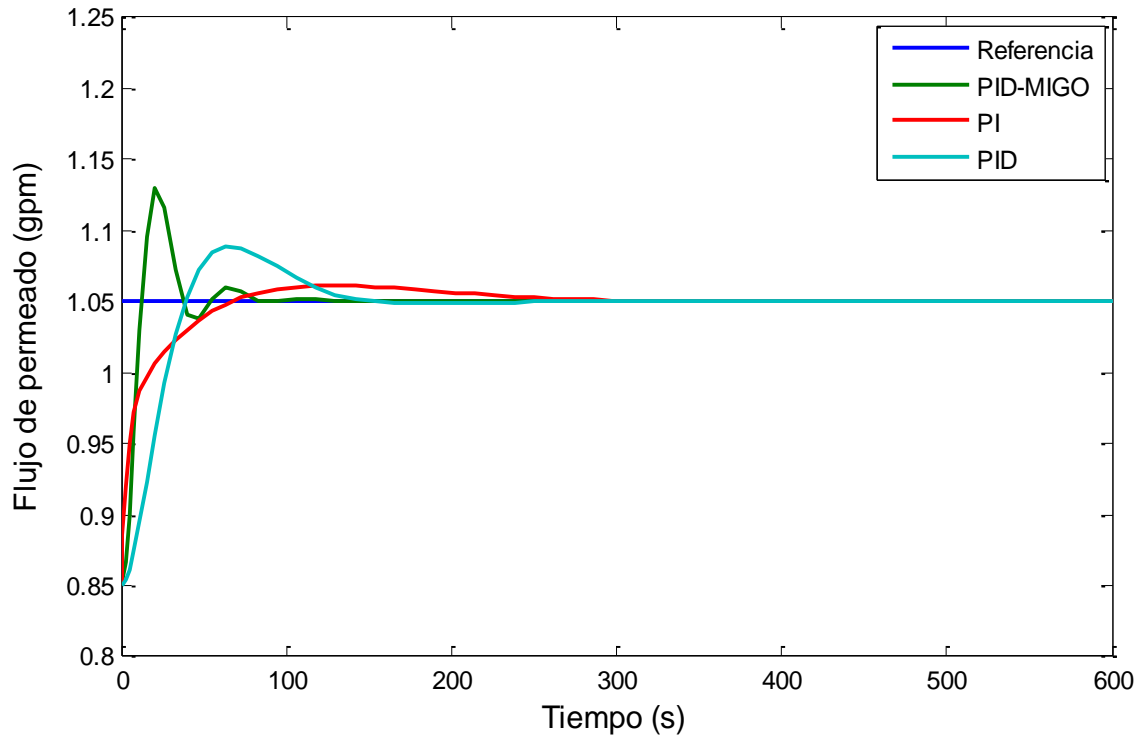


Figura 4.27. Respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores PID-MIGO, PID y PI frente a un paso en la referencia del flujo de permeado y variaciones en la ganancia del proceso.

En la Tabla 4.7 se muestran las especificaciones de las respuestas temporales comparativas del sistema de control con los controladores PID-MIGO, PID y PI.

Tabla 4.7. Especificaciones de las respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores PID-MIGO, PID y PI, frente a variaciones en la ganancia del proceso.

Especificaciones	Controlador		
	PID-MIGO	PI	PID
Sobreimpulso (%)	7.63	1.1	3.69
Tiempo de establecimiento (s)	180	350	210
Tiempo de subida (s)	12.5	66.9	38.7
IAE	3.085	4.064	6.270

De la Figura 4.27 y de la Tabla 4.7 se observa que el controlador PID-MIGO presenta menor tiempo de establecimiento y un menor tiempo de subida, además un mejor desempeño ya que presenta un menor valor del índice IAE.

4.4.3 Lazo de control G_{p22}

Se diseñaron controladores PI y PID desacoplados para el control de la conductividad del permeado. Los parámetros de ajuste de estos controladores se muestran en la Tabla 4.8.

Tabla 4.8. Parámetros de los controladores PI y PID para el lazo G_{p22} .

Parámetros	Controlador	
	PI	PID
Kp	-0.062	-0.182
Ki	-0.00068	-0.00011
Kd	-	5.662

a) Comparación de las respuestas temporales del sistema de control para el lazo G_{p22} frente a un cambio en la señal de referencia.

En la Figura 4.28 se muestran las respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores PID-MIGO, PID y PI frente a un paso en la referencia de la conductividad del permeado de 400 a 420 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

En la Tabla 4.9 se muestran las especificaciones de las respuestas temporales comparativas del sistema de control con los controladores PID-MIGO, PID y PI.

De la Figura 4.28 y de la Tabla 4.9 es posible observar que la respuesta temporal del sistema de control con el controlador PID-MIGO presenta un menor tiempo de establecimiento y un menor tiempo de subida, además de un mejor desempeño debido a que presenta un menor valor del índice IAE.

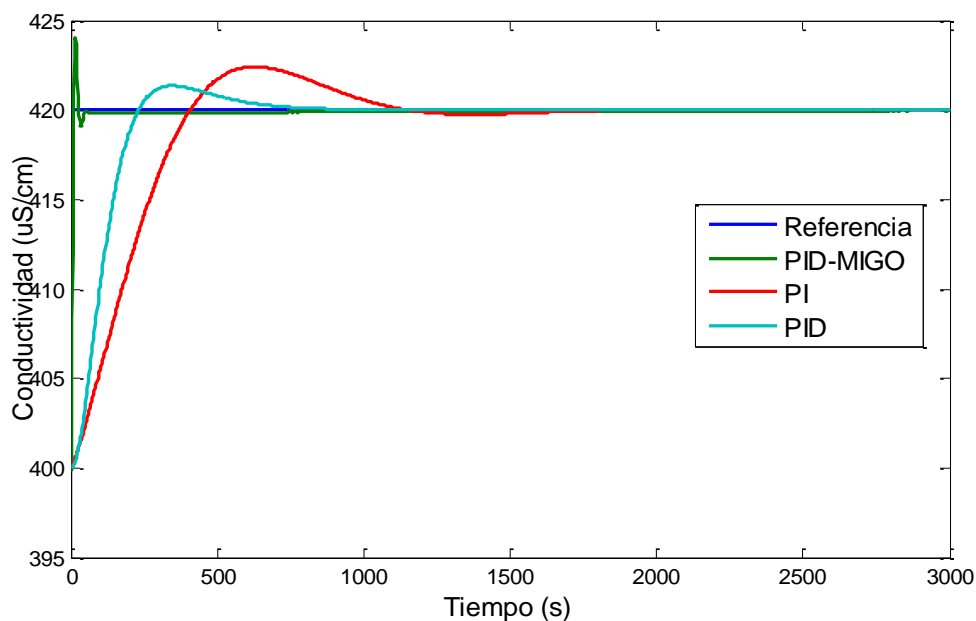


Figura 4.28. Respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores PID-MIGO, PID y PI frente a un paso en la referencia de la conductividad del permeado.

Tabla 4.9. Especificaciones de las respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores PID-MIGO, PID y PI.

Especificaciones	Controlador		
	PID-MIGO	PID	PI
Sobreimpulso (%)	0.96	0.32	0.57
Tiempo de establecimiento (s)	80	1000	1800
Tiempo de subida (s)	10	231.7	407.5
IAE	413.042	2505	4798.2

b) Comparación de las respuestas temporales del sistema de control para el lazo G_{p22} frente a un cambio en la señal de referencia y una perturbación.

En la Figura 4.29 se muestran las respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores PID-MIGO, PID y PI frente a un paso en la referencia de la conductividad del permeado de 400 a 420 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y una perturbación a los 1800 s.

En la Tabla 4.10 se muestran las especificaciones de las respuestas temporales comparativas del sistema de control con los controladores PID-MIGO, PID y PI.

De la Fig. 4.29 y de la Tabla 4.10 se observa que el controlador PID-MIGO atenúa mejor los efectos de las perturbaciones que los controladores PI y PID, lo que se evidencia con un menor sobreimpulso y menor valor del índice IAE.

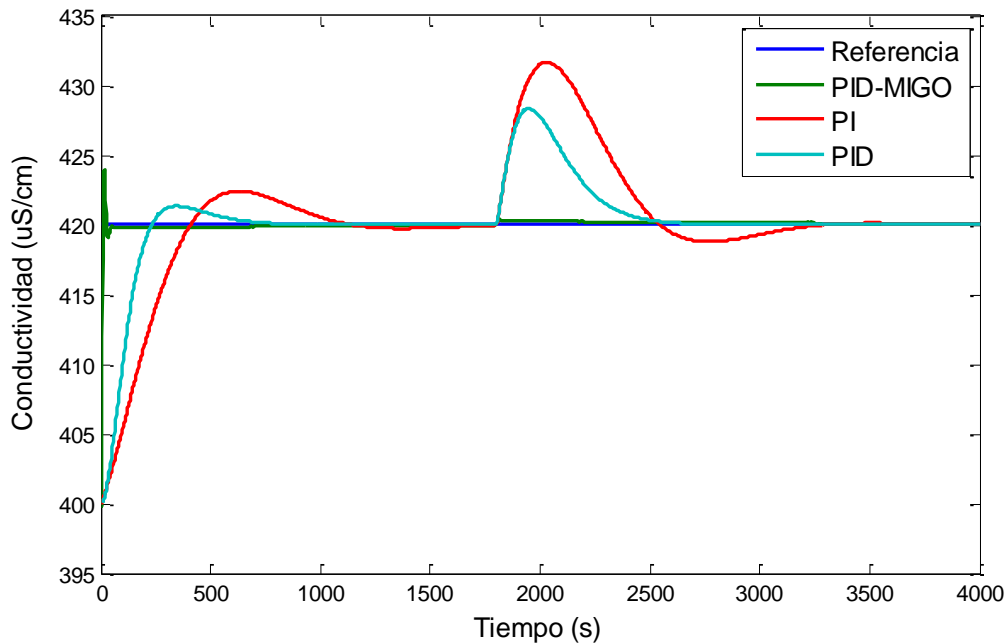


Figura 4.29. Respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores PID-MIGO, PID y PI frente a un paso en la referencia de la conductividad del permeado y una perturbación.

Tabla 4.10. Especificaciones de las respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores PID-MIGO, PID y PI.

Especificaciones	Controlador		
	PID-MIGO	PI	PID
IAE	720.192	10225	5223.2

c) Comparación de las respuestas temporales del sistema de control para el lazo G_{p22} frente a variaciones en los parámetros del proceso

En la Figura 4.30 se muestran las respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores PID-MIGO, PID y PI frente a un paso en la referencia de la conductividad del permeado y variaciones en la ganancia del proceso en 1.4 veces su valor nominal.

En la Tabla 4.11 se muestran las especificaciones de las respuestas temporales comparativas del sistema de control con los controladores PID-MIGO, PID y PI.

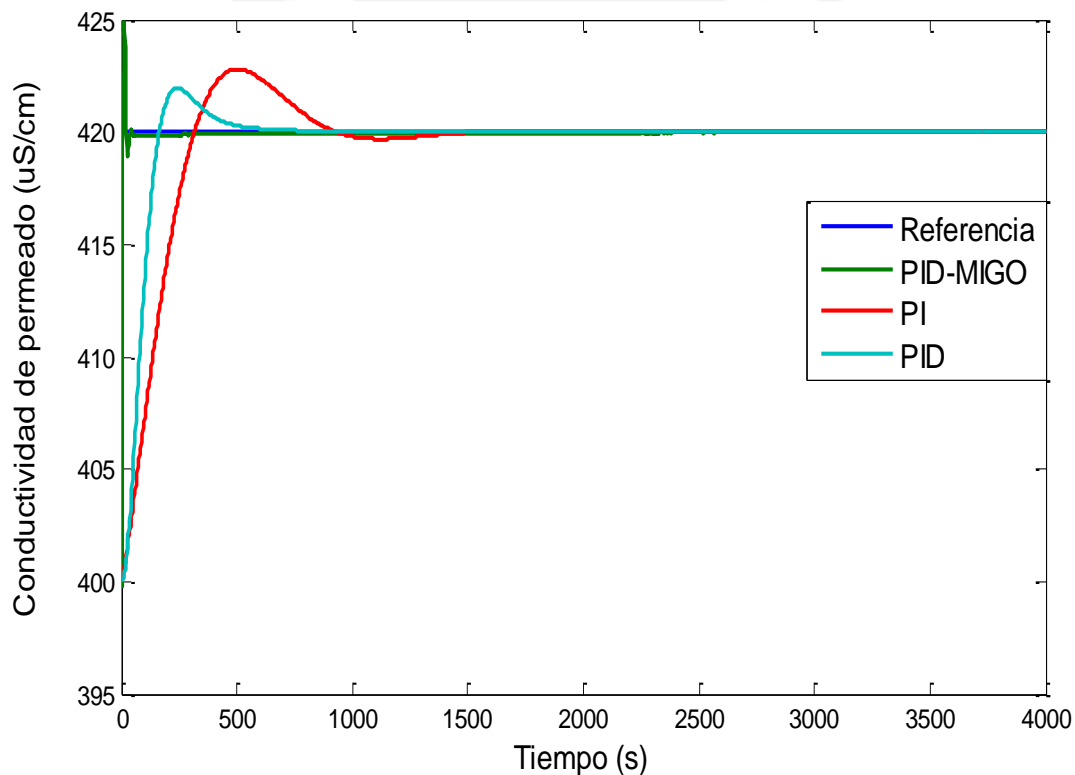


Figura 4.30. Respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores PID-MIGO, PID y PI frente a un paso en la referencia de la conductividad del permeado y variaciones en la ganancia del proceso.

De la Figura 4.30 y de la Tabla 4.11 se observa que el controlador PID-MIGO presenta menor tiempo de establecimiento y un menor tiempo de subida, además un mejor desempeño ya que presenta un menor valor del índice IAE.

Tabla 4.11. Especificaciones de las respuestas temporales comparativas del sistema de control con controladores PID-MIGO, PID y PI.

Especificaciones	Controlador		
	PID-MIGO	PID	PI
Sobreimpulso (%)	1.17	0.47	0.62
Tiempo de establecimiento (s)	150	1000	2200
Tiempo de subida (s)	7.7	163.5	315.8
IAE	336.208	2044.1	3949.9

Los resultados obtenidos en el análisis de robustez desarrollado de los controladores PID MIGO diseñados considerando diferentes escenarios de operación real de la planta objeto de estudio muestran que los controladores diseñados se comportan de forma robusta y que ofrecen mejores resultados que los controladores PID convencionales.

4.5 Análisis de resultados

- Se realizaron pruebas de simulación del sistema de control con los controladores PID-MIGO diseñados, bajo diferentes escenarios de operación. Para el lazo de control G_{p11} , cuando se presenta un cambio en la señal de referencia, se alcanza un sobreimpulso máximo de 6.14% y un tiempo de establecimiento de 500 s aproximadamente, cuando se presenta una perturbación, el controlador compensa su efecto de forma efectiva, cuando se presenta un ruido aditivo, la señal de control no se ve afectada y cuando se varían los parámetros del proceso, el sobreimpulso máximo alcanza un valor de 7.6% y el tiempo de establecimiento es de 180 s aproximadamente. Para el lazo de control G_{p22} , cuando se presenta un cambio en la señal de referencia, se alcanza un sobreimpulso máximo de 0.96% y un tiempo de establecimiento de 80 s aproximadamente, cuando se presenta una perturbación, el controlador compensa su efecto de forma efectiva, cuando se presenta un ruido aditivo, la señal de control no se ve afectada y cuando se varían los parámetros del proceso, el sobreimpulso máximo alcanza un valor de 1.17% y el tiempo de establecimiento es de 80 s aproximadamente. Estos resultados son muy satisfactorios y evidencian la efectividad de los controladores desarrollados.
- Se realizaron pruebas de simulación comparativas del sistema de control de la planta objeto de estudio con los controladores PID-MIGO diseñados y controladores PI y PID convencionales desacoplados. Para el lazo de control G_{p11} , cuando se presenta un cambio en la señal de referencia, el controlador PID-MIGO presentó mayor sobreimpulso que los controladores convencionales, el tiempo de establecimiento es 50% menor respecto a un controlador PID y 66.7% menor respecto a un controlador PI y el tiempo de subida es 74.4% menor respecto a un controlador PID y 71.5% menor respecto a un controlador PI. Para el lazo de control G_{p22} , cuando se presenta un cambio en la señal de referencia, el controlador PID MIGO presentó mayor

sobreimpulso que los controladores convencionales, el tiempo de establecimiento es 92% menor respecto a un controlador PID y 95.6% menor respecto a un controlador PI, el tiempo de subida es 95.7% menor respecto a un controlador PID y 97.5% menor respecto a un controlador PI. Estos resultados evidencian un mejor desempeño de los controladores PID-MIGO.

- Se realizaron comparaciones en base al índice de desempeño IAE, ante un cambio en la referencia, se obtiene para el lazo de control G_{p11} con controlador PID-MIGO un valor de 13.353, para el controlador PID un valor de 25.307 y para el controlador PI un valor de 28.052; para el lazo de control G_{p22} con controlador PID-MIGO se alcanza un valor de 413.042, para el controlador PID un valor de 2505 y para el controlador PI un valor de 4798.2. Estos resultados evidencian la robustez de los controladores desarrollados.

4.6 Propuesta de implementación práctica del sistema de control desarrollado

Para la implementación práctica del sistema de control desarrollado se necesita primero definir la instrumentación necesaria para la automatización de una unidad de OI, teniendo los siguientes componentes:

- Sensor de flujo de permeado, la medición es en gpm.
- Sensor de conductividad de permeado, la medición es en $\mu\text{S}/\text{cm}$.
- Dos transmisores de señales, ubicados a la salida de los sensores.
- Válvulas de control de presión y de flujo de base.
- Un PLC.

El diagrama funcional de la propuesta de implementación práctica del sistema de control diseñado se muestra en la Figura 4.31.

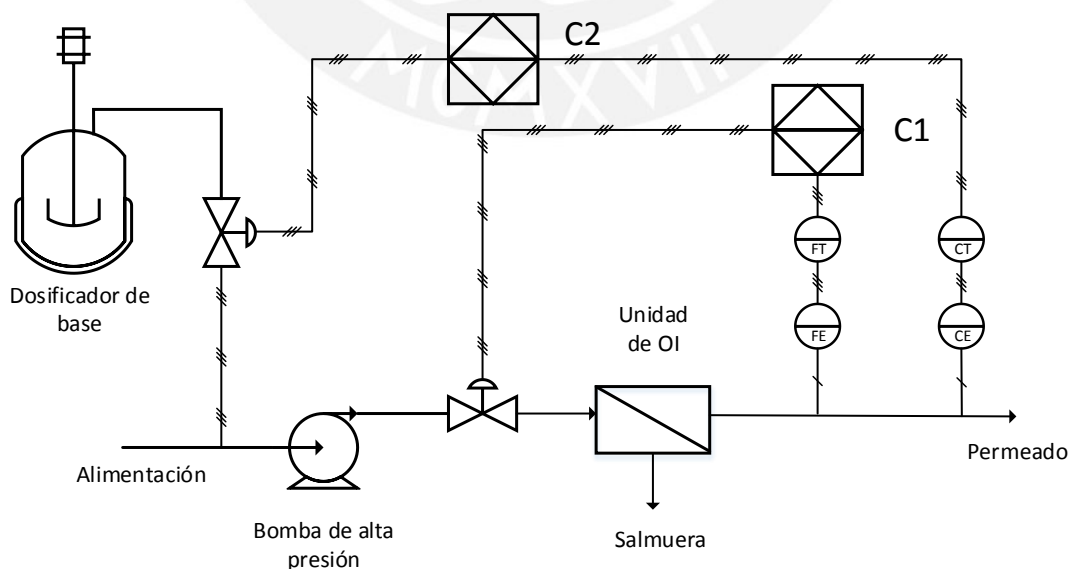


Figura 4.31. Diagrama funcional de la propuesta de implementación práctica del sistema de control desarrollado.

4.6.1 Selección de instrumentos

Los instrumentos se seleccionan sobre la base de cumplir con los requerimientos de diseño que se utilizaron en los capítulos anteriores.

a) *Sensor de Flujo:*

Se debe medir el flujo de agua de permeado y para ello se selecciona un medidor de flujo de agua ultrasónico de doble haz que proporciona datos altamente precisos y un funcionamiento confiable. El rango de variación del flujo en estos instrumentos alcanza los 5.5 gpm, con lo cual se cubre el rango de trabajo de la unidad objeto de estudio. La salida de estos sensores puede ser de pulsos programable de colector simple/doble abierto o lazo de corriente de 4-20 mA de alimentación externa.

En la Figura 4.32 se muestra una imagen del sensor de flujo que se propone.



Figura 4.32. Sensor de flujo tipo ultrasónico. (Netafim)

b) *Sensor de conductividad:*

Los sensores de conductividad por contacto son ideales para la mayoría de aplicaciones de tratamiento del agua de uso industrial. Éstos trabajan mejor si el proceso no es corrosivo, está libre de sólidos suspendidos y tiene una conductividad relativamente baja.

Se busca que los electrodos del sensor tengan una construcción robusta, que el requerimiento de calibración no sea determinante y que presente varias constantes de celda, lo que permite abarcar un amplio rango. También se debe tener en cuenta la máxima temperatura a la cual puede operar.

En la Figura 4.33 se muestra una imagen del sensor de conductividad propuesto.



Figura 4.33. Sensor de conductividad de contacto. (Rosemount)

Además se requiere de sensores/indicadores de presión y pH para asegurar que se trabaja en el rango de operación requerido para la planta objeto de estudio. .

c) Válvulas de control:

La válvula de control de presión funciona también como una válvula de seguridad, ya que evita accidentes por saturación de la bomba de alta presión. Por ejemplo, se debe asegurar que la válvula a usar trabaje a altas presiones.

Para la válvula de control que regula el ingreso de base, se tiene que asegurar un sistema de protección anticorrosivo, además este tipo de válvulas evita que el líquido este en contacto con sus partes móviles.

d) PLC:

Se propone utilizar el PLC modular SIMATIC S7-300, el cual puede utilizarse en todos los sectores industriales, ya que es un sistema de automatización universal. Además representa una solución para aplicaciones en arquitecturas de control centralizadas y descentralizadas. Los módulos que posee son:

- Fuente de alimentación de 2A.
- Módulos de señal para señales digitales y analógicas y configuración centralizada y descentralizada.
- Módulos de comunicación punto a punto para dispositivos periféricos de todo tipo.
- Módulos de función para conteo de alta velocidad, posicionamiento, control en lazo cerrado y control de cámara.

Además se puede conectar a todos los sistemas de bus convencionales: Industrial ETHERNET (IEEE 802.3), PROFINET (IEC 61158/61784), Industrial Wireless LAN (IEEE 802.11), PROFIBUS (IEC 61158/61784), AS-Interface (IEC 62026-2/EN 50295), Modbus RTU, Modbus TCP/IP, ISO on TCP, RS422-485 ASCII/3964(R), KNX entre otros.

Se propone utilizar el PLC tipo compacto. En la Figura 4.34 se muestra una imagen del PLC SIMATIC S7-300.



Figura 4.34 PLC SIMATIC S7-300

e) PC:

Los estados de las variables de proceso tales como la presión y el pH son leídos y procesados mediante la estrategia de control propuesta, que se encontrará implementada en la PC, la cual generará las señales de control que se ejercerán sobre la planta objeto de estudio.

4.6.2 Propuesta de implementación del controlador desarrollado

El OPC (OLE para control de proceso) es un mecanismo de comunicación estándar que permite el intercambio de información en tiempo real entre clientes de PC que cuentan con sistemas operativos de Microsoft. Es decir, es un "protocolo" de comunicaciones abierto que permite la comunicación entre aplicaciones informáticas y que permite la interoperabilidad entre diferentes fabricantes de software y hardware.

El standard OPC consta de varias especificaciones que permiten la obtención y envío de datos en tiempo real (DA), datos históricos (HDA), alarmas y eventos (A&E), y varios otros. La arquitectura de una red que trabaja con el standard OPC siempre consta al menos de 3 partes:

- a) *Un dispositivo o aplicación (hardware o software)*: Puede ser de cualquier marca o fabricante, el cual genera o contiene los datos que queremos obtener. Puede ser un PLC, un DCS, una báscula, una base de datos, un fichero de excel, un RTU, un switch, un router o cualquier otro hardware o software que contenga datos.
- b) *Un Servidor OPC específico para este hardware o software*: un servidor OPC es un software que "conoce" el lenguaje propietario del hardware o software de donde sacará los datos. Hay servidores OPC para las diferentes marcas de dispositivos (Siemens, Allen Bradley, Omron, GE, Schneider, Honeywell, Emerson, Yokogawa, ABB, etc.), además de servidores OPC para excel (DDE), para bases de datos (ODBC), para hardware informático (SNMP), para protocolos conocidos como Modbus o IEC o DNP3, entre muchos otros.
- c) *Un cliente OPC*: Un cliente OPC es un software que tiene implementadas las especificaciones standard y que puede comunicarse con cualquier servidor OPC. Al ser OPC un protocolo abierto, cualquier cliente OPC puede conectarse con cualquier servidor OPC sin importar desarrolladores ni fabricantes.

La interconexión entre estos tres componentes se muestra en la Figura 4.35.

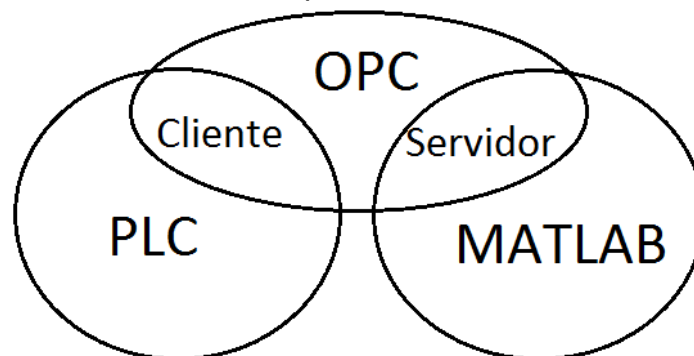


Figura 4.35. Interacción entre OPC, PLC y Matlab.

En la Figura 4.36 se muestra un diagrama de comunicación de la propuesta de implementación práctica del sistema de control de la planta objeto de estudio.

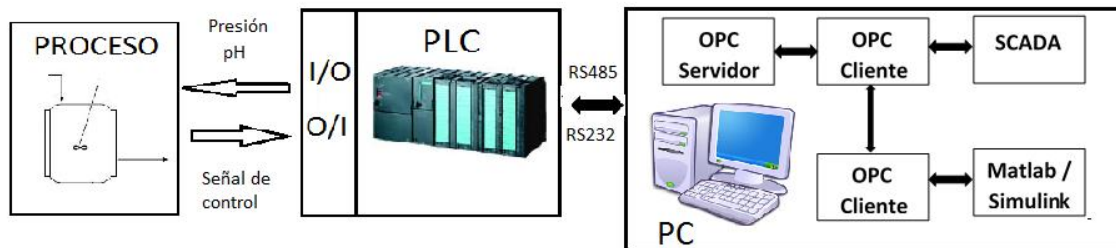


Figura 4.36. Diagrama de comunicación entre la planta objeto de estudio, el PLC y el cliente/servidor OPC.

En el caso de los PLC SIMATIC S7-300 de Siemens, el software que permite crear programas en el lenguaje Ladder para luego ser enviados a la memoria del PLC es el Step 7 y se ejecuta en el ambiente Windows.

4.7 Conclusiones parciales

- Se desarrolló análisis de robustez de los controladores PID-MIGO diseñados considerando diferentes escenarios de operación de la planta objeto de estudio.
- Los resultados de simulación del sistema de control con los controladores PID-MIGO diseñados, bajo diferentes escenarios de operación real de la planta objeto de estudio, evidenciaron la efectividad y robustez de los controladores desarrollados.
- Los resultados comparativos de simulación del sistema de control de la planta objeto de estudio con controladores PID-MIGO, PID y PI desacoplados (todos diseñados en base a las mismas especificaciones de respuesta temporal) mostraron un mejor desempeño del sistema de control cuando se aplican los controladores PID-MIGO.
- Se desarrolló una propuesta de implementación práctica del sistema de control de la planta objeto de estudio diseñado basada en la aplicación de un PLC, una PC y un cliente/servidor OPC.

CONCLUSIONES GENERALES

- Se desarrolló un estudio sobre el comportamiento dinámico de una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar, determinándose que las variables manipuladas son la presión y el pH y las variables controladas son el flujo y la conductividad del permeado. Mediante la aplicación de las técnicas de identificación de sistemas se obtuvo un modelo matemático dinámico de la planta objeto de estudio, determinándose que no presenta tiempo de retardo. Se realizó la validación del modelo matemático desarrollado, obteniéndose resultados satisfactorios, ya que el porcentaje de ajuste en todos los casos fue mayor a 85%.
- Se desarrolló el desacoplamiento del modelo matemático obtenido de la planta objeto de estudio, definiendo así los lazos de control SISO independientes; siendo el primero, el flujo de permeado con presión y el segundo, la conductividad de permeado con pH.
- Para el control de la planta desacoplada se realizó el diseño de controladores PID avanzado basados en el método MIGO, el cual es un método iterativo que optimiza la atenuación de la perturbación sujeta a restricciones sobre la robustez. Este método es una adaptación del diseño robusto al control PID y por ende, ofrece ventajas sobre los controladores convencionales PID. Se estableció que la sensibilidad máxima de los controladores diseñados es 1.4 y este valor representa la restricción de robustez para el diseño de los controladores. Mediante simulación se demostró que los controladores diseñados posibilitan controlar de forma efectiva la planta objeto de estudio.
- Se realizaron pruebas de simulación bajo diferentes escenarios de operación del sistema de control de la planta objeto de estudio, considerándose cambios en la cantidad o calidad del permeado, presencia de perturbación, ruido en la medición y variación de los parámetros del proceso. En todos estos escenarios, los controladores PID-MIGO diseñados posibilitaron cumplir con las especificaciones establecidas de respuesta temporal.
- Mediante pruebas de simulación comparativas del sistema de control de la planta objeto de estudio con los controladores PID-MIGO diseñados y controladores PI y PID convencionales desacoplados, se demuestra que los controladores PID-MIGO presentan un mejor desempeño y un comportamiento más robusto que los controladores convencionales.
- Se desarrolló una propuesta de implementación práctica del sistema de control de la planta objeto de estudio diseñado basada en la aplicación de un PLC SIMATIC S7-300, una PC y un cliente/servidor OPC.

RECOMENDACIONES

- Implementar los controladores PID-MIGO desarrollados en una unidad de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar del Perú.
- Implementar técnicas adaptivas para el ajuste de parámetros del modelo, una de esas técnicas podría ser el método del relé que se usa en los controladores PID.
- Estudiar el comportamiento del sistema de control cuando se diseñan los controladores PID-MIGO con restricciones de robustez diferentes a 1.4.
- Comparar los controladores PID-MIGO diseñados con otros controladores diseñados en base a técnicas de control avanzado.

ET LUX IN TENEBRIS LUCET

BIBLIOGRAFÍA

- Abbas A., and Al-Bastaki N. (2005). *Modeling of an RO water desalination unit using neural networks*. Chemical Engineering Journal 114, 139-143.
- Abbas A. (2006). *Model predictive control of a reverse osmosis desalination unit*. Desalination 194, 268-280.
- Absar B., Lamine S., Belhamiti O. (2008). *Mathematical Modeling of Reverse Osmosis Process by the Orthogonal Collocation on Finite Element Method*. Asian Journal of Applied Sciences 1 (1): 1 – 18.
- Alatqi I., Ghabris A., and Ebrahim S. (1989). *Measurement and control in reverse osmosis desalination*. Desalination, 75, 119–140.
- Alatqi I., Ettouney H., and El-Dessouky H. (1999). *Process Control in Water Desalination Industry: An Overview*. Desalination 126, 15-32.
- Alatqi, I., Ghabris, A., and Ebrahim S. (1989). *System identification and control of reverse osmosis desalination*. Desalination, 75, 119-140.
- Ali M., Ajbar A., Alhumaizi K., and Ali E. (2008). *Controlling Water Quality using Reverse Osmosis: The Development of Simplified Dynamic Model*. Department of Chemical Engineering – King Saud University P.O. Box 800, Riyadh 11421, Saudi Arabia.
- Arrieta O., Alfaro V. (2003). *Sintonización de controladores PI y PID utilizando los criterios integrales IAE e ITAE*. Ingeniería 13 (1,2): 31-39, Costa Rica.
- Assef J., Watters J., Deshpande P., and Alatqi I. (1997). *Advanced Control of a Reverse Osmosis Desalination Unit*. Journal of Process Control, Volume 7, Issue 4, Pages 283 – 289.
- Åström K., and Hägglund T. (2009). *Control PID Avanzado*, Pearson Educación, S.A., España.
- Åström K., and Hägglund T. (1995). *PID Controllers: Theory, Design, and Tuning*. 2nd Edition. Instrument Society of America, Research Triangle Park, North Carolina.
- Åström K., and Hägglund T. (2001). *The future of PID control*. Control Engineering Practice 9, 1163 – 1175.
- Bartman A., Mc Fall C., Christofides P., and Cohen Y. (2009). *Model Predictive Control of Feed Flow Reversal in a Reverse Osmosis Desalination Process*. Journal of Process Control, Volume 19, Issue3, Pages 433 – 442.
- Bartman A. (2011). *Control and Monitoring of Reverse Osmosis Water Desalination*. University of California.

Benitez I.O., Rivas R., Feliu V., and Castillo F.J. (2015). Temperature control based on a modified Smith predictor for injectable drug formulations. *IEEE Latin America Transactions*, 13(4), 1041-1047.

Benítez González I.O., Rivas-Perez R., Feliu Batlle V., y Castillo García F. (2009). Predictor de Smith modificado mediante un modelo interno robusto a perturbaciones externas no medibles. *Revista de Ingeniería Electrónica, Automática y Comunicaciones*, 30(3), 48-54.

Burden A., Deshpande P., and Watters J. (2001). *Advanced process control of a B-9 Permasep® permeator desalination pilot plant*. *Desalination*, Volume 133, Issue 3, Pages 271 – 283.

Calderon-Valdez S.N., Feliu-Batlle V., and Rivas-Perez R. (2015). Fractional-order mathematical model of an irrigation main canal pool. *Spanish Journal of Agricultural Research*, 13(3), e0212.

Castillo-Garcia F.J., Feliu-Batlle V., and Rivas-Perez R. (2013a). Frequency specification regions of fractional order PI controller for first order plus time delay processes. *Journal of Process Control*, 23(4), 598-612.

Castillo-Garcia F.J., Feliu-Batlle V., and Rivas-Perez R. (2013b). Time domain tuning of fractional order controllers combined with a Smith predictor for automation of water distribution in irrigation main channel pools. *Asian Journal of Control*, 15(3), 819-833.

Castillo-Garcia F.J., Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R., and Sanchez-Rodriguez L. (2011). Time domain tuning of a fractional order PI controller combined with a Smith predictor for automation of water distribution in irrigation main channel pools. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, 18(Part 1), 15049-15054.

Castillo Garcia F., Rivas-Perez R., and Feliu Batlle V. (2008). Fractional I α controller combined with a Smith predictor for effective water distribution in a main irrigation canal pool. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, 17(Part 1), 14558-14563.

Cuenca-Tinitana J., and Rivas-Perez R. (2012). Desarrollo de un sistema de control predictivo para la distribución de agua en un tramo de un canal principal de riego. *Revista Estudios Universitarios Universidad Nacional de Loja*, 119-130.

Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R., Castillo-Garcia F.J., and Rodríguez Martínez C.A. (2014). A robust fractional order controller for an EAF electrode position system. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, 19(Part 1), 10670-10675.

Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R., and Castillo-Garcia F.J. (2013). Simple fractional order controller combined with a Smith predictor for temperature control in a steel slab reheating furnace. *International Journal of Control, Automation, and Systems*, 11(3), 533-544.

Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R., Castillo-Garcia F.J., Sanchez-Rodriguez L., and Linares Saez A. (2011). Robust fractional order controller for irrigation main canal pools with time-varying dynamical parameters. *Computers and Electronics in Agriculture*, 76(2), 205-217.

Feliu Batlle V., Rivas-Perez R., Sanchez Rodriguez L., Castillo Garcia F., and Linares Saez A. (2008). Robust fractional order PI controller for a main irrigation canal pool. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, 17(Part 1), 15535-15540

Flugge-Lotz I. (1971). *Memorial to N. Minorsky*. *Automatic Control*, IEEE Transactions on, Volume 16, Issue 4, Pages 289 – 291.

Gambier A. (2011). Control of a Reverse Osmosis Plant by Using a Robust PID Design Based on Multi-objetive Optimization, IEEE Conference on Decision and Control and European Control Conference (CDC-ECC), Florida.

Gambier, A., Krasnik, A., and Badreddin, E. (2007). *Dynamic Modeling of a Simple Reverse Osmosis Desalination Plant for Advanced Control Purposes*. American Control Conference, ACC '07, 9-13.

Hernández O., Ortiz P., y Herrera J. (2013). *Diseño de Controlador Robusto para Horno Rotatorio*. Tecno.Lógicas., ISSN 0123-7799, Edición Especial, pp. 263 - 276.

Jamal K., Khan M., Kamil M. (2004). *Mathematical modeling of reverse osmosis systems*. *Desalination* 160, 29 – 42.

Jassim A., Abdulrazaq N., Kahdim A. (2003). *Automation of Reverse Osmosis Plants*. Seventh International Water Technology Conference Egypt 1-3.

Kao T.G., Nguen M., and Rivas-Perez R. (1989). Adaptive control of a time-delay plant using a searchless model-reference self-tuning system. *Automation and Remote Control*, 49(12, part. 2), 1620-1627.

Kim J., Lee Y., Kwon O., Park S., and Heo H. (2009). *Design of Newly Robust PID Controller for Reverse Osmosis Plant*, Control and Instrumentation Engineering, Korea University, Seoul, South Korea.

Kim J.S., Kim J.H., Park J., Park S., Choe W., and Heo H. (2008). *Auto Tuning PID Controller based on Improved Genetic Algorithm for Reverse Osmosis Plant*, World Academy of Science, Engineering and Technology International Journal of Computer, Electrical, Automation, Control and Information Engineering, Vol:2, No:11.

Köppel V., Segal M., Remer M. (2004). *Análisis de estrategias de desacoplamiento en sistemas interactuantes de control de procesos*. *Información Tecnológica-Vol. 15 N°6*, pág.: 89-92, Argentina.

Linares A., Rivas-Perez R., and Feliu V. (2008). New advanced management and control strategies applied to hydraulic Infrastructures for water transport and distribution. *Abengoa*, No December, 41-42.

Lior N. (2013). *Advances in Water Desalination*. John Wiley & Sons, Inc., New Jersey.

Ljung L. (1999). *System Identification – Theory for the Use*, Second Edition, Englewoods Cliffs, NJ: Prentice Hall.

Madaeni S., Shiri M., and Kurdian A. (2015). *Modeling, Optimization, and Control of Reverse Osmosis Water Treatment in Kazeroon Power Plant Using Neural Network*. *Chemical Engineering Communications*, Volume 201, Issue 1.

Mindler A., and Epstein A. (1986). *Measurement and control in reverse osmosis desalination*. *Desalination*, Volumen 59, Pages 343 – 79.

Moncada-Valerio J. (2012). Desarrollo de un sistema de control predictivo de un bastidor de osmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar. Tesis de Maestría. PUCP, Lima, Perú.

Moncada-Valerio J., Rivas-Perez R., and Sotomayor Moriano J. (2012). Control predictivo multivariable de un bastidor de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar. *Memorias del XV Congreso Latinoamericano de Control Automático “CLCA12”*. Lima, Perú.

Morilla F., Garrido J., Vázquez F. (2013). *Control Multivariable por desacoplo*. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial*, Volume 10, Issue 1, Pages 3-17.

Ning R. (2012). *Chemistry in the Operation and Maintenance of Reverse Osmosis Systems*. King Lee Technologies, San Diego, California, United States of America.

Ogata, K. (2003). *Ingeniería de Control Moderna*, Quinta Edición, Pearson Education S.A., Madrid.

Ogata, K. (2010). *Ingeniería de Control Moderna*, Cuarta Edición, Pearson Education S.A., Madrid.

Quevedo J. and Escobet T. (2000). *Digital Control 2000 – Past, present, and future of PID Control*. Pergamon, Oxford.

Pedregal D.J., Rivas-Perez R., Feliu V., Sanchez L., and Linares A. (2009). A non-linear forecasting system for the Ebro River at Zaragoza, Spain. *Environmental Modelling & Software*, 24(4), 502-509.

Perez Zuñiga C.G., Rivas-Perez R., and Sotomayor Moriano J. (2009). Control predictivo generalizado de la temperatura de laminación de un horno siderúrgico. *Electro-Electrónica*, 32(1), 46-54.

- Prakash A. (2004). *Water Resources Engineering: Handbook of Essential Methods and Design*. ASCE Press, Virginia.
- Rathore N., Kunduriya N., and Narain A. (2013). *PID Controller Tuning in Reverse Osmosis System based on Particle Swarm Optimization*. *International Journal of Scientific and Research Publications*, Volume 3, Issue 6.
- Rivas-Perez R., Feliu-Batlle V., Castillo-Garcia F.J., and Linares-Saez A. (2014a). Mathematical model for robust control of an irrigation main canal pool. *Environmental Modelling & Software*, 51(1), 207-220.
- Rivas-Perez R., Feliu-Batlle V., Castillo-Garcia F.J., Sanchez-Rodriguez L., and Linares Saez A. (2014b). Robust fractional order controller implemented in the first pool of the Imperial de Aragon main canal. *Tecnología y Ciencias del Agua*, 5(1), 23-42.
- Rivas-Perez R., Castillo-Garcia F.J., Sotomayor-Moriano J., and Feliu-Batlle V. (2014c). Control robusto de orden fraccionario de la presión del vapor en el domo superior de una caldera bagacera. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial*, 11(1), 20-31.
- Rivas-Perez, R., and Sotomayor-Moriano, J. (2014d). Control predictivo generalizado de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa. *Memorias del XVI Congreso Latinoamericano de Control Automático, CLCA 2014*, 642-647. Cancún, México.
- Rivas-Perez R., Feliu-Batlle V., Castillo-Garcia F.J., Sanchez-Rodriguez L., and Linares-Saez A. (2011). Control oriented model of a complex irrigation main canal pool. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, 18(Part 1), 2919-2924.
- Rivas-Perez R. (2011). Generadores de vapor de bagazo y su control. Libro blanco del control automático en la industria de la caña de azúcar. Programa CYTED Red de Automatización y Control de la Industria de Transformación de la Caña de Azúcar, 195-230, España.
- Rivas-Perez R., Feliu Batlle V., Castillo Garcia F., and Linarez Saez A. (2008a). System identification for control of a main irrigation canal pool. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, 17(Part 1), 9649-9654.
- Rivas-Perez R., Feliu-Batlle V., Sanchez Rodriguez L., Pedregal Tercero D.J., Linares Saez A., Aguilar Mariñosa J.V., and Langarita Garcia P. (2008b). Identification of the first pool of the Imperial de Aragon main irrigation canal. *Hydraulic Engineering in Mexico*, 23(1), 71-87.
- Rivas-Perez R., Peran Gonzalez J.R., Pineda Reyes B., and Perez Pereira S. (2003). Distributed control under centralized intelligent supervision in the Güira de Melena irrigation system. *Hydraulic Engineering in Mexico*, 18(2), 53-68.
- Rivas-Perez R., Aref Ghraizi R., Peran Gonzalez J.R., and Cesar Sanchez E. (2000). Industrial boilers. Integral automatic control system. *Automática e Instrumentación* 308, 79-84.

- Rivas-Perez R., Beauchamb G., Saliceti Piazza L., and Cesar Sanchez E. (1998). Automatic control system of steam generator. Proceedings of XVIII Interamerican Congress of Chemical Engineering, IACChE'98 (Mayaguez, December 6-10), Puerto Rico
- Rivas-Perez R., Herranz J., Llanes O., and Cartaya L. (1994). Modelo matemático dinámico de generadores de vapor. Revista de Ingeniería Electrónica, Automática y Comunicaciones, 15(3), 45-54.
- Rivas-Perez R. (1990). Automatic control of water distribution in irrigation systems. D.Sc thesis, All Russia Research Institute of Hydraulic Engineering and Land Reclamation A.N. Kostyakov (NIIG&M), Moscow, Russia.
- Rivas-Perez R., Cao T.G., Franco Parellada C., and Prokofiev V.E. (1987). Sistema de control automático de objetivos con retardo de tiempo. Control, Cibernética y Automatización, 20(1), 24-26.
- Rivas-Perez R. (1984). Technological process control in main canals of irrigation systems, with application to irrigation systems of Cuba. Ph.D thesis, Institute of Hydraulic Engineering and Land Reclamation of Ukrainian Academy of Agrarian Sciences (UkrNIIGIM), Kiev, Ukraine.
- Riverol C., and Pilipovik V. (2005). *Mathematical Modeling of Perfect Decoupled Control System and its Application: A Reverse Osmosis Desalination Industrial-Scale Unit*. Journal of Automated Methods & Management in Chemistry, 50-54.
- Robertson M., Watters J., Desphande P., Assef J., and Alatiqi I. (1996). *Model based control for reverse osmosis desalination processes*. Desalination, 104, 59-68.
- Rodríguez Vásquez J.R., and Rivas-Perez R. (2011). Desarrollo de un sistema de control avanzado de la presión del vapor en una caldera de tubos de fuego. Editorial PUCP.
- Rodríguez Vásquez J.R., Rivas-Perez R., and Sotomayor Moriano J. (2008a). Advanced control of a fire-tube boiler. Electro-Electrónica, 29(1), 5-10.
- Rodríguez Vazquez R., Rivas-Perez R., Sotomayor Moriano J., and Peran Gonzalez J. (2008b). Advanced control system of the steam pressure in a fire-tube boiler. IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline), 17(Part 1), 11028-11033.
- Rodríguez Vazquez R., Rivas P.R., and Sotomayor Moriano J. (2007). System identification of the steam pressure variation process inside a fire-tube boiler. IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline), 8(Part 1), 232-237.
- Salcedo Hernández J., and Rivas-Perez R. (2010). Model based predictive control of temperature in a cement rotatory kiln. Electro-Electrónica, 34(2), 52-60.

Sanchez Rodriguez L., Feliu Batlle V., Rivas-Perez R., and Ruiz Torija M.A. (2007). Robust control of a laboratory hydraulic canal by using a fractional PI controller. Proceedings of the ASME 2007 International Design Engineering Technical Conferences and Computers and Information in Engineering Conference "IDETC07". Las Vegas, Vol. 5, 1307-1315.

Shavit G. (1996). *Past, Present and Future Trends in the implementation of PID Control Algorithms*. Honeywell, Inc.

Sobana S., and Panda R. (2011). *Identification, Modelling, and Control of Continuous Reverse Osmosis Desalination System: A Review*. Separation Science and Technology, Volume 46, Issue 4.

Sotomayor J. (2014). *Apuntes del curso de Identificación de Sistemas*. Pontificia Universidad Católica del Perú – Maestría en Ingeniería de Control y Automatización.

Syafii S., Tadeo F., Palacin L., De Prada C., and Salazar J. (2008). *Modelling for dynamic simulation of pretreatment in Reverse Osmosis plants*. Industrial Engineering and Engineering Management. IEEM 2008. IEEE International Conference on, vol., no., pp.1663, 1667, 8-11.

Vilanova R., and Alfaro V. (2011). *Control PID robusto: Una visión panorámica*. Revista Iberoamericana de Automática e Informática industrial, 141 -158.

Vilanova R., and Visioli A. (2012). *PID Control in the Third Millennium*, Springer London Dordrecht Heidelberg New York.

Zilouchian A., and Jafar M. (2001). *Automation and process control of reverse osmosis plants using soft computing methodologies*. Desalination, Volume 135, Issues 1-3, Pages 51-59.

