

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DEL PERÚ
ESCUELA DE POSGRADO



DESARROLLO DE UN SISTEMA DE CONTROL
PREDICTIVO MULTIVARIABLE DE UN GENERADOR
DE VAPOR DE TUBOS DE AGUA

Tesis para optar el grado de
Magíster en Ingeniería de Control y Automatización

Autor: Ing. Sergio Nicolás Gonzales Lecaros

Asesor: Antonio Morán Cárdenas, Ph.D.

Jurado:

Dr. Javier Sotomayor Moriano

Dr. Antonio Morán Cárdenas

Dr. Roberto Tantaleán Carrasco

Lima – Perú

2014

RESUMEN

Partiendo de la motivación de buscar medios que permitan el ahorro de energía tanto por el aspecto económico como el ecológico se desarrolló este trabajo el cual pretende diseñar un controlador predictivo basado en modelo (CPBM) para controlar un generador de vapor de tubos de agua de forma más efectiva y eficiente que los sistemas actuales

Para este fin se realizó una revisión del estado del arte de los generadores de vapor y de sus sistemas de control donde se identificaron las principales variables a controlar. Debido al bajo desempeño de estos sistemas de control se propuso, luego de un análisis previo, el uso de un controlador predictivo basado en modelo para su aplicación en el generador de vapor.

Para lograr este objetivo se estudió un modelo matemático no lineal multivariable de un generador de vapor reportado en la literatura, el cual posteriormente se utilizó para realizar la simulación de la planta real. Luego para el diseño del controlador se utilizó el modelo linealizado con el fin de aligerar cálculos.

El diseño del controlador multivariable está basado en un controlador predictivo que es computacionalmente más eficiente que el controlador predictivo convencional. Para la aplicación de este controlador se consideraron restricciones en la señal de control y durante las pruebas simuladas en Matlab/Simulink se le introdujo señales ruidosas y perturbaciones alcanzando buenos resultados en eficiencia energética y de control superando al sistema actual basado en controladores PID. Finalmente se propuso la implementación práctica del controlador haciendo uso de un DSP híbrido.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN.....	3
CAPITULO 1. ESTADO DEL ARTE DE LOS SISTEMAS DE CONTROL DE GENERADORES DE VAPOR DE TUBOS DE AGUA	6
1.1. Introducción	6
1.2. Estado del arte de los generadores de vapor de tubos de agua	7
1.3. Estado del arte de los sistemas de control de generadores de vapor de tubos de agua.	11
1.4. Estado del arte de los controladores CPBM	15
1.5. Objetivos de la tesis.....	20
CAPITULO 2. MODELADO MATEMÁTICO DE UN GENERADOR DE VAPOR DE TUBOS DE AGUA.....	21
2.1. Introducción	21
2.2. Los generadores de vapor de tubos de agua como objeto de control	22
2.3. Modelado matemático del generador de vapor.....	34
2.4. Validación del modelo	42
2.5. Conclusiones	45
CAPITULO 3. DISEÑO DE UN CONTROLADOR PREDICTIVO MULTIVARIABLE DE UN GENERADOR DE VAPOR DE TUBOS DE AGUA.....	47
3.1. Introducción	47
3.2. Fundamentación de la estrategia de control a utilizar.....	48
3.3. Síntesis del controlador.....	57
3.4. Resultados de simulación	72
3.5. Conclusiones	80
CAPITULO 4. PROPUESTA DE IMPLEMENTACIÓN PRÁCTICA DEL CONTROLADOR CPBM DESARROLLADO.....	82
4.1. Introducción	82
4.2. Resultados comparativos CPBM vs PID.....	82

4.3. Propuesta de implementación práctica del controlador desarrollado	87
4.4. Conclusiones	96
CONCLUSIONES GENERALES	98
RECOMENDACIONES	100
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	101



INTRODUCCIÓN

En la producción de energía a nivel mundial existen diversos medios para su producción; siendo la energía eléctrica el tipo de energía con mayor producción e importancia para el mundo actual existe gran interés en mejorar la eficiencia de los procesos industriales implicados. Actualmente, debido a la crisis energética y al impacto de la actividad industrial en el medio ambiente resulta necesario realizar un uso eficiente de los recursos energéticos disponibles y a su vez reducir el efecto negativo de los procesos industriales en el medio ambiente. Entre los procesos industriales que consumen una elevada cantidad de combustible y que más contaminan el medio ambiente se encuentran los generadores de vapor de tubos de agua, utilizados en la generación de energía eléctrica. Es por ello que las soluciones técnicas encaminadas a aumentar la eficiencia energética, así como reducir el impacto medio ambiental de este tipo de plantas, presenta una significativa importancia.

Los generadores de vapor de tubos de agua es uno de los dos tipos de generadores de vapor existentes según su clasificación general. Estos generadores de vapor o calderas se caracterizan por transportar el agua a través de unos tubos lo cuales son calentados externamente por los gases producidos por la combustión. La gran capacidad que tienen estas máquinas para generar vapor las hace apropiadas para su uso en centrales termoeléctricas y en efecto son frecuentemente usadas para este fin.

La operación de los generadores de vapor demanda el control de muchas variables, que sin la debida atención, puede mermar grandemente la eficiencia del proceso e incluso puede llegar a producir graves daños que pueden ocasionar pérdidas materiales y/o humanas. Debido a esto actualmente el control de los generadores de vapor se realiza con ayuda de controladores PID los cuales logran el objetivo de mantener los niveles requeridos de las variables y además permiten operar en un nivel que es, hasta cierto punto, seguro. Sin embargo su eficacia se ve empañada por su eficiencia, pues para llegar a controlar el generador de vapor la respuesta del proceso pasa previamente por una transición que presenta oscilaciones y dinámica inversa, lo cual viene traducido en un consumo de combustible

mayor respecto a una respuesta sin estos efectos. El hecho de que estos efectos no puedan ser controlados por un controlador PID de manera eficiente da una pista de la relación existente entre las variables controladas y manipuladas del generador de vapor. Ciertamente numerosos estudios han tratado de modelar el comportamiento dinámico del generador de vapor de tubos de agua y se ha encontrado que este proceso presenta acoplamiento entre sus variables por lo que no es de extrañar que el control con PID no sea muy eficiente.

Una solución a este problema ya se viene publicando en la literatura especializada desde hace varios años. Clasificado como una estrategia de control avanzado, el control predictivo basado en modelo busca dar solución a varios problemas presentes en los procesos industriales tales como la reducción del efecto del retardo de tiempo, el acoplamiento de las variables, etc. La aplicación de esta estrategia de control en un generador de vapor de tubos de agua es el tema de estudio de este trabajo por lo que los objetivos de la tesis se enfocan en el diseño del controlador predictivo multivariable de las principales variables de un generador de vapor de tubos de agua. Para lograr este fin es necesario lograr lo siguiente:

- Estudiar el modelo matemático multivariable del comportamiento dinámico de las principales variables de un generador de vapor de tubos de agua.
- Diseñar un controlador predictivo multivariable del generador de vapor.
- Evaluar y comparar el desempeño del controlador diseñado respecto al control mediante PID y su resultado final en la eficiencia energética de la planta.
- Desarrollar una propuesta de implementación práctica del sistema diseñado basada en computadora.

En base a lo anterior, este trabajo comprende 4 capítulos cuyos contenidos se describen a continuación:

En el capítulo 1 de este trabajo se presenta el estado del arte de los sistemas de control de generadores de vapor, donde se describe el funcionamiento de los generadores de vapor identificando algunas de sus variables de control. Luego se describen los sistemas actuales de control de

estos equipos haciendo un análisis del desempeño actual y las posibles mejoras. Finalmente se establecen los objetivos de la tesis.

En el capítulo 2 se estudia el modelo matemático no lineal multivariable del generador de vapor identificando las principales variables de control y la relación entre estas. Se linealiza el modelo para su uso en el diseño del controlador predictivo.

En el capítulo 3 se realiza el diseño del controlador predictivo multivariable para el control del generador de vapor, describiéndose primero el algoritmo y la base teórica del controlador. Luego se implementa la estrategia de control en Simulink para su posterior simulación.

En el capítulo 4 se propone la implementación práctica del controlador diseñado, primero haciendo una comparación cuantitativa con un controlador PID. Luego se eligen los instrumentos necesarios y se presenta el diagrama de conexión de los sensores, actuadores y controlador. Finalmente se presenta el diagrama del sistema de control.

CAPITULO 1. ESTADO DEL ARTE DE LOS SISTEMAS DE CONTROL DE GENERADORES DE VAPOR DE TUBOS DE AGUA

1.1. Introducción

En el mundo actual el uso de la tecnología está presente en el día a día de las personas desde la presencia de aparatos eléctricos en los hogares hasta los complejos sistemas que hacen más productivas a las industrias. La gran mayoría de estas tecnologías dependen de la electricidad como fuente de energía. Es por ello que es muy importante el uso y producción eficiente de esta fuente de energía. Como ejemplo, en los Estados Unidos se usa un 10% más de energía que lo que se usaba en 1973 pero debe considerarse que hay más de 20 millones de casas y 50 millones de vehículos adicionales, además que su producto bruto interno es 50% mayor (Woodruff *et al.* 2004).

En el mundo las fuentes de generación de electricidad siguen siendo lideradas por los combustibles fósiles: carbón (31%), petróleo (36%), gas natural (25%) seguidos por las fuentes nucleares (6%) y las fuentes hidráulicas (3%) (Swedish Energy Agency 2010). Esto quiere decir que los combustibles fósiles combinados representan el 92% del suministro energético mundial. El medio por el cual este recurso energético es convertido a electricidad es mediante las plantas termoeléctricas; las cuales tienen una eficiencia energética cercana al 43% para plantas de carbón y petróleo. A pesar de esto las plantas termoeléctricas alimentadas por carbón y petróleo siguen siendo uno de los medios más populares de generación de energía debido a que son las más baratas de construir.

En el Perú las estadísticas de generación energética dan como principal fuente a la energía hidráulica (56%) seguida por la energía térmica (44%) (MINEM 2010). Es por ello que la eficiencia en la producción de energía

mediante combustibles fósiles en las plantas termoeléctricas toma prioridad. En estas plantas uno de los principales componentes es el generador de vapor por lo que el objetivo de mejorar la eficiencia se suele enfocar en este componente. Para conseguir un aumento de eficiencia en el generador de vapor, no solo debemos enfocarnos en el mejor uso del combustible, sino también a reducir el impacto ambiental pues es conocido el efecto nocivo de los productos de la combustión en el medio ambiente. Este último efecto es uno de los principales inconvenientes en la generación de vapor.

Finalmente la aplicación de estrategias de control que resulten en un uso eficiente de los combustibles originará menores gases de invernadero liberados a la atmósfera, por lo que las investigaciones en este ámbito permiten obtener un ahorro económico y un menor impacto ambiental.

1.2. Estado del arte de los generadores de vapor de tubos de agua

Como una de las soluciones para mejorar la eficiencia de un generador de vapor se plantea mejorar su sistema de control usando las últimas estrategias de control disponibles y para ello se hará un breve estudio del estado del arte de los generadores de vapor.

Las calderas o generadores de vapor actualmente tiene dos diseños básicos: generadores de vapor de tubos de fuego o piro-tubulares y generadores de vapor de tubos de agua o acuotubulares como se puede ver en las Fig. 1.1 y Fig. 1.2 respectivamente.

Los generadores de vapor de tubos de fuego son llamadas así porque los productos de la combustión pasan a través de tubos que están rodeados por agua. Este tipo de generadores de vapor se encuentran en la mayoría de plantas industriales donde la demanda de vapor saturado es menor a 50,000 lb/h y la presión menor a 350 psig. Aunque tienen la ventaja de responder adecuadamente a demandas cambiantes, su tamaño y presión limitados imposibilitan su uso en grandes plantas industriales.



Fig. 1.1. Generador de vapor de tubos de fuego. Adaptado de sitio web de Hurst Boilers (2013)



Fig. 1.2. Generador de vapor de tubos de agua (Clever Brooks 2012)

Los generadores de vapor de tubos de agua son aquellas en donde los productos de la combustión pasan alrededor de los tubos que contienen agua. Los tubos están interconectados a canales comunes de agua y una salida de vapor. Este generador de vapor provee vapor a presiones de cerca de 150 psig. Las unidades pequeñas (1000 a 10,000 lb/h de vapor) operan a bajo voltaje, mientras que las unidades más grandes (7000 a 100,000 lb/h de vapor) operan a 13,800 V. Estas unidades

encuentran aplicación en instituciones educacionales, edificios de oficinas, hospitales y plantas de procesamiento. Una vista del interior de este tipo de generador de vapor se puede ver en la Fig. 1.3.

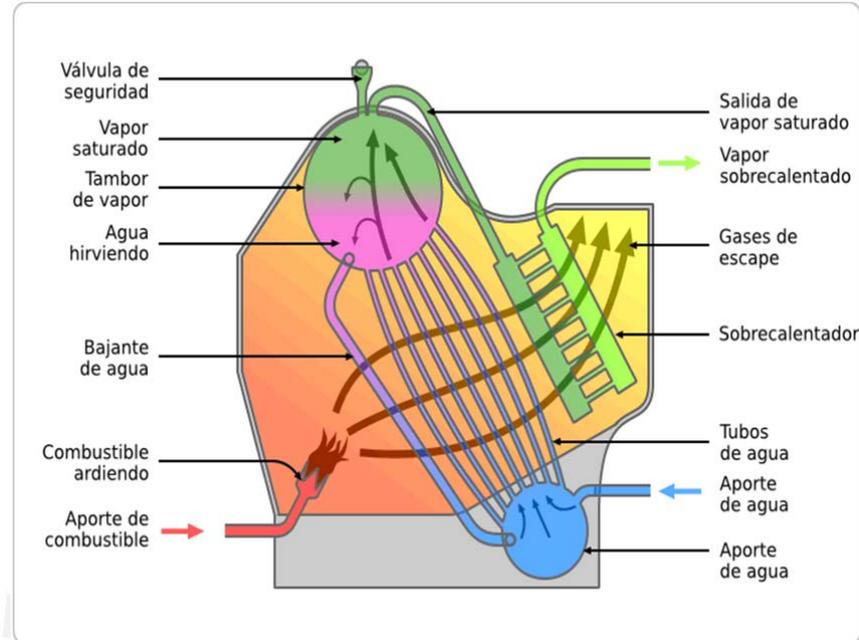


Fig. 1.3. Vista esquemática de un generador de vapor de tubos de agua. (Wikimedia Commons 2013)

Los generadores de vapor de tubos de agua requieren configuraciones elaboradas y costos iniciales generalmente mayores que los generadores de vapor de tubos de fuego en un rango de capacidades similares. Sin embargo, cuando se requieren grandes presiones y altas temperaturas de vapor se escogen los generadores de vapor de tubos de agua. Estos son los que actualmente se usan en la mayoría de centrales termoeléctricas.

Los componentes básicos de un generador de vapor de tubos de agua son el horno, donde el aire y el combustible se combinan y queman para producir gases de combustión; y un sistema de tubos de agua, cuyo contenido es calentado por el proceso de combustión. Los tubos están conectados al domo de vapor, donde el líquido y el vapor son separados y el vapor de agua generado es retirado. Los generadores de vapor actuales vienen frecuentemente provistos de unos sistemas auxiliares

que mejoran la eficiencia al tratar de utilizar el calor que aún mantienen los gases de combustión luego de pasar por los tubos de agua. El calor reutilizado se utiliza para sobrecalentar el vapor que sale del domo superior, calentar el agua antes del ingreso al domo y calentar el aire para la combustión. Los sistemas auxiliares que realizan ese intercambio de calor son el sobrecalentador, el economizador y el calentador de aire respectivamente.

La carga de un generador de vapor se refiere a la cantidad de vapor demandado. El equipo y el sistema de control frecuentemente deben ser capaces de satisfacer cambios rápidos en esta carga. Estos cambios pueden ser resultado de requerimientos de procesos súbitos, cambios en la demanda de vapor, etc. Aunque la carga puede mantenerse constante durante largos periodos de tiempo, el generador de vapor debe tener la suficiente flexibilidad para hacer frente a estos cambios en las variables del sistema y también la capacidad de entregar la mejor eficiencia ante cualquier carga demandada.

La eficiencia de un generador de vapor se define como la razón entre el calor transferido al agua (vapor) y el calor suministrado por el combustible. La eficiencia de los generadores de vapor raramente excede el 90% o están por debajo del 60%. Esta tiene la tendencia a variar con el diseño estructural así como también con la carga de trabajo. La eficiencia tiene un gran impacto económico, un 1% de pérdida en eficiencia en un generador de vapor de 100,000 lb/hr (45,360 kg/hr) incrementa su costo operativo en cerca de 20,000 dólares americanos. Una pérdida así, puede ser resultado de un incremento de 2% en el oxígeno suministrado o de un aumento de 28°C en la temperatura de salida de los gases de escape (Lipták 2006).

Los grandes factores que afectan la eficiencia de los generadores de vapor son las superficies de transferencia de calor y las condiciones de ajuste en la combustión. Es este último el que se puede manipular con controladores y el que mediante un uso eficiente tiene impacto en la eficiencia global del proceso de generación de vapor.

1.3. Estado del arte de los sistemas de control de generadores de vapor de tubos de agua.

Para el control de los generadores de vapor generalmente se consideran como variables de entrada o variables manipuladas al flujo de aire, combustible y el flujo de agua; y como variables de salida o variables controladas la presión de vapor y el nivel de agua en el domo superior. Con esto en cuenta, existen en el mercado varias soluciones que comprenden sensores de presión, sensor de nivel, controladores de aire/combustible, etc.

El flujo de combustible es la variable manipulada más frecuentemente usada para controlar la presión (Lipták 2006). Es por ello que en la actualidad uno de los lazos de control se realiza entre estas variables. Es de notar, sin embargo, que el control de la presión no solo involucra la manipulación del flujo de combustible sino también la salida de calor del generador de vapor. El flujo de vapor representa el mayor porcentaje de salida de calor del generador por lo que cambios en la demanda afectan significativamente el control de la presión. Para ello se utiliza un compensador feedforward que sirve para disminuir el efecto de las perturbaciones por cambios en la demanda (Fig. 1.4).

Otro tipo de perturbación que se observa frecuentemente es cuando existen perturbaciones en el flujo de agua para el sistema de control de nivel. La solución para esto es controlar el flujo con un controlador de flujo que es interno al lazo de control principal de nivel, el cual comúnmente se le llama sistema de control en cascada (Fig. 1.5). Por otro lado el flujo de aire es controlado a partir del control del flujo de combustible, este sistema recibe el nombre de control de relación aire/combustible.

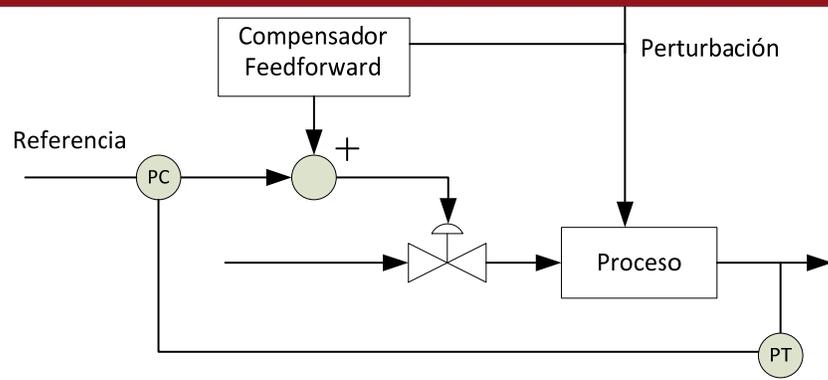


Fig. 1.4. Sistema de control con compensador feedforward

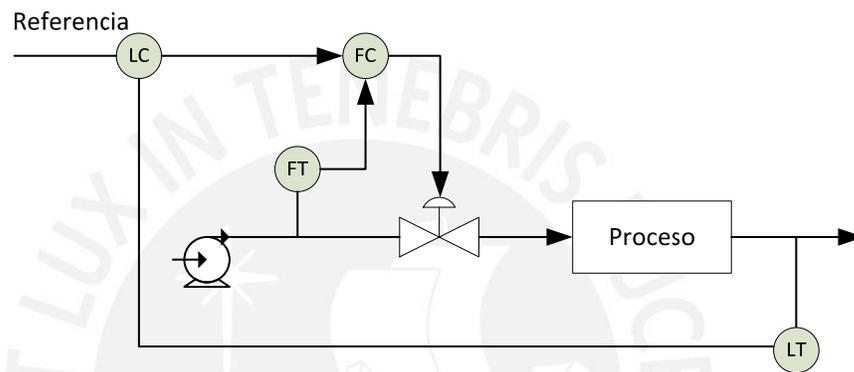


Fig. 1.5. Sistema de control en cascada

Para grandes generadores de vapor es deseable que existan restricciones en la manera en que se provee el flujo de aire y combustible, ya que la variación de una variable depende de otra pueden existir momentos al inicio de la regulación en que la relación aire/ combustible no es la ideal, lo que puede ocasionar una mala combustión o incluso situaciones que implican riesgo de accidentes. Como solución actualmente se utiliza un sistema llamado sistema de combustión de límites cruzados cuyo fin es limitar el combustible según el flujo de aire disponible.

En relación al control del nivel, este se realiza manipulando el flujo de agua. Para grandes generadores de vapor es frecuente el uso de 3 señales para alcanzar un desempeño aceptable. Las señales medidas son el nivel de agua, el flujo de vapor y el flujo de agua. Esto es así con el fin de controlar el agua, reducir las perturbaciones por la demanda de vapor y reducir las perturbaciones por el flujo de agua respectivamente.

Actualmente los controladores usados para el control de los lazos de control antes descritos son los controladores PID. Sin embargo debido al comportamiento dinámico complejo del generador de vapor se produce un desempeño mediocre, pues este controlador no considera las demás variables que afectan la dinámica del proceso. Esto con el añadido de cambios rápidos en las variables del proceso, afectados por el retardo de tiempo característico de los generadores de vapor, perjudican bastante su eficiencia.

Por ejemplo, en el control de la relación aire/combustible el comportamiento dinámico de la planta exige cambios rápidos en la carga que un PID no puede manejar; algunos proveedores tratan de paliar este problema usando actuadores para el aire el doble de rápidos que el actuador para el combustible aumentando de esta manera los costos pero no logrando una buena eficiencia (Lipták 2006). Existen también problemas con el sistema de control basado en 3 señales pues tiene la desventaja de que el ajuste de los controladores es más difícil a medida que cambia la referencia y otros parámetros. Las limitaciones de estos sistemas se traducen en un uso ineficiente del combustible que deriva en mayores costes y mayor cantidad de gases contaminantes a la atmosfera.

Localmente en el Perú, el control de los generadores de vapor se realiza principalmente de forma manual por un operario, utilizando elementos de seguridad que previenen que las variables del proceso excedan magnitudes peligrosas. Existe cierto grado de automatización en los generadores de vapor, encontrándose que los controles ON/OFF mediante PLC son populares en el control de varios sistemas del generador de vapor como por ejemplo el sistema de alimentación de agua. Así también se tiene un sistema de modulación de la llama que se hace variando la entrada de aire a través de un motor llamado modutrol (Ver Fig. 1.6) que genera dos estados llamados de “alto fuego” y de “bajo fuego”, permitiendo ahorrar energía cuando la demanda es baja.



Fig. 1.6. Motor modutrol para el control de la entrada de aire. (Honeywell, Inc.)

Aparte de estos sistemas de control se tienen elementos de seguridad como presostatos y switch de corte de nivel alto y bajo de agua que apagan el sistema ante niveles peligrosos de alguna de las variables. Una solución aportada por algunos proveedores es el llamado control Pressuretrol (Ver Fig. 1.7) que es un controlador de presión que ofrece aparte de límites de seguridad un modulador del rango de disparo del quemador.



Fig. 1.7. Pressuretrol para el control de la presión. (Honeywell, Inc.)

Según un estudio publicado en el sitio web del fondo nacional del ambiente Perú FONAM (MITINCI s.f.) el control de los generadores en Perú se basa en el control de la presión y el nivel de agua. El control de la presión, dependiendo de la capacidad del equipo, puede ser todo - nada (Demanda < 400KW), todo - poco - nada (Demanda < 1000KW) o del tipo modulante (Demanda > 1000KW). Solo en algunos generadores de vapor se hace uso de un analizador de oxígeno para regular la relación de aire - combustible.

Como conclusión se observa que el estado del arte de los sistemas de control de generadores de vapor de tubos de agua se basa en sistemas con lazos de control independientes y que no ofrecen una solución basada en el conocimiento del comportamiento dinámico del proceso. Tanto Lipták (2006) como Love (2007) señalan a estos sistemas como los más usados, por lo que el actual sistema de control basado en controladores PID y con compensadores feedforward será la referencia para hacer un estudio comparativo en el capítulo 4 de esta tesis.

1.4. Estado del arte de los controladores CPBM

Como solución al problema de las limitaciones de los controladores convencionales cuando la planta tiene un comportamiento con dinámica compleja; se han desarrollado estrategias de control avanzadas, siendo una de las más populares el control predictivo basado en modelo (CPBM) o MPC por sus siglas en inglés. Esta estrategia que data del año 1970 comenzó a usarse industrialmente en la década de 1980 con el nombre de IDCOM (Richalet *et al.* 1978) y DMC (Cutler & Ramaker 1980). Los algoritmos IDCOM y CPBM representaron las primeras generaciones de la tecnología CPBM. En general el CPBM es una familia de controladores en donde se usa directamente un modelo explícito de la planta para predecir su comportamiento futuro y como resultado aplicar una acción de control correctiva que permita alcanzar lo mejor posible el objetivo deseado.

La estrategia de control se basa en hallar las salidas futuras de la planta basado en un modelo interno. Las salidas predichas $y(t + k | t)$ para $k = 1, 2, 3, \dots, N$; donde la notación quiere decir el valor de la salida en el instante $t + k$ calculado con la información disponible en el instante t . Esto se calcula a partir de la señal futura $u(t + k | t)$ para $k=0,1,2, \dots, N-1$, que serán calculadas por el sistema de control. Un diagrama representativo de esta estrategia de control se muestra en la Fig. 1.8.

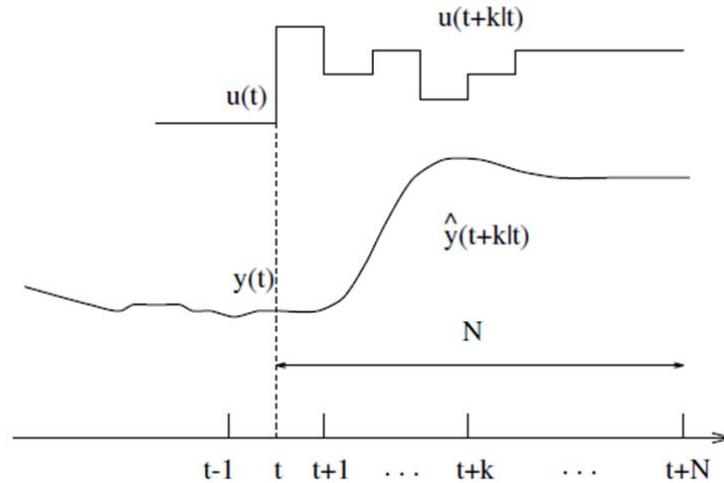


Fig. 1.8. Estrategia del CPBM (Camacho & Bordons 2007)

El conjunto de señales futuras se calcula de tal manera que se optimice el seguimiento a una trayectoria de referencia interna $w(t + k)$ que generalmente se escoge como una aproximación cercana al setpoint para no generar valores alto en la señal de control. El problema de optimización consiste en minimizar el error cuadrático entre la señal de salida y la trayectoria de referencia. La señal de control resultante del cálculo $u(t | t)$ es enviada a la planta. Entiéndase entonces que las demás señales de control calculadas son descartadas, debido a que al pasar al siguiente periodo de muestreo ya se encuentra disponible la salida $y(t + 1)$ con lo cual se repite todo el cálculo. El diagrama de bloques con la estructura básica del CPBM se muestra en la figura 1.7.

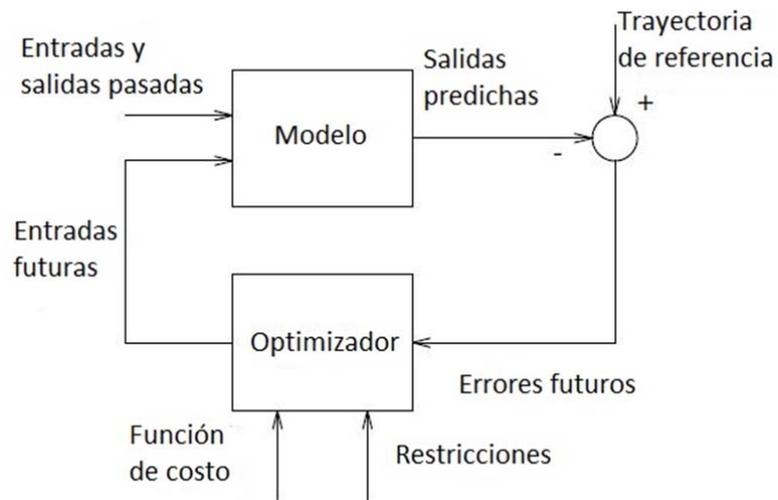


Fig. 1.9. Estructura básica del CPBM. Adaptado de Camacho & Bordons (2007)

Se usa un modelo de la planta para predecir las salidas futuras. El modelo se genera a partir de las señales de entrada y salida pasadas de la planta y a partir de las señales futuras que arroja el optimizador. Este sistema es análogo a la estrategia de control usada para conducir un vehículo donde el conductor observa la trayectoria en un horizonte finito de tiempo y teniendo en mente el comportamiento dinámico del vehículo le aplica una señal de control para anticiparse al camino que está por venir.

Hay muchas aplicaciones del CPBM que han sido implementadas con éxito actualmente, no solo en la industria de procesos sino también para aplicaciones de control tan diversas como manipuladores de robot y anestesia clínica. Aplicaciones en la industria cementera, torres de secado, brazos robóticos, columnas de destilación, generadores de vapor y servos son otros campos donde se ha empleado el CPBM. El buen desempeño de estas aplicaciones muestra la capacidad del CPBM de lograr un sistema de control de alta eficiencia capaz de operar durante largo tiempo sin intervención humana (Camacho & Bordons 2007). Hoy por hoy es la estrategia con más amplio uso para aplicaciones industriales, cuyas principales ventajas son las siguientes:

- Es fácil de comprender por personal que tenga conocimiento limitado en control debido a que los conceptos de este controlador son muy intuitivos y también la sintonización es relativamente sencilla.
- Se puede usar para controlar gran variedad de procesos, desde aquello con dinámica sencilla hasta los más complejos incluyendo sistemas con tiempos de retardo prolongados y sistemas inestables o con fase no mínima.
- Facilidad para tratar sistemas multivariables
- Posee compensación intrínseca para tiempos muertos
- Introduce el control feedforward de manera natural para compensar las perturbaciones medibles.
- El controlador es fácil de implementar.
- El tema de las restricciones es conceptualmente simple y estos pueden ser incluidos sistemáticamente durante el proceso de diseño.

- Es muy útil cuando se conocen la ruta de referencia.

Entre sus desventajas se tiene que aunque la ley de control es fácil de implementar y requiere poco poder de computo, su derivación es de mayor complejidad que la del PID. Cuando la dinámica del sistema cambia los cálculos han de computarse por cada periodo de muestreo y esta carga computacional aumenta considerablemente cuando se consideran restricciones.

La principal desventaja de esta estrategia es la necesidad de disponer de un modelo aceptable del proceso. Es por ello que la obtención del modelo afecta en gran medida el desempeño del controlador. Por esta razón se debe precisar gran importancia al desarrollo del modelo matemático. Desafortunadamente, la mayoría de controladores CPBM industriales usan modelos dinámicos empíricos obtenidos con datos de pruebas. Mejoras en la tecnología de identificación de sistemas resultarían en periodos de pruebas más cortos y que por tanto tendrían gran impacto positivo para la industria.

La investigación en modelos matemáticos analíticos para generadores de vapor es amplia, encontrándose modelos de alto orden y no lineales pero que no son aplicables a todos los generadores de vapor por requerir información que en varios casos no se tiene. Existen otros modelos también basados en algoritmos recursivos con mínimos cuadrados pero que solo aplican para sistemas específicos, quedando entonces mucho campo para investigación en este tema (Pellegrinetti & Bentsman 1996).

Lee (2011) describe una completa revisión de la historia del CPBM durante las últimas 3 décadas. Lee divide el desarrollo del CPBM en décadas, la primera década se caracterizó por el gran éxito que tuvo el CPBM en la industria al mejorar sustancialmente el desempeño sobre todo en refinerías, sin embargo, la teoría base no se encontraba del todo desarrollada. En la siguiente década (1990 – 2000) se produjo la maduración de la teoría y finalmente la última década se caracterizó por la diversificación del CPBM rápido, que es el método por el cual se

pretende resolver el problema de controlar sistemas que requieren frecuencias de muestreo altas.

En el artículo de Xi *et al.* (2013) se detalla el estado y los retos de investigación de la estrategia de control CPBM. Xi *et al.* explican que a pesar de que el CPBM se ha aplicado con éxito alrededor del mundo, todavía sufre de ciertas limitaciones como el problema del CPBM aplicado a sistemas con dinámica rápida y su aplicación solo a procesos lineales o cuasi lineales..

A pesar de las desventajas antes descritas el CPBM es uno de los controladores más populares con más de 4600 aplicaciones reportadas y que abarcan desde la industria química hasta la de los alimentos, según el sondeo desarrollado por Qin y Badgwell en 2003 y cuya demanda ha aumentado en los últimos años principalmente en refinerías y petroquímicas. Si bien, desde el 2003 no se ha hecho un nuevo análisis estadístico del uso del CPBM en la industria, tanto Lee (2011) como Xi *et al.* (2013) concluyen que el uso del CPBM se ha incrementado, además el primero califica el CPBM como el método aceptado más efectivo y completo para problemas de control con restricciones.

No debe quedar sin mencionar en este apartado la influencia de las investigaciones en estrategias de control aplicadas a generadores de vapor como el controlador predictivo generalizado que estudió Hogg y El-Rabaie (1990), el diseño de controladores PI robustos que estudió Fu (2004) o el control predictivo basado en un modelo difuso desarrollado por Espinosa *et al.* (2005). También las investigaciones en técnicas de control de orden fraccional, PID adaptativos y de control robusto en H infinito son meritorias (Rodríguez 2006), aunque por ahora gozan de menos popularidad.

Como se vio en este capítulo el CPBM es una buena solución para la mejora de la eficiencia de un generador de vapor. El estado del arte del control en el ámbito nacional se describió en la sección 1.3, donde se puede ver que no existe un uso generalizado de un sistema de control avanzado en el Perú. Es por ello, que las empresas en nuestro país se beneficiarían de estrategias como el CPBM. El CPBM reportaría a la

larga la mayor eficiencia en esta aplicación industrial. Esto sumado a la automatización del generador de vapor traería como resultado menores costos operativos relacionados a un menor consumo de combustible y menor personal a cargo de las operaciones. El control mediante CPBM demuestra ser confiable y requiere muy poca intervención humana; por otro lado ofrece un aumento en la seguridad durante las operaciones, ya que se elimina el factor humano y por último generaría un menor daño ambiental.

1.5. Objetivos de la tesis

Diseñar un controlador predictivo multivariable para el control efectivo de un generador de vapor de tubos de agua que posibilite mejorar la eficiencia energética mediante el control de sus principales variables (presión del vapor y nivel del agua en el domo superior). Con el fin de alcanzar este objetivo se plantean los siguientes objetivos específicos:

- Estudiar el comportamiento dinámico de las principales variables del generador de vapor de tubos de agua objeto de estudio utilizando un modelo matemático de este equipo reportado en la literatura.
- Diseñar un controlador predictivo multivariable del generador de vapor basado en el modelo antes mencionado.
- Evaluar y comparar el desempeño del controlador diseñado respecto a un sistema de control basado en controladores PID y su resultado final en la eficiencia energética de la planta.
- Desarrollar una propuesta de implementación práctica del controlador diseñado basada en computadora.

CAPITULO 2. MODELADO MATEMÁTICO DE UN GENERADOR DE VAPOR DE TUBOS DE AGUA

2.1. Introducción

Los generadores de vapor son máquinas usadas para el empleo de la energía calorífica proveniente de los combustibles mediante la transferencia de esta energía al agua; esta su vez al absorber esta energía pasa a su estado de vapor. Este vapor resultante es utilizado para multitud de aplicaciones generalmente para la generación eléctrica mediante la transformación: energía calorífica – energía mecánica – energía eléctrica o para la transferencia de calor en los procesos industriales.

Dentro de los sistemas de control basados en modelo es muy importante el modelo matemático, no siendo los generadores de vapor la excepción. Ya que no se puede modelar completamente la dinámica de un sistema complejo como el generador de vapor, se debe estudiar cuidadosamente la dinámica de este proceso.

La presión del vapor dentro del generador de vapor constituye uno de los parámetros fundamentales a controlar en todo generador de vapor debido a que esta garantiza el balance entre el vapor demandado y el vapor generado (Rivas *et al.* 1994). En este capítulo se elaborará el modelo matemático de un generador de vapor basado en las leyes físicas fundamentales que gobiernan su comportamiento dinámico. Se presentará como resultado el modelo matemático no lineal del generador de vapor que luego será usado en la simulación del generador real y el modelo matemático linealizado para su uso en el diseño del controlador predictivo.

2.2. Los generadores de vapor de tubos de agua como objeto de control

El objetivo del generador de vapor es calentar el agua hasta la formación del vapor. El estado de las sustancias puras como el agua dependen del cambio en su entropía, esta es una propiedad termodinámica que representa un indicador del desorden molecular, propiedad que toma como valor de referencia 0.01°C (Entropía = cero). El gráfico para hallar el estado del agua en base a su temperatura y entropía puede verse en la Fig. 2.1.

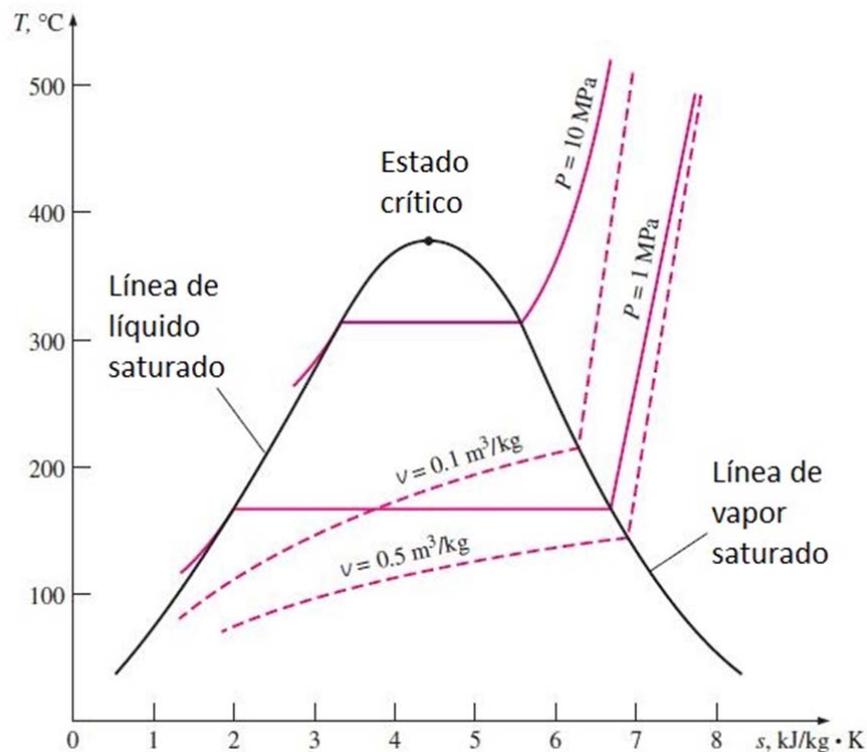


Fig. 2.1. Diagrama Temperatura – Entropía para el agua. Adaptado de Çengel & Boles (2010)

El gráfico divide los estados del agua, donde puede verse que la región interior de la campana contiene la mezcla líquido – vapor que sucede durante el cambio de fase. Es decir en un ambiente con presión constante el cambio de fase de líquido a vapor se produce a temperatura constante sin importar el calor que se le añada. El vapor en esta etapa de transición se encuentra mezclado con agua en estado líquido, por lo que en estos casos se dice que el vapor está húmedo. Ya que esta

etapa es un proceso isotérmico el calor proporcionado al sistema para llegar al punto de vapor saturado o vapor seco depende de la variación de la entropía y de la temperatura, por lo que es fácil deducir que a mayor presión el calor entregado para el cambio de fase o calor latente es menor que a presiones más bajas. Si seguimos calentado el vapor (parte derecha de la campana en la Fig. 2.1.) obtendremos vapor sobrecalentado.

El trabajo del generador de vapor es entonces transformar el agua en vapor mediante la adición de calor. La manera más eficiente de hacerlo es precisamente a presiones mayores que la atmosférica pues de esta manera se necesitará menos calor para conseguir vapor sobrecalentado, además tiene la ventaja que así ocupa menos espacio. Idealmente un generador de vapor debería incluir:

- Una construcción simple, materiales conductivos de bajo costo de mantenimiento, alta eficiencia y alta disponibilidad.
- Adecuado espacio para el vapor y el agua y buen sistema de circulación del agua.
- Un horno conductivo que sea eficiente en la combustión y que maximice la transferencia de calor. Apto para responder adecuadamente a demandas súbitas y condiciones alteradas.
- Accesibilidad para limpieza y reparación

Si bien los generadores de vapor se pueden clasificar por el tipo de combustible, circulación del agua, contenido de agua, presión en el horno y por la transferencia de calor (Annaratone 2008); en general se les suele clasificar en dos tipos: generadores de vapor pirotubulares o de tubos de fuego y los acuotubulares o de tubos de agua.

Los generadores de vapor de tubos de agua, materia de estudio de este trabajo, se les clasifica por generadores de convección, de radiación y de calor desaprovechado. Los generadores por convección más comunes son los generadores de 2 domos (Fig. 2.2) cuya estructura más usada es la de conectar los diversos componentes al domo superior que

está lleno de agua en su parte inferior y de vapor en la sección superior, luego el domo inferior trabaja como colector.

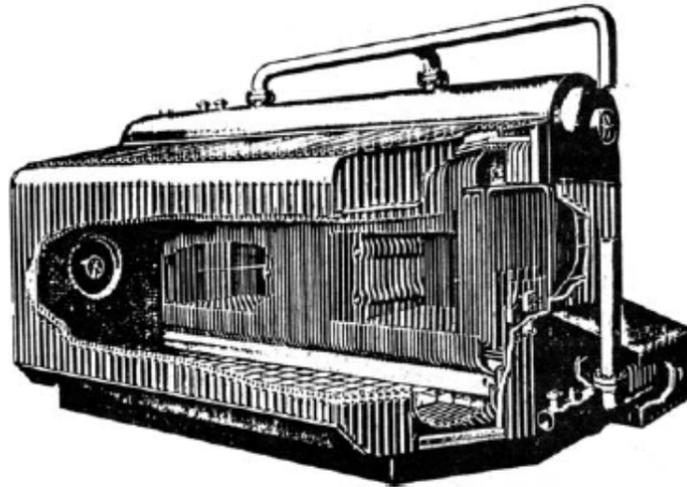


Fig. 2.2. Generador de vapor de tubos de agua. (Babcock & Wilcox, a McDermott Company)

Para comprender el funcionamiento del generador de vapor se describirá brevemente los principales componentes del generador de vapor y su funcionamiento. El esquema de todo el proceso se puede ver en la Fig. 2.3. Uno de los componentes principales del generador de vapor es el horno u hogar, lugar donde se produce la combustión y donde el calor es transferido a los tubos para calentar el agua. La combustión es producida por la mezcla aire – combustible que mediante combustión atraviesa el horno y este a su vez transfiere el calor a los tubos de agua ascendentes. El agua entra a través del domo superior y viaja corriente abajo a través de los tubos verticales con destino al domo inferior, luego este fluye hacia arriba por el efecto de la circulación natural debido al calor transferido por los gases de combustión.

La circulación del agua puede ser natural o forzada (usando una bomba) como se ve en Fig. 2.4. La circulación depende de la altura del generador de vapor, la presión de operación, el calor ingresado y el área libre de flujo (Woodruff *et al.* 2004).

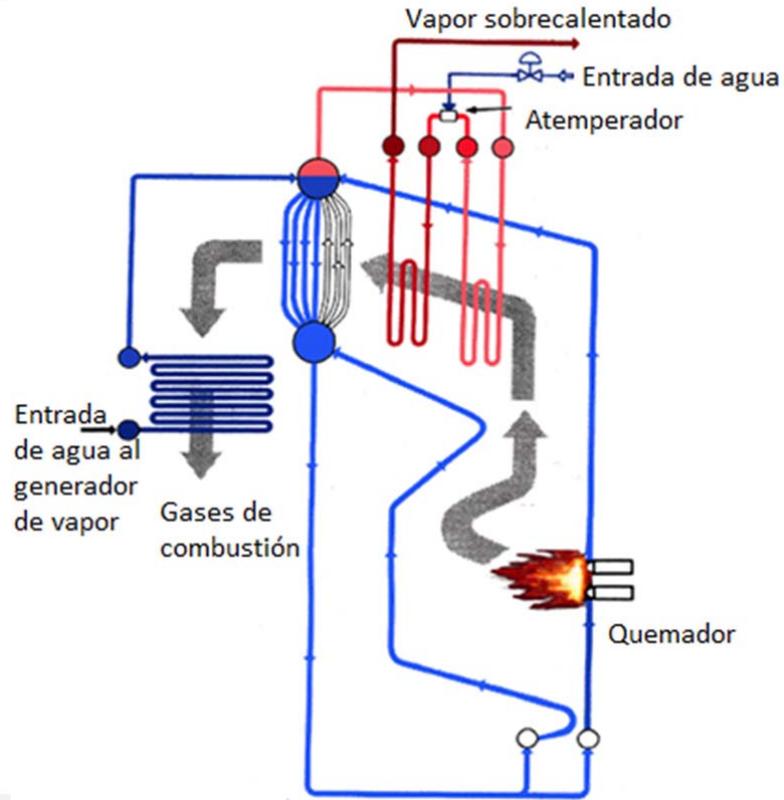


Fig. 2.3. Proceso de generación de vapor en un generador de vapor de tubos de agua.
Adaptado de Leduc (2000)

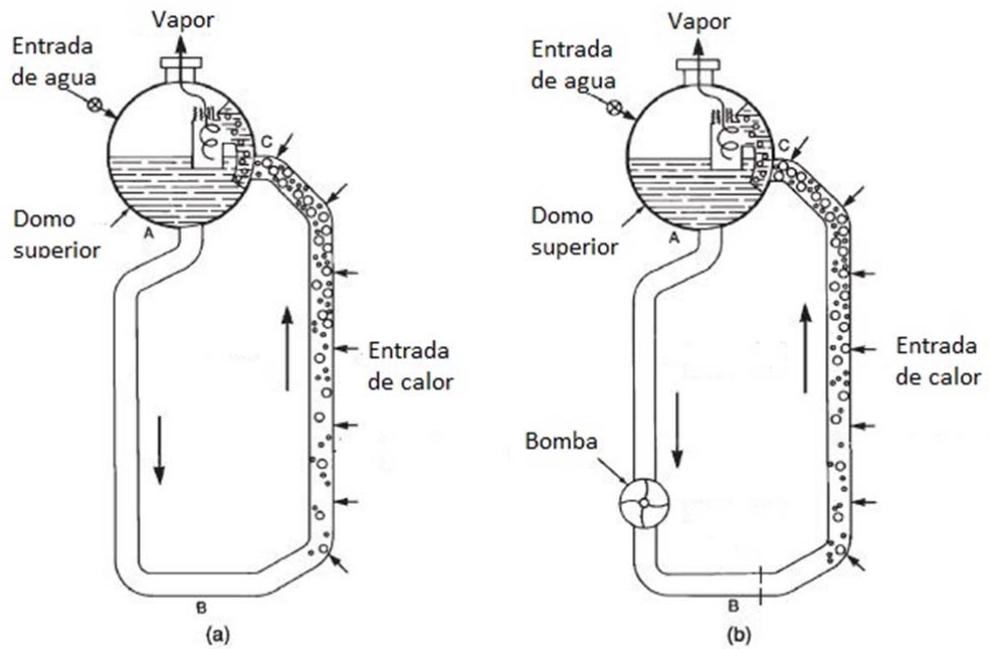


Fig. 2.4. Circulación de agua en el generador de vapor. (a) Circulación natural. (b) Circulación forzada. Adaptado de Woodruff *et al.* (2004)

El vapor saturado que regresa por los tubos ascendentes es captado por la parte superior del domo superior. En generadores de vapor de bajas presiones la separación del agua con el vapor se logra por gravedad manteniendo el domo superior lleno hasta la mitad de agua y la otra mitad de vapor. Hoy en día para generadores de vapor de altas capacidades existen separadores mecánicos que garantizan la salida de vapor seco del domo superior.

Con el fin de conseguir una mejor eficiencia los generadores de vapor tienen sistemas auxiliares para aprovechar el calor de los gases de combustión, es así que luego que el vapor saturado abandone el domo superior es recirculado en el sobrecalentador (Fig. 2.5). Este equipo ofrece una superficie de intercambio de calor para elevar la temperatura del vapor saturado y conseguir temperaturas de sobrecalentamiento, esto además de aumentar la eficiencia tiene la justificación de evitar que la humedad del vapor malogre los álabes de las turbinas para el caso de las plantas termoeléctricas. Para altas cargas el sobrecalentador debe llevar un atemperador pues un exceso temperatura de sobrecalentamiento resulta perjudicial.

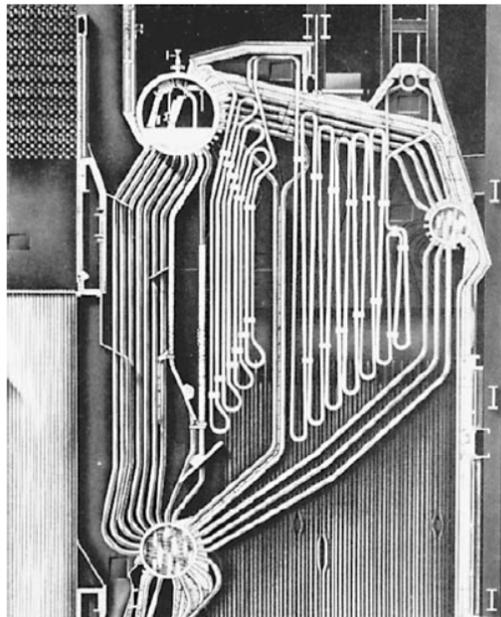


Fig. 2.5. Sobrecalentador con transferencia por radiación y por convección. (Riley Power, Inc. a Babcock Power, Inc., company).

Otro sistema para mejorar la eficiencia es el economizador (Fig. 2.6), equipo que aprovecha también los gases de combustión y los utiliza para calentar el suministro de agua al generador de vapor mediante un intercambiador de calor con flujo contrapuesto.

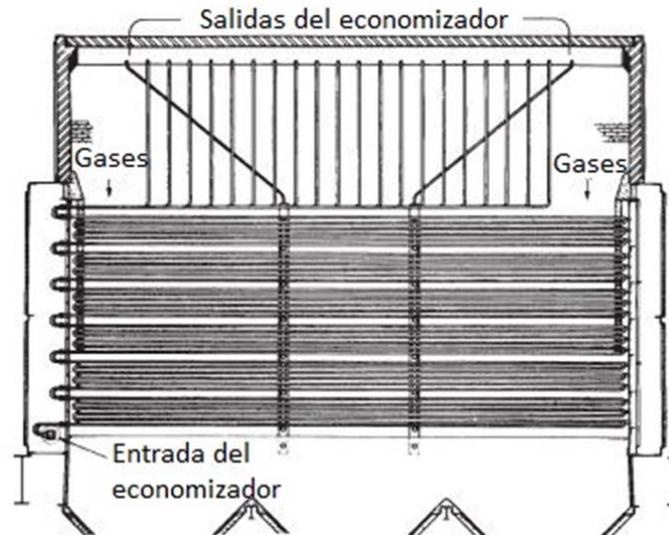


Fig. 2.6. Economizador de tubos continuos. (Adaptación, Babcock & Wilcox, a McDermott company)

Un sistema adicional para mejorar la eficiencia es el calentador de aire para la combustión, el cual consiste de placas o tubos con gases calientes por un lado y aire por el otro. El calor de los gases de combustión que salen del generador de vapor o economizador son recuperados para calentar el aire que ingresa al quemador. Esto se hace para eliminar la humedad, la cual produce corrosión en los elementos internos del generador de vapor.

En plantas generadoras de energía eléctrica y muchas plantas industriales, los economizadores y calentadores de aire son usados para obtener la máxima eficiencia. Para la planta moderna, las mejoras en eficiencia son como siguen: eficiencia del generador de vapor, 74%; generador de vapor y economizador, 82%; y generador de vapor, economizador y calentador de aire 88% (Woodruff *et al* 2004).

La eficiencia de un generador de vapor se puede computar por el método directo e indirecto (Lipták 2006). El método directo utiliza la ecuación (2.1) para determinar la eficiencia:

$$\text{Eficiencia} = \frac{\text{Calor transferido al agua}}{\text{Calor entregado por el combustible}} \quad (2.1)$$

dónde:

$$\text{Calor transferido al agua} = h_{sal} * \dot{m}_{sal} - h_{ent} * \dot{m}_{ent}$$

$$\text{Calor entregado por el combustible} = PCS * \dot{m}_{comb}$$

h_{sal} = Entalpía específica del vapor a la salida

h_{ent} = Entalpía específica del vapor a la entrada

\dot{m}_{sal} = Flujo másico de vapor a la salida

\dot{m}_{ent} = Flujo másico de vapor a la entrada

PCS = Poder calorífico superior del combustible

\dot{m}_{comb} = Flujo másico de ingreso de combustible

El método indirecto requiere un análisis del combustible, ceniza y gas para hacer una contabilidad de todas las pérdidas de calor, sustraer el poder calorífico superior del combustible y dividir el resultado entre el poder calorífico superior. Si bien el método indirecto es más preciso, las mediciones son más difíciles de hacer, por lo que para el presente trabajo se medirá la eficiencia usando el método directo.

Para el control de los generadores de vapor es necesario identificar las variables que afectan el proceso de generación de vapor. Las variables que se suelen medir en un generador de vapor se muestran bajo la norma ANSI/ISA 5.1 en la Fig. 2.7. Normalmente los requisitos de control de un generador de vapor son los de mantener la presión dentro del $\pm 1\%$ de la presión deseada; la relación aire combustible dentro del $\pm 2\%$ del exceso de aire ($\pm 0.4\%$ del exceso de oxígeno), basado en la curva de carga deseada versus exceso de aire; el nivel de agua en el domo superior dentro de ± 1 in del nivel deseado; y la temperatura del vapor dentro del $\pm 10^\circ F$ ($5.6^\circ C$) de la temperatura deseada. Adicionalmente la eficiencia debería ser monitoreada dentro del $\pm 1\%$ (Lipták 2006). Para

cumplir con estos requisitos es necesario instalar sensores precisos y asegurarnos que la carga no cambie más de 10 – 35% de la escala completa por minuto.

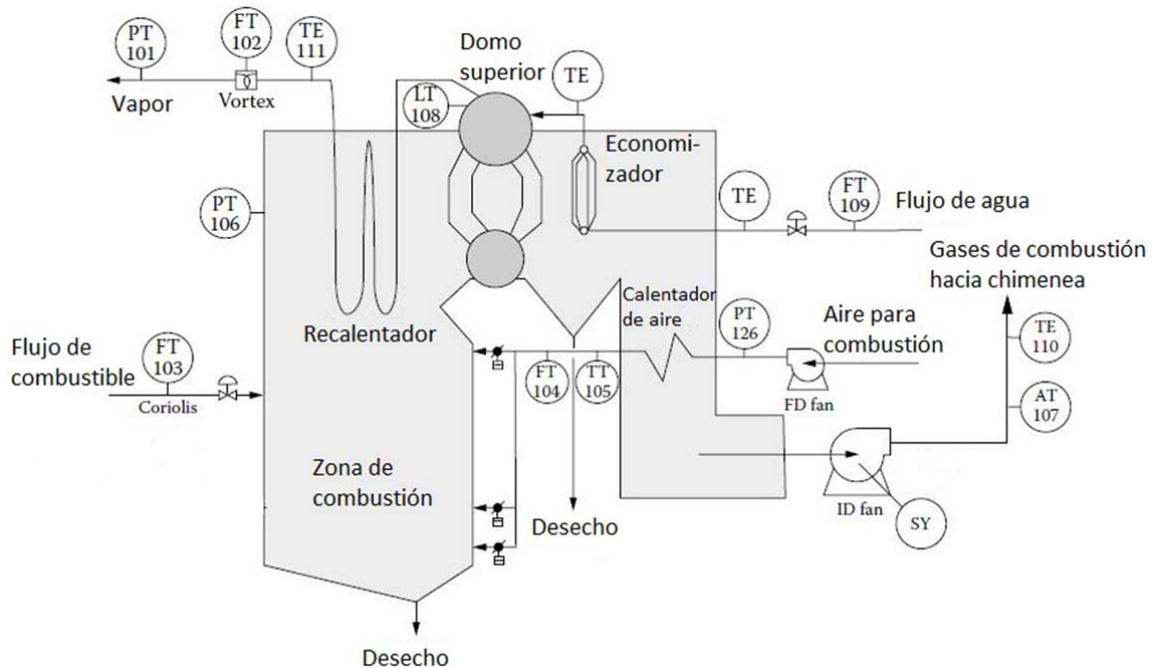


Fig. 2.7. Instrumentos principales para generadores de vapor. Adaptado de Lipták (2006)

Aparte de los sensores para el control del generador de vapor estos deben llevar elementos de seguridad para prevenir valores excesivos en algunos de los parámetros, usualmente llevan los siguientes elementos:

- Enclavamiento por purga: Previene que el combustible sea admitido en el horno cuando la llama está apagada hasta que se purgue el aire del horno.
- Enclavamiento del ventilador: El suministro de combustible se detiene cuando el flujo de aire es muy bajo o el ventilador del aire de combustión no está funcionando.
- Enclavamiento por bajo combustible: El suministro de combustible se detiene cuando se detecta pérdida en el suministro.
- Enclavamiento de llama: El suministro de combustible se detiene cuando hay pérdida de llama en el horno o cuando uno de los quemadores no está funcionando.

- Enclavamiento de bajo nivel de agua: El suministro de combustible se detiene cuando el nivel de agua en el domo superior es muy bajo.
- Enclavamiento por concentración alta de combustibles: El suministro se detiene cuando hay mucho contenido de combustible en los gases de combustión.

Se debe tomar en consideración la solución al problema de como el generador de vapor suple la demanda de vapor de la planta de la que forma parte. Para ello se debe enfocar el problema a 2 tipos de servicios que maneja el generador de vapor, a saber el de generación eléctrica y el de suministro de vapor en una planta industrial.

Para generadores de vapor industriales, el control se hace a presión constante mediante dispositivos llamados *boiler master*. En contraste, para plantas termoeléctricas se tienen varias formas de control como se indica a continuación:

- Modo de seguimiento del generador de vapor: La demanda es controlada primero en el generador de la turbina con el generador de vapor supliendo (siguiendo) lo que la turbina requiera.
- Modo de seguimiento de la turbina: La demanda es controlada primero por el ratio de la llama del generador de vapor con la turbina siguiendo al generador de vapor.
- Modo de control coordinado generador de vapor – turbina: Las válvulas de la turbina y el ratio de la llama del generador de vapor son manipuladas coordinadamente mientras la presión se mantiene constante.
- Modo de presión libre deslizante: Estrategia que permite a la presión variar con la carga para mejorar la eficiencia, velocidad de respuesta a cambios de carga y confiabilidad de la turbina.

El modo de seguimiento de turbina es el más estable; sin embargo, también es el más lento. Muchos sistemas de control en grandes termoeléctricas permiten la selección de los dos primeros modos. Basado en esto, se puede concluir que el ratio de llama del generador de vapor es la referencia para el flujo de aire y combustible que producen la

combustión en el sistema de control. Por otro lado, la presión de vapor de salida del generador de vapor es un indicador del balance entre el flujo de entrada y el flujo de salida de calor entre el abastecimiento de energía y la carga. Entonces controlando la presión de vapor se puede establecer un balance entre la demanda de vapor (carga del proceso) y la oferta de vapor (ratio de la llama del generador de vapor).

La respuesta del generador de vapor a cambios en la carga está limitada por el equipamiento. El principal limitante en este aspecto es el quemador y el efecto de encogimiento/dilatación en el nivel del agua (Lipták 2006). Esto da como resultado tiempos muertos de entre 30 a 60 segundos.

Para mejorar la velocidad de la respuesta a cambios en la demanda se usan frecuentemente en la industria hasta 5 estrategias de control: control feedback simple, feedforward más control feedback, control en cascada, ratio de control y control feedforward (Gilman 2005).

Los sistemas de control para calderos están divididos en horno, nivel de agua en el domo superior, relación aire combustible y temperatura de vapor (Gilman 2005) (Ver Fig. 2.8)

Aparte del flujo de aire, flujo de combustible y presión de vapor en el domo superior existen otras variables importantes que tienen gran influencia en la dinámica del generador de vapor. Una de estas variables es el nivel de agua en el domo superior, variable que debe ser controlada, pues si el nivel excediese los límites, el agua dentro del domo llegaría hasta el sobrecalentador y como consecuencia las turbinas podrían resultar dañadas. Si el nivel de agua es muy bajo se puede producir el sobrecalentamiento de los tubos dañándolos irremediablemente. La falla más común en los calderos es precisamente en los tubos que conectan con el domo superior.

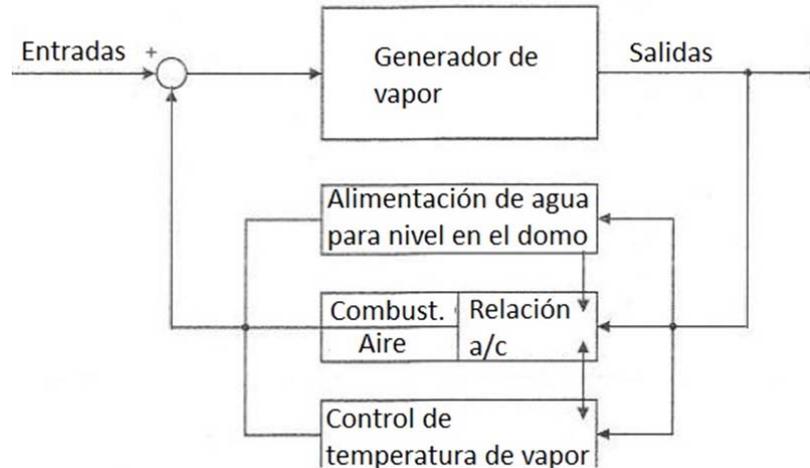


Fig. 2.8. Sistema de control para calderas. Adaptado de Gilman (2005)

Es conocido el efecto de contracción / dilatación del agua dentro del domo o efecto de respuesta inversa. Durante un rápido incremento de la demanda el nivel del agua aumenta considerablemente, esto debido al cambio de la densidad del agua. Es así que el nivel de agua en el domo superior debe ser considerado para el modelado de la dinámica del generador de vapor. Ya que el caudal de agua regula este nivel, esta variable se encuentra incluida en los cálculos.

Por otro lado, tal como se muestra en Rivas *et al.* (1994) la temperatura del vapor debe ser tal que el vapor no contenga humedad ya que esta puede dañar las turbinas; es decir, el vapor debe tener una temperatura mayor a su temperatura de saturación. Esta variable puede ser fácilmente controlada mediante la presión en el domo superior, ya que la temperatura de saturación está en relación directa con la presión como queda patente en las tablas de vapor saturado del agua. Además, tal como indica Gilman (2005) el control de la temperatura de vapor se controla principalmente enfriando con agua el medio por el que circula el vapor.

Rivas *et al.* (1994) también establecen que se debe considerar la temperatura del agua de circulación en el modelo matemático del generador de vapor, sin embargo como simplificación y tal como se recoge en el trabajo de Åström y Eklund (1972) se puede considerar que la distribución de energía en el metal, agua y vapor no cambian durante

la etapa de transición. Esto implica que cualquier variable dependiente de la energía puede ser usada como medida de la energía almacenada, es por tal razón que la temperatura en los tubos ascendentes no se mide y se escoge a la presión en el domo superior como medida de la energía almacenada.

Un elemento clave en el control de generadores de vapor es el control de la mezcla aire / combustible en el horno, debido a que esta relación debe cumplir con los estándares de seguridad, eficiencia y protección al medio ambiente. Esto se logra manteniendo un porcentaje de oxígeno en exceso requerido en la combustión estequiometría, generalmente referido como exceso de oxígeno (Pellegrinetti & Bentsman 1996).

En resumen se identifican las principales variables del sistema, las cuales se detallan a continuación:

Entradas:

- Flujo de agua de alimentación
- Flujo de combustible
- Flujo de aire

Salidas:

- Presión de vapor en el domo superior
- Nivel de agua en el domo superior
- Exceso de oxígeno

En la búsqueda de un controlador adecuado para el generador de vapor es necesario evaluar su desempeño. Más adelante, en el capítulo 3, se medirá el desempeño del controlador avanzado de tal manera que pueda ser comparado con un sistema basado en controladores PID; para ello se usarán índices de desempeño, de tal manera que muestre las mejoras cuantitativamente. Según Dorf (2011), la integral del valor absoluto del error (IAE, por sus siglas en inglés) es un índice de desempeño frecuentemente usado en el diseño de sistemas de control. El IAE (ver ecuación (2.2)) cuantifica el error total y penaliza las respuestas con mucho sobre impulso positivo o negativo.

$$IAE = \int_0^T |e(t)| dt \quad (2.2)$$

Además se considera otro índice basado en la teoría de control óptimo (Kirk 2004) y que mide el esfuerzo en el control: La integral del valor absoluto de la variación de la señal de control (IAVU, por sus siglas en inglés) mostrado en la ecuación (2.3). Este indicador penaliza los cambios en la señal de control con lo que se busca controlar la planta con valores de la señal de control que minimicen los cambios bruscos o de alta intensidad.

$$IAVU = \int_0^T \left| \frac{du(t)}{dt} \right| dt \quad (2.3)$$

En la siguiente sección se hallará el modelo matemático del generador de vapor considerando las variables identificadas previamente y la interacción entre ellas. Finalmente se mostrará que el modelo matemático se puede representar en un sistema con 3 entradas, 4 salidas y 4 estados.

2.3. Modelado matemático del generador de vapor

Para la elaboración del modelo matemático que describe la dinámica del generador de vapor se utilizó el modelo propuesto por Pellegrinetti y Bentsman (1996), quienes desarrollaron un modelo matemático tomando como base el generador de vapor N° 2 de la planta termoeléctrica de Abbott en Champaign, IL., cuya capacidad es de 22.096 Kg/s de vapor y 2.24 MPa (325 PSI) de presión. Este modelo, al cual se le hicieron ligeras correcciones y modificaciones, es la base de este trabajo por lo que a continuación se realizará un estudio detallado. El diagrama funcional de los procesos involucrados en el generador de vapor se muestra en la Fig. 2.9.

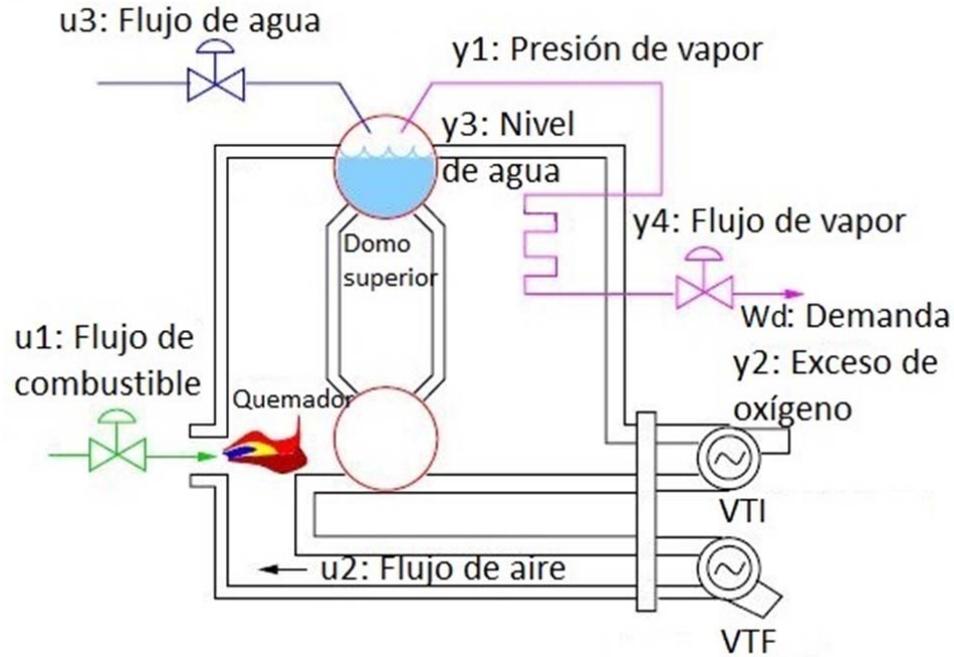


Fig. 2.9. Diagrama funcional del generador de vapor. Adaptado de Espinosa *et al.* (2005)

El modelo desarrollado es un modelo multivariable que incluye 3 entradas (flujo de combustible, flujo de aire y flujo de agua), 4 salidas (presión, exceso de oxígeno, nivel de agua en el domo y flujo de vapor) y un elemento W_d que es la parte determinística de la perturbación que define la demanda de vapor. El modelo obtenido incluye perturbaciones y ruido en las mediciones de las salidas. Este modelo se usará para las simulaciones y representará a la planta.

Las ecuaciones explícitas que gobiernan la dinámica del modelo son las siguientes:

$$\dot{x}_1(t) = c_{11}x_4(t)x_1^{\frac{9}{8}}(t) + c_{12}u_1(t - \tau_1) - c_{13}u_3(t - \tau_3) + c_{14} \quad (2.4)$$

$$\dot{x}_2(t) = -c_{12}x_2(t) +$$

$$\frac{c_{22}u_2(t - \tau_2) - c_{23}u_1(t - \tau_1) - c_{24}u_1(t - \tau_1)x_2(t)}{c_{25}u_2(t - \tau_2) + c_{26}u_1(t - \tau_1)} \quad (2.5)$$

$$\dot{x}_3(t) = c_{31}x_1(t) - c_{32}x_4(t)x_1(t) + c_3u_3(t - \tau_3) \quad (2.6)$$

$$\dot{x}_4 = -c_{41}x_4(t) + c_{42}u_1(t - \tau_1) + c_{43} + \eta_5 + W_d \quad (2.7)$$

$$y_1(t) = c_{51}x_1(t - \tau_4) + \eta_1(t) \quad (2.8)$$

$$y_2(t) = c_{61}x_2(t - \tau_5) + \eta_2(t) \quad (2.9)$$

$$y_3(t) = c_{70}x_1(t - \tau_6) + c_{71}x_3(t - \tau_6) + c_{72}x_4(t - \tau_6)x_1(t - \tau_6) \\ + c_{73}u_3(t - \tau_3 - \tau_6) + c_{74}u_1(t - \tau_1 - \tau_6) + c_{79} + \eta_3(t) \\ + \frac{[c_{75}x_1(t - \tau_6) + c_{76}][1 - c_{77}x_3(t - \tau_6)]}{x_3(t - \tau_6)(x_1(t - \tau_6) + c_{78})} \quad (2.10)$$

$$y_4(t) = [c_{81}x_4(t - \tau_7) + c_{82}]x_1(t - \tau_7) + \eta_4(t) \quad (2.11)$$

donde,

x_1 : Variable de estado de la presión el domo (kgf/cm²)

x_2 : Variable de estado de y_2 (%)

x_3 : Densidad del fluido en el sistema (kg/m³)

x_4 : Variable exógena relacionada a la demanda de vapor. (Rango de 0 a 1)

y_1 : Presión medida en el domo superior (PSI)

y_2 : Nivel de exceso de oxígeno (%)

y_3 : Nivel de agua (in)

y_4 : Flujo másico de vapor (kg/s)

u_1 : Flujo másico de combustible (Rango de 0 a 1)

u_2 : Flujo másico de aire (Rango de 0 a 1)

u_3 : Flujo másico de agua (Rango de 0 a 1)

W_d : Demanda de vapor.

El valor numérico de los coeficientes se puede encontrar en la Tabla 2.1.

Las variables n_i son secuencias de ruidos coloreados resultado de modelos de primer orden incitados por ruido blanco con media cero. Los modelos son los siguientes:

$$\eta_1 = \frac{0.75s+0.1}{s+0.001} w_1 \quad \eta_2 = \frac{0.019s+0.001}{s+0.024} w_2 \quad \eta_3 = \frac{0.105s+0.038}{s+0.010} w_3 \\ \eta_4 = \frac{0.01s+0.0001}{s+0.001} w_4 \quad \eta_5 = \frac{0.003s+0.003}{s+0.0075} w_5$$

Tabla 2.1. Coeficientes del modelo matemático del generador de vapor. © 1996 IEEE

$c_{11} = -0.00478$	$c_{31} = 0.00533176$	$c_{70} = -0.1048569$
$c_{12} = 0.280$	$c_{32} = 0.0251950$	$c_{71} = 0.15479$
$c_{13} = 0.01348$	$c_{33} = 0.7317058$	$c_{72} = 0.4954961$
$c_{14} = 0.02493$	$c_{41} = 0.04$	$c_{73} = -0.20797$
$c_{21} = 0.1540357$	$c_{42} = 0.0299886$	$c_{74} = 1.2720$
$c_{22} = 103.5462$	$c_{43} = 0.018088$	$c_{75} = -324212.7805$
$c_{23} = 107.4835$	$c_{51} = 14.214$	$c_{76} = -99556.24778$
$c_{24} = 1.95150$	$c_{61} = 1.00$	$c_{77} = 0.0011850$
$c_{25} = 29.04$	$c_{81} = 0.85663$	$c_{78} = -1704.50476$
$c_{26} = 1.824$	$c_{82} = -0.18128$	$c_{79} = -103.7351$
$\tau_1 = 2, \tau_2 = 2, \tau_3 = 3, \tau_4 = 3, \tau_5 = 4, \tau_6 = 10, \tau_7 = 2.$		

Para la linealización, Pellegrinetti y Bentsman (1996) incorporan la perturbación W_d dentro del vector de variables de entrada u para su representación en forma de ecuación de espacio de estados (2.12). Esto es fácil de notar al ver la última columna de la matriz B que representa el vector correspondiente a la perturbación W_d y que afecta al valor de \dot{x}_4 ; perturbación que queda representada como u_4 en el vector de entradas u . De esta manera el modelo matemático presentado se linealizó cerca de su punto de operación nominal:

$$x_0 = [22.5 \quad 2.5 \quad 621.17 \quad 0.6941]^T$$

$$y_0 = [320 \quad 2.5 \quad 0.0 \quad 9.3053]^T$$

$$u_0 = [0.32270 \quad 0.39503 \quad 0.37404 \quad 0]^T$$

La ecuación de espacio de estados del sistema linealizado es la siguiente:

$$\dot{x} = A_p x + B_p u$$

$$y = C_p x + D_p u$$

dónde:

$$\begin{aligned}
 A_p &= \begin{bmatrix} -0.005509 & 0 & 0 & -0.1588 \\ 0 & -0.2062 & 0 & 0 \\ -0.01216 & 0 & 0 & -0.5672 \\ 0 & 0 & 0 & -0.040 \end{bmatrix} \\
 B_p &= \begin{bmatrix} 0.2800 & 0 & -0.01348 & 0 \\ -9.375 & 7.658 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0.7317 & 0 \\ 0.02999 & 0 & 0 & 0.040 \end{bmatrix} \\
 C_p &= \begin{bmatrix} 14.21 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1.0 & 0 & 0 \\ 0.3221 & 0 & 0.1434 & 11.16 \\ 0.4133 & 0 & 0 & 19.28 \end{bmatrix} \\
 D_p &= \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 \\ 1.272 & 0 & -0.2080 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (2.12)
 \end{aligned}$$

Presentado el modelo se describirán algunas aclaraciones importantes. La variable x_4 que representa la demanda de vapor depende del flujo de combustible. Esto se modeló así debido a que en el supuesto caso que se genere vapor en exceso, este vapor necesariamente se consumirá por parte del usuario sea que lo necesite o no; por lo tanto y según los datos experimentales tomados por Pellegrinetti y Bentsman (1996), el valor de la demanda se encuentra correlacionado con el flujo de combustible. Ahora bien, la demanda fue modelada como una válvula imaginaria que regula la salida del flujo de vapor, es por ello que el rango de valores para la variable x_4 varía de 0 a 1.

En la ecuación de \dot{x}_4 hay un término W_d (Representado como u_4 para la ecuación de espacio estado (2.12)) que se modeló como una perturbación y que define finalmente la demanda de vapor. Debido a que esta es una perturbación, el rango de valores para esta variable se toma como $[-0.01, 0.01]$. Este rango es cercano o igual a los valores tomados por Horalek e Imsland (2011) y Liu *et al.* (2005).

La simulación del modelo matemático real, así como la respuesta del modelo linealizado y del control que se va a diseñar se desarrollará utilizando el software Simulink®, marca registrada por la empresa MathWorks®. Las matrices de la ecuación en espacio de estados (2.12)

del modelo linealizado se mostraron tal como aparecen en el trabajo de Pellegrinetti y Bentsman (1996) con el fin de estudiarlas y exponerlas adecuadamente, posteriormente en el capítulo 3 se hará una simplificación de esta ecuación de espacio de estados para el diseño del controlador predictivo. Para este modelo debe tenerse en cuenta que las variables de estado para este sistema son variables de variación o incrementales (Klee & Allen 2011).

El modelo en diagrama de bloques de las ecuaciones diferenciales no lineales tomadas del trabajo de Pellegrinetti y Bentsman (1996) se agrupará en un subsistema dentro de Simulink como se ve en la Fig. 2.10.

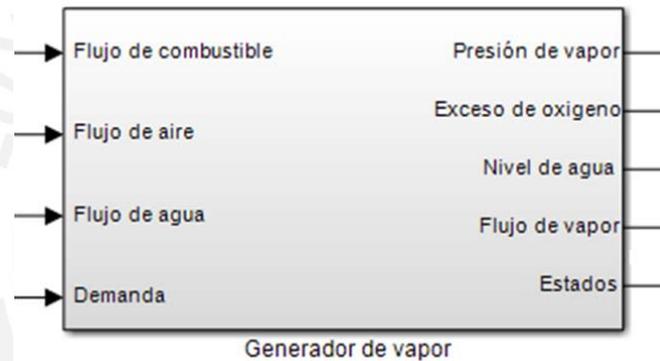


Fig. 2.10. Sistema generador de vapor

El modelo no lineal encapsulado en el bloque “generador de vapor” de la Fig. 2.10 produce respuestas acordes al comportamiento dinámico característico de un generador de vapor como se ve en la Fig. 2.11 para un aumento en el flujo de agua, en la Fig. 2.12 para un aumento en el flujo de combustible y en la Fig. 2.13 para un aumento en la demanda de vapor. El aumento en el flujo de aire solo afecta al porcentaje de exceso de oxígeno.

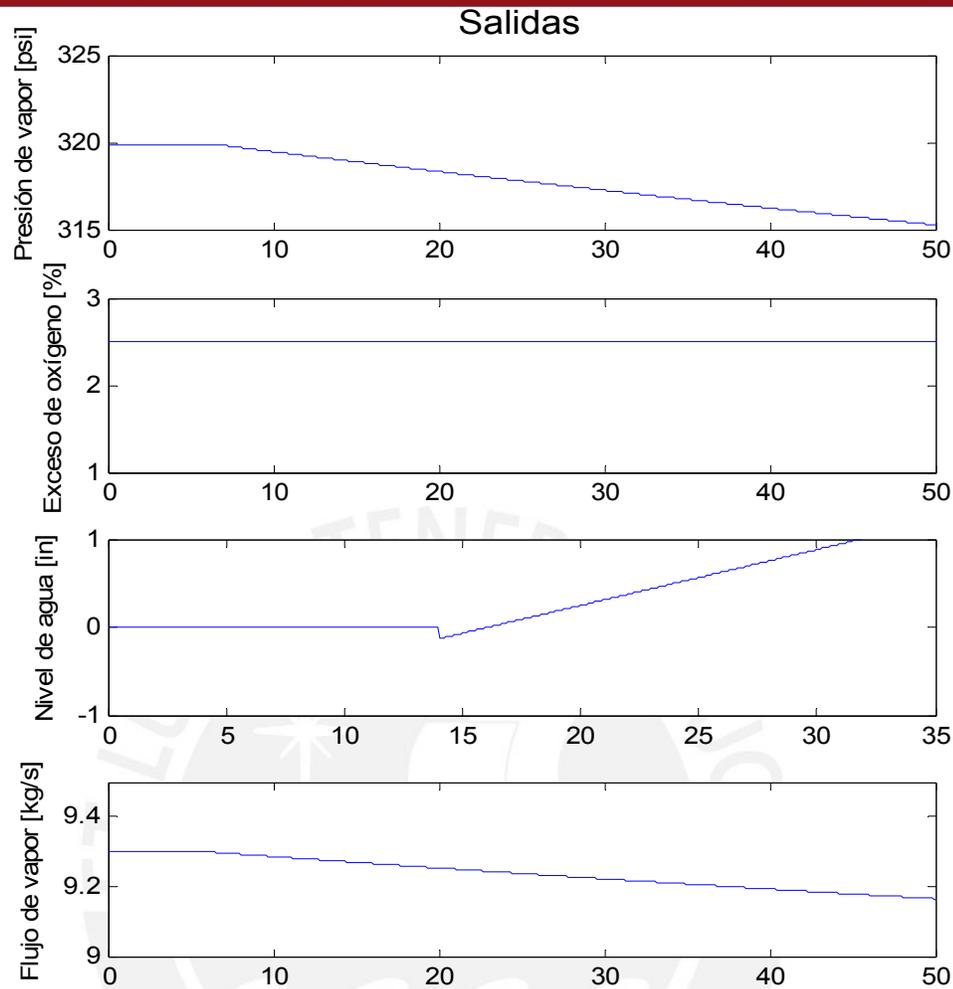


Fig. 2.11. Respuesta del generador de vapor para un aumento del flujo de agua

En la Fig. 2.11, la respuesta inversa en el nivel de agua, característica de un generador de vapor, se debe a que el agua dentro del domo está mezclada con las burbujas de vapor producto del cambio de estado. Luego al ingresar agua con menor temperatura que el agua dentro del domo, esta enfría las burbujas de vapor haciendo que se condensen y por lo tanto reduciendo el volumen de agua en el momento del cambio para luego aumentar. También, debido al enfriamiento del domo por parte del agua que ingresa, existirá una menor interacción entre las moléculas, lo cual se refleja en una reducción de la presión. Finalmente, el exceso de oxígeno no se ve afectado por el cambio y el flujo de vapor, como es de esperarse, se reduce debido a que el calor suministrado no es suficiente para calentar la mayor cantidad de agua.

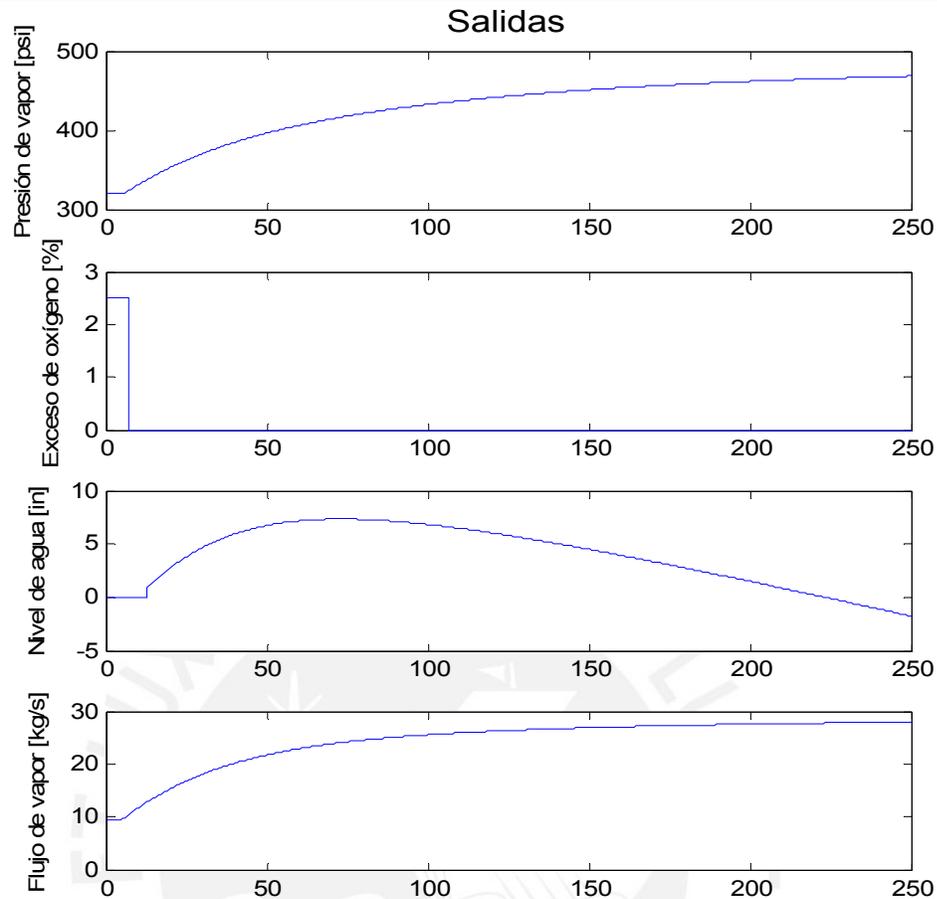


Fig. 2.12. Respuesta del generador de vapor para un aumento en el flujo de combustible

En la Fig. 2.12, el aumento en el flujo de combustible aumenta la temperatura del agua generando mayor cantidad de burbujas, de menor densidad que el agua líquida, por lo que al inicio el nivel de agua aumenta. El aumento en la temperatura es reflejo de la mayor interacción de las moléculas de agua por lo que se observa un aumento en la presión. El exceso de oxígeno se reduce, ofreciendo un indicio de la relación de esta salida con la proporción de aire – combustible. Finalmente, el flujo de vapor aumenta debido a la mayor cantidad de energía entregada para el cambio de estado del agua.

En la Fig. 2.13, el aumento en la demanda de vapor genera una reducción de la presión por la liberación de vapor en el domo. Esto a su vez permite una mayor generación de burbujas, las cuales afectan el nivel de agua incrementándola en un inicio para luego bajar. El exceso de oxígeno no se ve afectado.

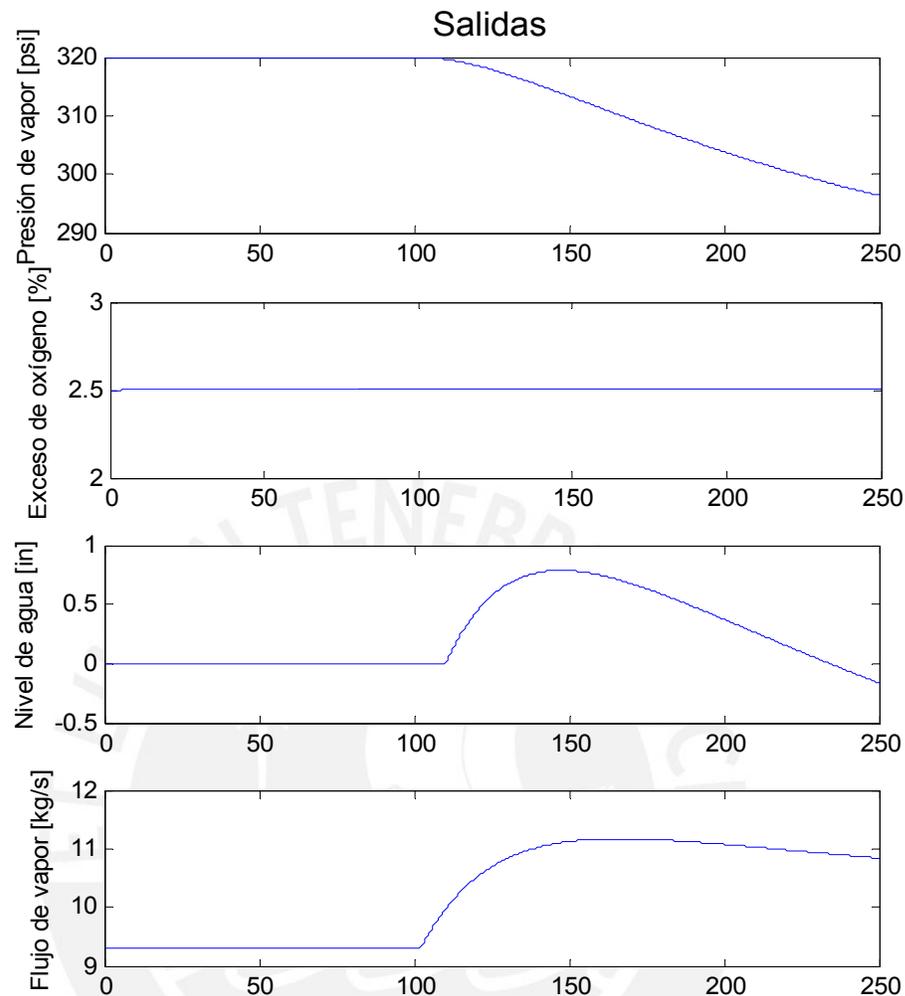


Fig. 2.13. Respuesta del generador de vapor para un aumento en la demanda de vapor

Este tipo de respuestas en el generador de vapor es de conocimiento común para aquellos que trabajan con estos equipos y además se encuentra ampliamente descrita en la literatura especializada. El comportamiento dinámico complejo del generador de vapor impone un reto en la manera como debe controlarse, pues los sistemas de control actuales basados en PID, no incorporan una manera de anticiparse a este comportamiento.

2.4. Validación del modelo

Para la validación se comprobaron las matrices del sistema linealizado usando la herramienta Control System Design de Matlab. Primero se establecieron las entradas, salidas y variables; luego se halló el punto de

equilibrio con la función *trim* dentro de la pestaña “Linear Analysis”. Con este punto de equilibrio se linealizó el sistema en la pestaña “Exact Linearization” (ver Fig. 2.14). Finalmente se obtuvo el sistema *linsys1* donde se encuentran las matrices representadas en (2.12).

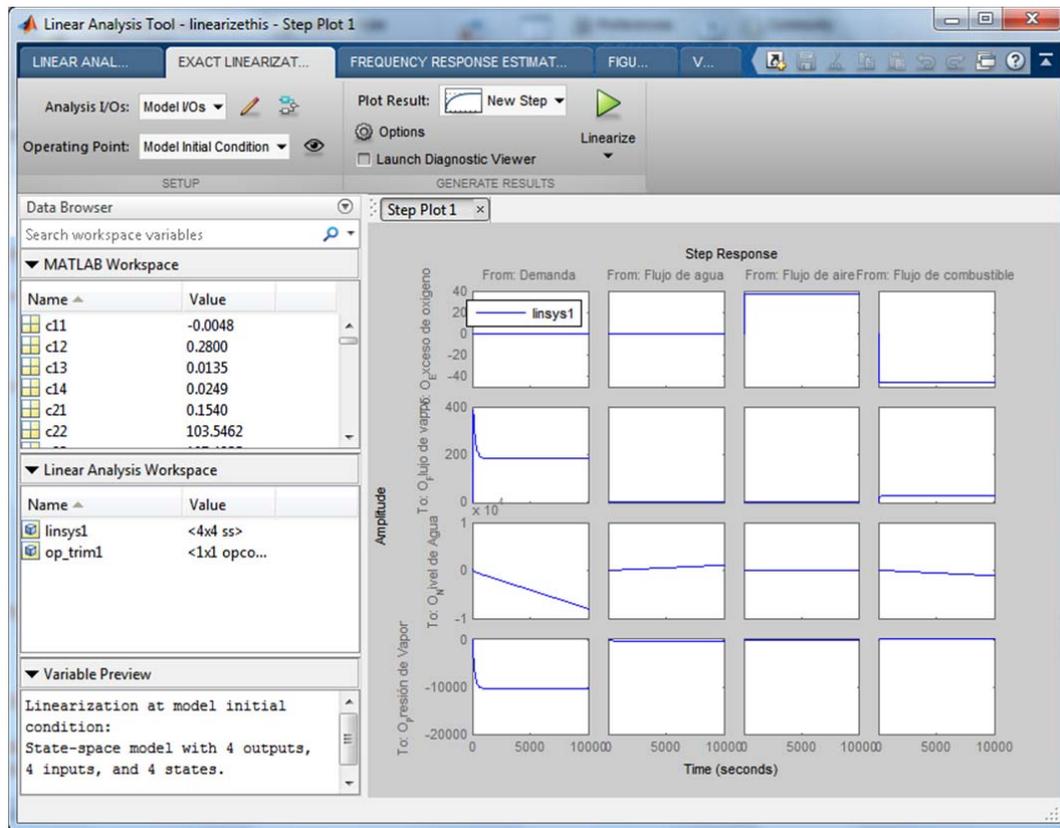


Fig. 2.14. Ventana de linealización del Control System Design de Matlab

Como comprobación del sistema linealizado se ingresó una señal pseudoaleatoria binaria (PRBS); de acuerdo a Soderstrom y Stoica (1989) esto producirá una solución única, de tal manera que, al comparar las respuestas del sistema no lineal y el sistema linealizado se evaluará el ajuste de este último relativo al primero. Nótese que debido a que la respuesta del nivel de agua es inestable fuera del punto de operación, se colocó un controlador PI en la entrada del flujo de agua y se ingresó la señal pseudoaleatoria como referencia. Frecuentemente para conseguir una buena señal PRBS para control de procesos, esta debe tener una naturaleza similar a un filtro paso bajo (Zhu 2001). Para conseguir esta señal se usará un múltiplo del periodo de muestreo de la

planta. La señal binaria pseudoaleatoria se generó usando el siguiente script de Matlab:

```

u0 = [0.32270 0.39503 0.37404]'; % Punto de operación
% U1 = Entrada flujo de combustible
% U2 = Entrada flujo de aire
% U3 = Referencia nivel de agua
U1 = idinput(5110, 'PRBS', [0,0.1],[u0(1)-0.1 u0(1)+0.1]);
U2 = idinput(5110, 'PRBS', [0,0.1],[u0(2)-0.1 u0(2)+0.1]);
U3 = idinput(5110, 'PRBS', [0,0.1],[-0.1 +0.1]);
T= (0:1:5109)';
PBRs1=[T U1];
PBRs2=[T U2];
PBRs3=[T U3];
  
```

Ingresando las señales PRBS en el modelo realizado en Simulink se obtiene la respuesta del sistema no lineal y lineal para cada salida tal como se muestra en la Fig. 2.15.

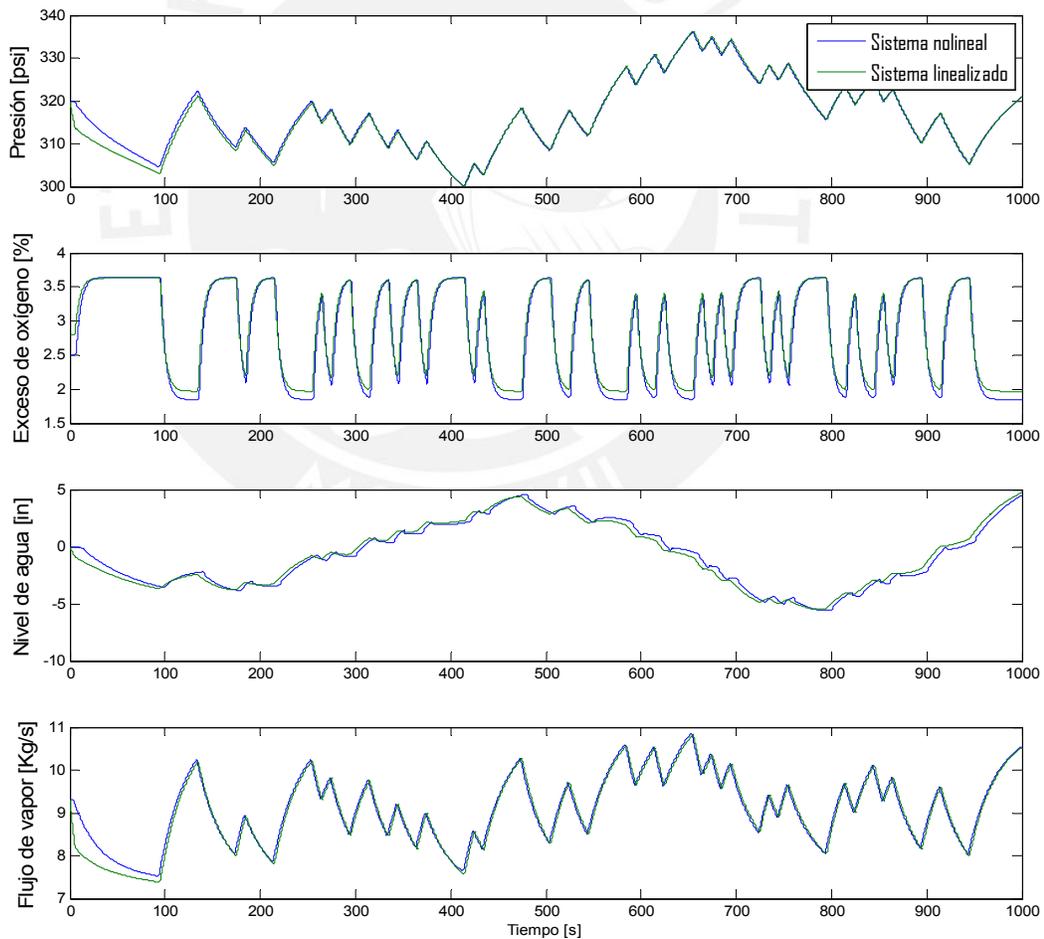


Fig. 2.15. Comparación de la respuesta del sistema no lineal con el sistema linealizado para una entrada PRBS.

Para medir el grado de similitud entre las respuestas del sistema linealizado contra el sistema no lineal se calculó la bondad de ajuste para cada salida usando la función de costo del valor cuadrático medio normalizado o NRMSE por sus siglas en inglés. Los resultados se obtienen al ejecutar el comando *goodnessofFit* de Matlab. Se muestran a continuación los resultados expresados en porcentaje en la Tabla 2.2.

Tabla 2.2. Bondad de ajuste del sistema linealizado con el sistema no lineal

Salida	NRMSE [%]
Presión	86.93%
Exceso de oxígeno	81.54%
Nivel de agua	86.19%
Flujo de vapor	80.51%

Se sabe que el NRMSE varía entre $-\infty$ y 1, por lo que por lo general se consideran buenos valores de ajuste aquellos que superan el 75% y aceptables los que se encuentren entre 70% y 75%. Entonces de acuerdo a lo observado en la Fig. 2.15 y en los índices de ajuste, el modelo linealizado refleja el comportamiento del sistema no lineal dentro de un rango de valores cercano al punto de operación, por lo tanto el modelo estudiado puede ser utilizado en el diseño del sistema de control predictivo del generador de vapor.

2.5. Conclusiones

- Se estudió el funcionamiento de los generadores de vapor de tubos de agua o acuotubulares indicando sus principales componentes y su funcionamiento general.
- Se identificaron las principales variables que afectan y describen el comportamiento dinámico del generador de vapor, asimismo se identificaron las principales variables que se deben controlar para el correcto funcionamiento del generador de vapor las cuales son

la presión de vapor en el domo superior, el porcentaje de exceso de oxígeno y el nivel de agua del generador de vapor.

- Se presentaron y estudiaron las ecuaciones que describen el comportamiento de un generador de vapor de una central termoeléctrica y se expusieron las consideraciones que se tuvieron en cuenta en la elaboración del modelo matemático no lineal. Tanto las ecuaciones como su derivación fueron tomadas y estudiadas del artículo de Pellegrinetti y Bentsman (1996).
- Se presentó el modelo linealizado de la planta cerca de un punto de operación utilizando la herramienta Control System Design de Matlab.
- Se validó el modelo linealizado comparando las respuestas de ambos sistemas ante una señal PRBS y calculando la bondad de ajuste entre ambas respuestas. Finalmente con una bondad de ajuste que superan el 75% se concluye que el modelo es adecuado para su uso en el diseño de un controlador predictivo para la planta que es objeto de estudio de este trabajo.

CAPITULO 3. DISEÑO DE UN CONTROLADOR PREDICTIVO MULTIVARIABLE DE UN GENERADOR DE VAPOR DE TUBOS DE AGUA

3.1. Introducción

Como solución a la mejora de la eficiencia energética de un generador de vapor de tubos de agua se estableció como objetivo de esta tesis el diseño de un controlador predictivo multivariable. La elección de este controlador avanzado se basó en los buenos resultados que se obtuvieron en los últimos años y su aceptación en la industria para una gran variedad de procesos, tal como se describió en el capítulo 1.

Si bien el fundamento de todo controlador predictivo basado en modelo se detalló en la sección 1.4, existen numerosas estrategias para calcular la señal de control óptima. Una de las razones de la existencia de esta variedad de estrategias responde a la necesidad de aligerar los cálculos. En tesis desarrolladas en el programa de maestría en Ingeniería de Control y Automatización en la PUCP se revisaron y aplicaron estrategias de control predictivo registradas en el trabajo de Camacho & Bordons (2007); sin embargo, un nuevo enfoque del control predictivo que se caracteriza por ser más eficiente en los cálculos se encuentra en el libro de Wang (2009).

Para aplicar la estrategia de control desarrollada por Wang (2009) se requiere de modelos matemáticos representados en ecuaciones de espacio de estados. Tal como se recoge en su trabajo los modelos en espacio estado suelen ser más efectivos para manejar plantas multivariadas. De la misma manera, en años recientes se ha visto una mayor popularidad en el uso de métodos de diseño basados en modelos en espacio de estados.

El modelo linealizado hallado en el capítulo anterior se utilizará como base para el diseño del controlador en este capítulo mientras que el modelo no lineal servirá para simular la planta real. Otro punto importante que se tratará es la inclusión de restricciones en el cálculo de la señal de control, pues es

común para muchos procesos que la señal que ingresa a la planta este limitada por factores económicos, técnicos o de seguridad.

3.2. Fundamentación de la estrategia de control a utilizar

Como se indicó en la sección anterior la estrategia de control a utilizar para el control del generador de vapor es la del control predictivo multivariable. Ahora bien se fundamenta esta elección tomando en cuenta las siguientes consideraciones:

- Debido a que el generador de vapor de tubos de agua es un proceso cuya dinámica es relativamente lenta no es necesaria la aplicación de las estrategias de control predictivo funcional (PFC, por sus siglas en inglés) o los métodos de CPBM rápido, estrategias caracterizadas por abordar el problema de reducir el computo necesario para implementar un CPBM en procesos con frecuencias de muestreo altas o que requieren el cálculo simultaneo de restricciones, control adaptativo y uso de modelos no lineales (Camacho & Bordons 2007).
- Debido a que el controlador del generador de vapor trabajará como un regulador con un punto de operación cercano al considerado en la linealización, se puede trabajar con el modelo linealizado, en lugar de un modelo no lineal pues este último requiere mucha más capacidad de computo.
- El hecho de que el generador de vapor sea un sistema multivariable con una de las variables inestables cerca del punto de operación limita las estrategias que se puedan utilizar. En particular para este tipo de sistemas las estrategias DMC y MAC tienen un desempeño pobre (Holkar & Waghmare 2010) y la estrategia PFC solo trabaja con modelos estables (Fiani *et al.* 1991) y además está principalmente enfocada a modelos de plantas SISO (Richalet & O'Donovan 2011).
- La estrategia GPC utiliza un modelo CARIMA (Controller Auto-Regressive Integrated Moving – Average) el cual difiere del modelo en espacio de estados propuesto en el capítulo anterior.

Por lo expuesto, para el generador de vapor se necesita una estrategia de control que trabaje con un modelo en espacio de estados inestable, que permita el uso de restricciones y que además sea eficiente, lo que puede encontrarse en la estrategia expuesta por Wang (2009), la cual se describirá a continuación para luego aplicar esta teoría al generador de vapor estudiado.

Partiendo de las siguientes ecuaciones de espacio estado:

$$x_m(k+1) = A_m x_m(k) + B_m u(k) \quad (3.1)$$

$$y(k) = C_m x_m(k) \quad (3.2)$$

donde u es la variable manipulada, y es la salida del proceso y x_m es el vector variable de estado con dimensión n_1 . Para seguir la referencia sin error de estado estacionario se necesita agregar un integrador al sistema, por lo que se armará un sistema en espacio de estados extendido. Debido a que siempre existe un retraso entre la variable manipulada y la salida se asume que esta no puede afectar la salida “ y ” al mismo tiempo por lo que se considera $D_m = 0$ (Maciejowski 1999). Entonces se tiene lo siguiente:

$$\begin{bmatrix} \Delta x_m(k+1) \\ y(k+1) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A_m & o_m^T \\ C_m A_m & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta x_m(k) \\ y(k) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} B_m \\ C_m B_m \end{bmatrix} \Delta u(k)$$

$$y(k) = [o_m \quad 1] \begin{bmatrix} \Delta x_m(k) \\ y(k) \end{bmatrix} \quad (3.3)$$

donde $o_m = [0 \ 0 \ \dots \ 0]$ con dimensión n_1 . Sea el nuevo sistema de espacio de estados o sistema de espacio de estados extendido el siguiente:

$$x(k+1) = Ax(k) + B\Delta u(k)$$

$$y(k) = Cx(k) \quad (3.4)$$

La base de la estrategia de control predictivo es la de optimizar la señal de control futura, es decir $\Delta u(k)$. Para un horizonte de control finito N_c , la variación de la entrada $\Delta u(k)$ para $k = 0, 1, 2, \dots, N_c - 1$ se guarda en el vector ΔU , mientras que el resto para $k = N_c, N_c + 1, \dots, N_p$ se asume cero. Sin embargo, se desarrollará una generalización que ayudará a reformular la estrategia de control y de esa manera simplificar las

soluciones. Se sabe que ΔU se puede representar usando la función δ discreta en conjunción con ΔU , es decir:

$$\Delta u(k_i + i) = [\delta(i) \delta(i - 1) \dots \delta(i - N_c + 1)]\Delta U \quad (3.5)$$

donde $\delta(i)$ es la respuesta impulso en el instante i . Se sabe que $\Delta u(k_i + i), i = 0, 1, \dots, N_c - 1$ puede ser aproximado por una función polinomial discreta. La propuesta de Wang es la de usar funciones de Laguerre para aproximar la secuencia $\Delta u(k_i), \Delta u(k_i + 1), \dots, \Delta u(k_i + N_c - 1)$.

El motivo de usar funciones de Laguerre es que son funciones base ortonormales, cuyas propiedades ayudan a simplificar los cálculos en el control predictivo, además estas funciones poseen transformadas de Laplace simples. El detalle detrás de estas funciones puede encontrarse en Wang (2009) o en mayor detalle en Lee (1960).

Para fines del cálculo basta saber que el set de funciones de Laguerre discretas esta expresado en forma vectorial de la siguiente forma:

$$L(k) = [l_1(k) \ l_2(k) \ \dots \ l_N(k)]^T \quad (3.6)$$

También se cumple que:

$$L(k + 1) = A_l L(k) \quad (3.7)$$

donde la matriz A_l de dimensión $N \times N$ está formada por los parámetros α y $\beta = (1 - a^2)$ según la ecuación (3.8). Además se cumple que la condición inicial está dada por la ecuación (3.9).

$$A_l = \begin{bmatrix} a & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ \beta & a & 0 & 0 & \dots & 0 \\ -a\beta & \beta & a & 0 & \dots & 0 \\ a^2\beta & -a\beta & \beta & a & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & 0 \\ (-a)^{N-2}\beta & (-a)^{N-3}\beta & (-a)^{N-4}\beta & \dots & \dots & a \end{bmatrix} \quad (3.8)$$

$$L(0)^T = \sqrt{\beta}[1 - a \ a^2 - a^3 \ \dots \ (-1)^{N-1} \ a^{N-1}] \quad (3.9)$$

Las redes de Laguerre se utilizan principalmente en el área de identificación de sistemas, donde la respuesta impulso de un sistema se representa por un modelo de Laguerre. Si definimos la respuesta impulso de un sistema estable como $H(k)$ entonces se cumple que:

$$H(k) = c_1 l_1(k) + c_2 l_2(k) + \dots + c_N l_N(k) \quad (3.10)$$

donde c_1, c_2, \dots, c_N son los coeficientes a ser determinados para el sistema. Debido a la propiedad de ortonormalidad se pueden hallar los coeficientes usando:

$$c_i = \sum_{k=0}^{\infty} H(k) l_i(k) \quad (3.11)$$

Se cumple que la aproximación de $H(k)$ mejora a medida que aumenta N , sin embargo una elección apropiada de “ a ” ($0 \leq a < 1$) permitirá aproximar bien la función $H(k)$ con un N menor.

Ahora bien, se mencionó anteriormente que para evitar el gran número de parámetros y la consecuente carga computacional al calcular Δu se puede aproximar dicha función usando una red de Laguerre; para lo cual, basado en (3.10), consideramos:

$$\Delta u(k_i + k) = \sum_{j=1}^N c_j(k_i) l_j(k) \quad (3.12)$$

donde k_i es el instante de tiempo inicial del horizonte móvil de predicción, k es el instante futuro y N es el número de términos usados en la expansión. Notar que para $a = 0$ la red de Laguerre es equivalente al enfoque tradicional, pues ΔU se determina como una serie de pulsos como se vio en la ecuación (3.5).

La ecuación (3.12) se puede expresar de la siguiente forma:

$$\Delta u(k_i + k) = L(k)^T \eta \quad (3.13)$$

donde $\eta = [c_1 \ c_2 \ \dots \ c_N]^T$. Para un horizonte de predicción N_p la expresión de la variable de estado para el sistema de espacio estado extendido (3.4) se puede expresar como sigue:

$$x(k_i + m|k_i) = A^m x(k_i) + \sum_{i=0}^{m-1} A^{m-i-1} B L(i)^T \eta \quad (3.14)$$

donde se incluyó la ecuación (3.13) en las ecuaciones del enfoque base del control predictivo. $x(k_i + m|k_i)$ es la variable de estado en el instante futuro $k_i + m$, calculado en el instante presente k_i . De igual manera para la salida de la planta se tiene:

$$y(k_i + m|k_i) = C A^m x(k_i) + \sum_{i=0}^{m-1} C A^{m-i-1} B L(i)^T \eta \quad (3.15)$$

De esta manera, x e y quedan en función de η por lo que para la optimización se usará esta variable. Luego se puede demostrar que la función de costo se representa de la siguiente manera:

$$J = \sum_{m=1}^{N_p} x(k_i + m|k_i)^T Q x(k_i + m|k_i) + \eta^T R_L \eta \quad (3.16)$$

La derivación de esta función de costo fue posible gracias a las propiedades de ortonormalidad de las funciones de Laguerre, de esta manera habrá una menor cantidad de cálculos cuando se minimice esta función. Nótese que la función de costo en este caso aproxima el problema clásico del regulador lineal cuadrático.

Para incluir la referencia o set-point en la función de costo se redefine la variable de estado $x(k_i + m|k_i)$. Para ello es fácil demostrar que con la variable de estado en (3.17) se siguen cumpliendo todos los arreglos anteriores.

$$x(k_i + m|k_i) = [\Delta x_m(k_i + m|k_i)^T \ y(k_i + m|k_i) - r(k_i)]^T \quad (3.17)$$

Luego reemplazando (3.14) en (3.16) se tiene la función de costo en función de η . Considerando los cambios de variable en (3.18), (3.19) y (3.20), la función de costo queda representada en (3.21).

$$\phi(m)^T = \sum_{i=0}^{m-1} A^{m-i-1} BL(i)^T \quad (3.18)$$

$$\Omega = \left(\sum_{m=1}^{N_p} \phi(m) Q \phi(m)^T + R_L \right) \quad (3.19)$$

$$\psi = \left(\sum_{m=1}^{N_p} \phi(m) Q A^m \right) \quad (3.20)$$

$$J = \eta^T \Omega \eta + 2\eta^T \Psi x(k_i) + \sum_{m=1}^{N_p} x(k_i)^T (A^T)^m Q A^m x(k_i) \quad (3.21)$$

Para un control sin restricciones se deriva esta última expresión y se iguala a cero, lo que da como resultado el η óptimo que minimiza J:

$$\eta = -\Omega^{-1} \Psi x(k_i) \quad (3.22)$$

Para hallar $\phi(m)^T$ se necesita computar la suma de convolución. Se puede demostrar que:

$$\phi(m)^T = S_c(m) = AS_c(m-1) + S_c(1)(A_l^{m-1})^T \quad (3.23)$$

donde $S_c(1) = BL(0)^T$.

Notar que el último término de la ecuación (3.21) es una constante; por lo que, considerando que la finalidad de la función de costo es para minimizarla, este último término puede eliminarse sin afectar el resultado de la minimización. De esta manera, la ecuación queda con la forma estándar del problema de programación cuadrática. La extensión de todas estas formulaciones para sistemas MIMO mantiene la misma estructura y se describirán en la siguiente sección.

Una vez definida la función de costo y el η óptimo para un control sin restricciones, pasaremos a considerar las restricciones. Para calcular el η óptimo considerando restricciones se debe representar las restricciones en forma matricial. En este trabajo solo se consideran restricciones en la amplitud de la señal de control, es decir U. Para ello las restricciones se representan de la siguiente manera para cada tiempo futuro k:

$$u^{min} \leq \begin{bmatrix} \sum_{i=0}^{k-1} L_1(i)^T & o_2^T & \dots & o_m^T \\ o_1^T & \sum_{i=0}^{k-1} L_2(i)^T & \dots & o_m^T \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ o_1^T & o_2^T & \dots & \sum_{i=0}^{k-1} L_m(i)^T \end{bmatrix} \eta + u(k_i - 1) \leq u^{max} \tag{3.24}$$

La ecuación (3.24) puede agruparse como:

$$\begin{aligned} M\eta &\leq U^{max} - u(k_i - 1) \\ -M\eta &\leq -U^{min} + u(k_i - 1) \end{aligned} \tag{3.25}$$

donde M es la matriz que contiene los parámetros L para formar las restricciones. Finalmente la optimización consistirá en buscar un η que minimiza la función de costo J en la ecuación (3.21) sujeto a las restricciones en (3.25). Lo anterior es el problema estándar de programación cuadrática. El problema estándar de programación cuadrática y su solución se describe en detalle en Luenberger & Ye (2008). A continuación se hará una breve descripción de la solución a este problema. Sea una función de costo:

$$J = \frac{1}{2} x^T E x + x^T F \tag{3.26}$$

sujeta a las restricciones:

$$Mx \leq \gamma \tag{3.27}$$

Para restricciones de igualdad se considera la expresión de Lagrange:

$$J = \frac{1}{2} x^T E x + x^T F + \lambda^T (Mx - \gamma) \tag{3.28}$$

donde a λ se le denomina multiplicadores de Lagrange. La minimización de la ecuación (3.28) se consigue al tomar derivadas parciales respecto a x y λ e igualando a cero. Luego el x óptimo se conforma de 2 partes, un elemento igual a la solución sin considerar restricciones (x^0) y un término correctivo, como se ve a continuación:

$$x = -E^{-1}F - E^{-1}M^T\lambda = x^0 - E^{-1}M^T\lambda \quad (3.29)$$

$$\lambda = -(ME^{-1}M^T)^{-1}(\gamma + ME^{-1}F) \quad (3.30)$$

Se conoce como restricciones activas, aquellas donde $Mx = \gamma$ y restricciones inactivas a aquellas donde $Mx < \gamma$. Para tratar el tema de las inecuaciones se deben cumplir las condiciones de Kuhn-Tucker:

$$Ex + F + M^T\lambda = 0$$

$$Mx - \gamma \leq 0$$

$$\lambda^T(Mx - \gamma) = 0$$

$$\lambda \geq 0$$

Si denotamos a S_{act} como el set activo entonces las condiciones se pueden escribir así:

$$Ex + F + \sum_{i \in S_{act}} \lambda_i M_i^T = 0$$

$$M_i x - \gamma_i = 0 \quad i \in S_{act}$$

$$M_i x - \gamma_i < 0 \quad i \notin S_{act}$$

$$\lambda_i \geq 0 \quad i \in S_{act}$$

$$\lambda_i = 0 \quad i \notin S_{act}$$

donde M_i es la i -ésima fila de la matriz M . Debido a que el valor de λ_i determina si un set es activo o no, en optimización se le denomina variables duales a estos multiplicadores de Lagrange. Estas variables duales se usarán para identificar las restricciones inactivas de tal manera que puedan ser eliminadas de la optimización. En optimización a las variables de decisión se les llama variables primales.

El problema dual para el problema primal se aplica a la ecuación (3.28):

$$\max_{\lambda \geq 0} \min_x \left[\frac{1}{2} x^T E x + x^T F + \lambda^T (Mx - \gamma) \right] \quad (3.31)$$

Reemplazando la ecuación (3.29) en (3.31) el problema dual se puede escribir como:

$$\min_{\lambda \geq 0} \left(\frac{1}{2} \lambda^T H \lambda + \lambda^T K + \frac{1}{2} \gamma^T E^{-1} \gamma \right) \quad (3.32)$$

dónde:

$$H = ME^{-1}M^T \quad (3.33)$$

$$K = \gamma + ME^{-1}F \quad (3.34)$$

La ecuación (3.32), que es otro problema de programación cuadrática, es mucho más fácil de calcular que el problema primal porque las restricciones son más simples. Para resolver el problema de programación cuadrática de una manera más eficiente, Wang (2009) propone seguir el algoritmo de Hildreth (Luenberger 1969) para aligerar cálculos. A continuación se describe brevemente este algoritmo.

Este algoritmo consiste en variar uno por uno los componentes de λ donde la función de costo puede ser considerada una función cuadrática solo para este componente. Se ajusta λ_i para minimizar la función de costo. Si resulta $\lambda_i < 0$, establecemos $\lambda_i = 0$. Luego se continúa con el siguiente componente λ_{i+1} . Esto se puede expresar como:

$$\lambda_i^{m+1} = \max(0, w_i^{m+1})$$

dónde:

$$w_i^{m+1} = -\frac{1}{h_{ii}} \left[k_i + \sum_{j=1}^{i-1} h_{ij} \lambda_j^{m+1} + \sum_{j=i+1}^n h_{ij} \lambda_j^m \right]$$

El escalar h_{ij} es el elemento ij de H y k_i es el i -ésimo elemento del vector K . Ya que el valor convergente de λ (i.e. λ^*) es siempre cero o positivo entonces se tiene:

$$x = -E^{-1}(F + M^T \lambda^*) \quad (3.35)$$

Debido a que este algoritmo es una búsqueda de elemento por elemento no se hacen cálculos de inversión de matrices por lo que si λ no alcanzara la convergencia en un tiempo predefinido, el algoritmo no se

interrumpiría. Este factor es clave para su uso en aplicaciones en tiempo real.

Finalmente al obtener x en (3.26) con la ecuación (3.35) y sabiendo que para el esquema desarrollado previamente $x = \eta$; se puede hallar el ΔU óptimo que considera restricciones usando la ecuación (3.13).

3.3. Síntesis del controlador

En esta sección se aplicará la teoría expuesta en la sección 3.2. El controlador se implementará en Matlab® y Simulink®. Para ello se desarrollaron scripts y modelos para la ejecución y simulación del control y la planta. A continuación se describirá este desarrollo.

Tal como se vio en la sección (3.2) existen varias matrices que son constantes y que por lo tanto se pueden hallar off-line. Para esto, se escribieron las funciones que determinan las matrices de Laguerre, la matriz M para las restricciones y las matrices Φ y Ω que pertenecen a la función de costo. Luego se elaboró la función para resolver el problema de programación cuadrática usando el algoritmo de Hildreth. Estas funciones, escritas como scripts de Matlab, fueron adaptadas del trabajo de Wang (2009).

La función lagLA.m determina las matrices $L(0)$ y A_i para el cálculo de la red de Laguerre. La función está basada en las ecuaciones (3.8) y (3.9) y se presenta a continuación:

```

%% lagLA.m
function [A,L0]=lagLA(a,N)
v(1,1)=a;
L0(1,1)=1;
for k=2:N
    v(k,1)=(-a).^(k-2)*(1-a*a); % Para formar A
    L0(k,1)=(-a).^(k-1); % Para definir L0
end
L0=sqrt((1-a*a))*L0;
A(:,1)=v;
for i=2:N
    A(:,i)=[zeros(i-1,1);v(1:N-i+1,1)]; % Se llena A vector por
vector
end

```

La función `opsi.m` determina las matrices Ω y ϕ de la ecuación (3.21) usando la función `lagLA.m` y las ecuaciones (3.19), (3.20) y (3.23). La función es la siguiente:

```

%% opsi.m
% Cálculo de matrices constantes Omega y Psi de la función de
costo
% *Entradas:   A_e y B_e: Matrices extendidas
%             a: factor de escala
%             N: Vector con el número de términos de la red de
Laguerre
%             para cada entrada
%             Np: horizonte de predicción
%             Q y R: matrices de pesos
% *Outputs:   Matrices Omega y Psi
% *Ecuación:
%   J = eta'*Omega*eta + 2*eta'*Psi*x(ki)

function [Omega,Psi]=opsi(A_e,B_e,a,N,Np,Q,R)

%% Se definen las dimensiones de Omega, Psi y R_L
[n,n_in]=size(B_e);
N_pa=sum(N);           % Se define la dimensión de eta
Omega=zeros(N_pa,N_pa);
Psi=zeros(N_pa,n);
R_l=zeros(N_pa,N_pa);
n0=1;
ne=N(1);
for i=1:n_in-1;
    R_l(n0:ne,n0:ne)= R(i,i)*eye(N(i),N(i));
    n0=n0+N(i);
    ne=ne+N(i+1);
end

R_l(n0:N_pa,n0:N_pa)=R(n_in,n_in)*eye(N(n_in),N(n_in));

%% Se determina ler término de Phi mediante la suma de
convolución
% Ecuaciones Suma de convolución
% Sc(1)=B*L(0)^T
% Sc(m) = A*Sc(m-1) + Sc(1)*(A1^(m-1))' == phi(m)'      (Ec.
3.30)

S_in=zeros(n,N_pa);
[Al,L0]=lagLA(a(1),N(1));
S_in(:,1:N(1))=B_e(:,1)*L0';           % Sc(1)

In_s=1;
for jj=2:n_in;
    % Se halla el ler termino de
phi para cada entrada

```

```

    [Al,L0]=lagLA(a(jj),N(jj));
    In_s=N(jj-1)+In_s;
    In_e=In_s+N(jj)-1;
    S_in(:,In_s:In_e)=B_e(:,jj)*L0';
end
S_sum=S_in;
phi=S_in; % Primer término de phi
Omega=(phi)'*Q*(phi); % Primer término de Omega
Psi=phi'*Q*A_e; % Primer término de Psi

%% A continuación hay 2 iteraciones, "i" con respecto al
horizonte de predicción
% y "kk" con respecto al número de variables de entrada.

for i=2:Np; % Calcula los términos restantes de las
sumas
    Eae=A_e^i;

    [Al,L0]=lagLA(a(1),N(1));

    % Suma de convolución para la 1ra entrada
    S_sum(:,1:N(1))=A_e*S_sum(:,1:N(1))+S_in(:,1:N(1))*(Al^(i-
1))';

    In_s=1;
    for kk=2:n_in % Calcula el resto de las entradas
        [Al,L0]=lagLA(a(kk),N(kk));
        In_s=N(kk-1)+In_s;
        In_e=In_s+N(kk)-1;
        S_sum(:,In_s:In_e)=A_e*S_sum(:,In_s:In_e)+...
            S_in(:,In_s:In_e)*(Al^(i-1))';
    end
    phi=S_sum;
    Omega=Omega+phi'*Q*phi; % Se suman los términos restantes de
Omega
    Psi=Psi+phi'*Q*Eae; % Se suman los términos restantes de
Psi
end
Omega=Omega+R_l; % Finaliza la definición de Omega

```

La función `M_u.m` genera `M`, matriz que contiene los parámetros para formar las restricciones (ver ecuación (3.24)), cuando se consideran restricciones en la amplitud de la entrada. La función es la siguiente:

```

%% M_u.m
% Genera M, matriz usada para las restricciones en la amplitud
de la señal
% de control.

% *Entradas:
%          a: factor de escala

```

```

%           N: Número de términos de la red de Laguerre
%           n_in: Número de entradas
%           Nc: horizonte de control
% *Salidas:
%           M: Matriz que contiene los parámetros para las
%           restricciones

function M=M_u(a,N,n_in,Nc)
%% Se dimensionan las variables
N_pa=sum(N);
M=zeros(n_in,N_pa);
M_dul=zeros(n_in,N_pa);

%% Calcula los L(0) de cada entrada

k0=1; % Para la 1ra entrada
[Al,L0]=lagLA(a(k0),N(k0));
M_dul(1,1:N(1))=L0';
cc=N(1);
for k0=2:n_in; % Recorre cada entrada
    [Al,L0]=lagLA(a(k0),N(k0));
    M_dul(k0,cc+1:cc+N(k0))=L0';
    cc=cc+N(k0);
end
M=M_dul;
Ms=M_dul;

%% Calcula los L(k) restantes de cada entrada

for kk=2:Nc
    k0=1; % Cálculo para la 1ra
    entrada
    [Al,L0]=lagLA(a(k0),N(k0));
    L=Al^(kk-1)*L0;
    M_dul(1,1:N(1))=L';
    cc=N(1);
    for k0=2:n_in; % Recorre las demás entradas
        [Al,L0]=lagLA(a(k0),N(k0));
        L=Al^(kk-1)*L0;
        M_dul(k0,cc+1:cc+N(k0))=L';
        cc=cc+N(k0);
    end
    Ms=Ms+M_dul; % Se añaden los términos restantes
                % de las sumatorias de L
    M=[M;Ms]; % Se apilan los M parciales de cada
inecuación a lo largo del horizonte de control.
end

```

Finalmente se presenta la función PChild.m, encargada de hallar el eta óptimo que minimiza a (3.21), sujeta a las restricciones en la amplitud de la entrada. La función busca la solución global óptima sin restricciones y

luego verifica si todas las restricciones se cumplen. Si es así, el programa devuelve η sin restricciones; si no, el programa empieza a calcular la variable dual λ y la compara con su valor pasado hasta conseguir la convergencia, finalmente retorna el valor óptimo de η . La función es la siguiente:

```

%% PChild.m
% Para resolver la optimización con restricciones usando el
algoritmo de Hildreth.
% *Ecuaciones:
%           J = (1/2)*eta'*E*eta + eta'*F
%           M*eta<=gam
% *Entradas:
%           E y F: Parámetros de J
%           M: Matriz de parámetros para las restricciones
%           gam: Vector de restricciones
% *Salida:
%           eta: Valor que minimiza J sujeto a restricciones
function eta=PChild(E,F,M,gam)

[n1,m1]=size(M);
eta=-E\F;
kk=0;
% Cuenta cuantas violaciones a la restricción existen
for i=1:n1
    if (M(i,:)*eta>gam(i)) kk=kk+1;
    else
        kk=kk+0;
    end
end
% Si se viola alguna restricción se continúa con el cálculo
if (kk==0) return; end

%% Se inicializan las matrices para la programación cuadrática
dual y luego se calculan los multiplicadores de Lagrange.

H=M*(E\M');
K=(M*(E\F)+gam);
[n,m]=size(K);
x_ini=zeros(n,m);
lambda=x_ini;
al=10;
for km=1:40           % Número de iteraciones máxima para buscar
solución

    lambda_p=lambda;
    for i=1:n
        w= H(i,:)*lambda-H(i,i)*lambda(i,1);
        w=w+K(i,1);
        la=-w/H(i,i);
    end
end

```

```

lambda(i,1)=max(0,la);
end
al=(lambda-lambda_p)'+(lambda-lambda_p);
% Se busca lambda hasta que la diferencia este dentro de la
tolerancia
if (al<10e-8); break; end
end

eta=-E\F - E\M'*lambda;
    
```

A continuación se aplicará la estrategia de control descrita en la sección 3.2. Se debe tener en cuenta que en las ecuaciones en espacio estado en (2.12) el sistema linealizado trabaja con variaciones de las variables respecto al punto de operación; por lo tanto, la base de la estrategia de control se representa en (3.36), donde se hizo un cambio de variable para hacer notar la diferencia entre las variables absolutas e incrementales.

$$\begin{aligned} \dot{\mathbf{x}} &= A_p \mathbf{dx} + B_p \mathbf{du} \\ \mathbf{dy} &= C_p \mathbf{dx} + D_p \mathbf{du} \end{aligned} \quad (3.36)$$

dónde:

$$\begin{aligned} \mathbf{dx} &= \mathbf{x} - \mathbf{x}_{op} \\ \mathbf{du} &= \mathbf{u} - \mathbf{u}_{op} \\ \mathbf{dy} &= \mathbf{y} - \mathbf{y}_{op} \end{aligned}$$

El subíndice “op” indica el punto de operación en el que se linealizó. A saber:

$$\begin{aligned} \mathbf{x}_0 &= [22.5 \quad 2.5 \quad 621.17 \quad 0.6941]^T \\ \mathbf{y}_0 &= [320 \quad 2.5 \quad 0.0 \quad 9.3053]^T \\ \mathbf{u}_0 &= [0.32270 \quad 0.39503 \quad 0.37404 \quad 0]^T \end{aligned}$$

Como se comentó en la sección 2.3 se realizará una simplificación de la ecuación en espacio de estado del sistema linealizado (2.12). Dado que la entrada referente a la demanda ($W_d = u_4$) no se puede medir se elimina de las matrices de la ecuación de espacio estado. De la misma manera se elimina la salida y_4 para aligerar cálculos. También se elimina u_2 , x_2 e y_2 debido a que este grupo de variables es independiente de las demás como se puede observar en (2.12), es decir están desacopladas y por lo tanto no es necesario hacer un cálculo de optimización

multivariable. La variable y_2 será controlada usando un control de relación entre u_1 y u_2 (relación aire – combustible) como se suele hacer actualmente. Entonces el diseño del control predictivo trabajará en base a las siguientes matrices:

$$A_p = \begin{bmatrix} -0.005513 & 0 & -0.1587 \\ -0.01217 & 0 & -0.5668 \\ 0 & 0 & -0.040 \end{bmatrix}$$

$$B_p = \begin{bmatrix} 0.2800 & -0.01348 \\ 0 & 0.7317 \\ 0.02999 & 0 \end{bmatrix}$$

$$C_p = \begin{bmatrix} 14.21 & 0 & 0 \\ 0.3221 & 0.1434 & 11.15 \end{bmatrix}$$

$$D_p = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Recordando la ecuación (3.4) el sistema en espacio de estados extendido trabaja también con variables en diferencia por lo que considerando las variables incrementales de (3.36), se tiene:

$$\begin{aligned} xe(k+1) &= A * xe(k) + B * \Delta du(k) \\ dy(k) &= C * xe(k) \end{aligned} \quad (3.37)$$

dónde:

$$\Delta du(k) = du(k) - du(k-1)$$

$$xe(k) = \begin{bmatrix} \Delta dx(k) \\ dy(k) - dr(k) \end{bmatrix}$$

La variable $dr(k)$ es la variación en la referencia (set-point) y $\Delta dx(k) = dx(k) - dx(k-1)$. Con estas variables se implementa el sistema de control en Simulink. En la Fig. 3.1 se presenta el diagrama de bloques del controlador predictivo.

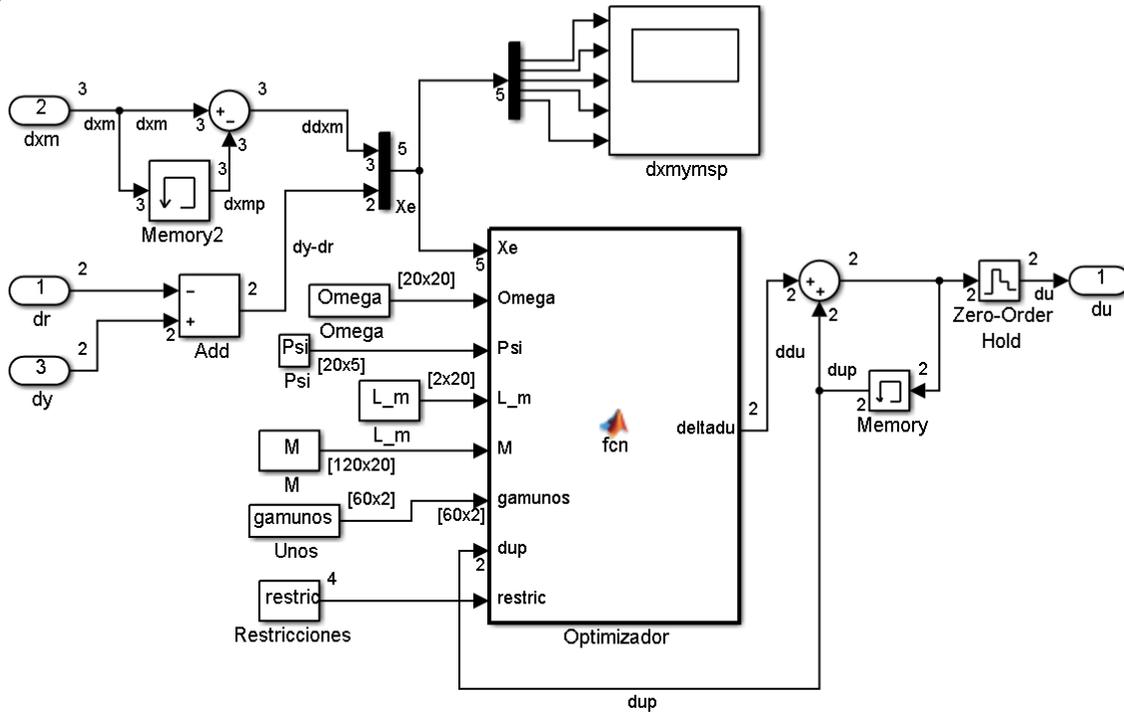


Fig. 3.1. Diagrama de bloques del controlador predictivo en Simulink

El diagrama de bloques de la Fig. 3.1, que se encuentra encapsulado en el subsistema de la Fig. 3.2, consiste en alimentar el optimizador (Bloque función Matlab “fcn”) que contiene la función PChild.m encargada de optimizar la función de costo sujeta a restricciones. Debido a que trabajamos en tiempo discreto se agrega un ZOH con el tiempo de muestreo que se empleó para discretizar el sistema en espacio de estados. La constante L_m es la función de Laguerre para el tiempo cero necesaria para hallar Δdu según la ecuación (3.13). La constante “gamunos” es una matriz que da forma al vector γ , el vector “restric” contiene las restricciones, los bloques de memoria guardan el valor pasado de las variables que se muestran en el diagrama de bloques.

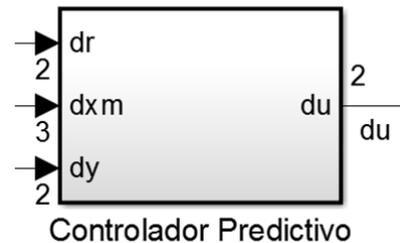


Fig. 3.2. Subsistema Controlador Predictivo

El bloque función Matlab “fcn” contiene lo siguiente:

```
function deltadu = fcn(Xe, Omega, Psi, L_m, M, gamunos, dup, restric)
%% Optimizador

    % Restricciones
    du1_min=restric(1);
    du1_max=restric(2);
    du3_min=restric(3);
    du3_max=restric(4);

    gamma=[(du1_max-dup(1))*gamunos(:,1) + (du3_max-
dup(2))*gamunos(:,2);...
          (-du1_min+dup(1))*gamunos(:,1)+ (-
du3_min+dup(2))*gamunos(:,2)];

% Con restricciones
    eta=PCHild(Omega, Psi*Xe, M, gamma);
    deltadu=L_m*eta;
% Sin restricciones
%   etasr=-(Omega\Psi)*Xe;      % Sin restricciones
%   deltadu=L_m*etasr;         % Sin restricciones

end
```

La razón de definir “gamma” de esa manera es debido a que las ecuaciones de espacio estado extendidas trabajan con variables incrementales; por lo tanto la variación máxima y mínima se debe actualizar en cada ciclo tal como se determina de las ecuaciones (3.25).

Como se observa en la Fig. 3.2 una de las entradas del controlador predictivo es el vector de variables de estado del sistema; sin embargo, muchas veces en la industria por cuestiones técnicas o económicas no es posible medir todas o algunas variables de estado. Considerando que el generador de vapor no es una excepción a esta situación, se diseñará un observador de estado para estimar las variables densidad del fluido (x_3) y demanda de vapor (x_4). Se escribió el siguiente script de Matlab para declarar las constantes, restricciones y para el diseño del observador:

```
%% Condiciones iniciales
u0 = [0.32270 0.39503 0.37404]';      % Punto de operación
yeq=[320 2.5 0]';
x0 = [22.5 2.5001 621.17 0.6941]';
h=1;      % Periodo de muestreo

% Referencias
```

```

r1=320;      %Presión en el domo
% r2=2.5;    %Nivel de oxígeno
r3=0;       %Nivel de agua

%% ***** CONTROL PREDICTIVO *****
%% Modelo para el control predictivo

Apm=[-0.005513    0    -0.1587
      -0.01217    0    -0.5668
      0           0    -0.040 ];      %3x3
Bpm=[0.2800      -0.01348
      0           0.7317
      0.02999    0           ];      %3x2
Cpm=[14.21       0           0
      0.3221     0.1434     11.15 ];      %2x3
Dpm=[0           0
      1.272      -0.2080   ];      %2x2

[Apm,Bpm,Cpm,Dpm]=c2dm(Apm,Bpm,Cpm,Dpm,h,'zoh');
Dpm=[0           0
      0           0           ];      %2x2

[m1, n1] = size(Cpm); %m1: # de salidas || n1: # de variables de
estado
[n1, n_in] = size(Bpm); %n_in; # de entradas

%% Matrices extendidas
A_e=eye(n1+m1,n1+m1);
A_e(1:n1,1:n1)=Apm;
A_e(n1+1:n1+m1,1:n1)=Cpm*Apm;
B_e=zeros(n1+m1,n_in);
B_e(1:n1,:)=Bpm;
B_e(n1+1:n1+m1,:)=Cpm*Bpm;
C_e=zeros(m1,n1+m1);
C_e(:,n1+1:n1+m1)=eye(m1,m1);

Q=C_e'*C_e;          % Peso de la parte relacionada a x
Q(n1+1,n1+1)=3e5;    % Peso para la presión
Q(n1+2,n1+2)=2e6;    % Peso para el nivel de agua

R=1e9*eye(n_in,n_in); % Peso de la parte relacionada a deltau

%% Generación de constantes para el control predictivo
a=[0.96 0.98];      % Parámetro de escala para las ec. de
Laguerre
N=[10 10];          % Número de términos para las ec. de Laguerre
Np=500;
Nc=30;

[Omega,Psi]=opsi(A_e,B_e,a,N,Np,Q,R);

```

```

L_m=zeros(n_in,sum(N));
[A1,L0]=lagLA(a(1),N(1));
L_m(1,1:N(1))=L0';
In_s=1;
for jj=2:n_in;
    [A1,L0]=lagLA(a(jj),N(jj));
    In_s=N(jj-1)+In_s;
    In_e=In_s+N(jj)-1;
    L_m(jj,In_s:In_e)=L0';
end

%% Definición de las restricciones
u1_min=0;
u1_max=1;
u3_min=0;
u3_max=1;

du1_min=-(u0(1)-u1_min);
du1_max=u1_max-u0(1);
du3_min=-(u0(3)-u3_min);
du3_max=u3_max-u0(3);

restric=[du1_min du1_max du3_min du3_max];
% Se genera la matriz M que da la forma a M*deltaU<=gamma
M0=Mu(a,N,n_in,Nc);
M=[M0;-M0];

gamunos=zeros(n_in*Nc,2);
cc=1;
for i=1:Nc
    gamunos(cc,1)=1;
    gamunos(cc+1,2)=1;
    cc=cc+n_in;
end

%% Diseño del observador
Apo=[-0.005513    0    -0.1587
      -0.01217    0    -0.5668
         0         0    -0.040 ];
Bpo=[0.2800    -0.01348
      0         0.7317
      0.02999    0    ];
Cpo=[14.21    0    0
      0.3221    0.1434    11.15
      0.4133    0    19.27 ];
Dpo=[0    0
      1.272    -0.2080
      0    0    ];
[Apo,Bpo,Cpo,Dpo]=c2dm(Apo,Bpo,Cpo,Dpo,1,'zoh');
% Pesos para el observador
q1=1e3;
q3=1e3;

```

```

q4=1e3;
Qo=diag([q1 q3 q4]); % Pesos de la estimación de x
R2=diag([1e1 50 50]); % Pesos de la estimación de y
[X2,L2,G2] = dare(Apo',Cpo',Qo,R2);
Lh = Apm*X2*Cpm'/(R2+Cpm*X2*Cpm'); % Ganancia del observador
    
```

Nótese que se restringió el rango de operación de las variables de entrada en el rango de 0 a 1. El observador incorporado en el subsistema mostrado en la Fig. 3.3 se muestra en la Fig. 3.4:



Fig. 3.3. Subsistema Observador

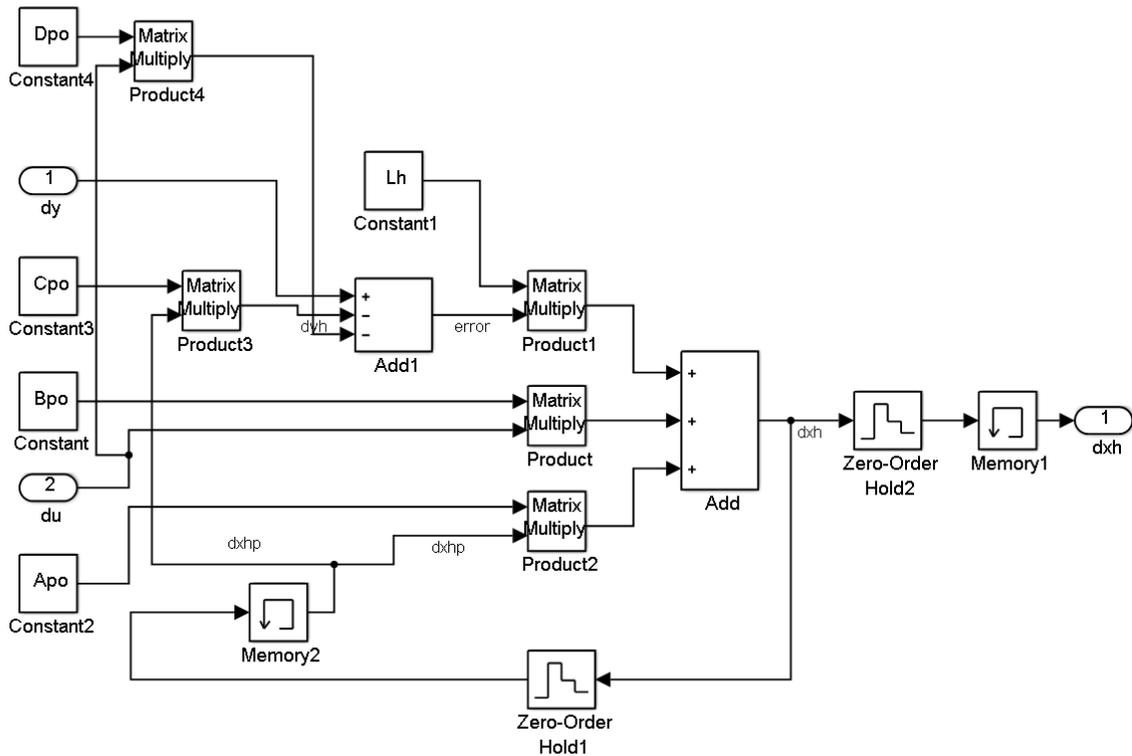


Fig. 3.4. Diagrama de bloques del observador

Como comprobación de la buena aproximación de la función de Laguerre respecto al enfoque tradicional se compararon los autovalores de la ganancia en lazo cerrado del sistema, sin considerar restricciones, que

arroja la función $dlqr^1$ de Matlab y la ganancia que resulta de aplicar las funciones de Laguerre. La comparación se hizo ejecutando el siguiente script:

```
K=L_m*(Omega\Psi);      % Ganancia del control predictivo
Acl=A_e-B_e*K;         % Ganancia en lazo cerrado
[Xt,Yt,Zt]=dlqr(A_e,B_e,Q,R);
figure(3)
plot(Zt,'ro')
hold on
plot(eig(Acl),'b*')
```

Los resultados del script anterior se muestran en la Fig. 3.5 donde se observa que los puntos coinciden con los círculos lo que demuestra una buena aproximación.

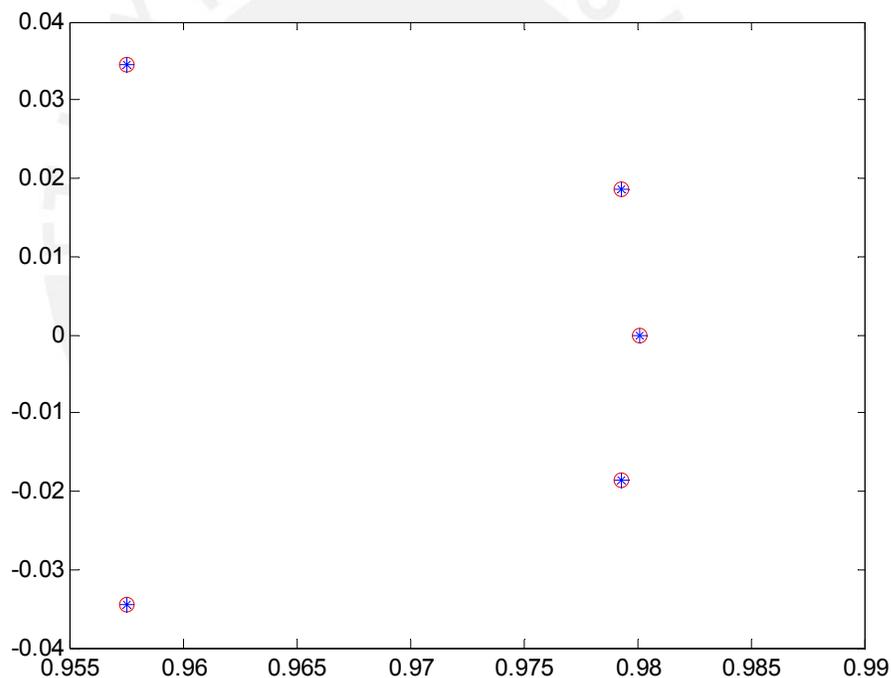


Fig. 3.5. Ubicación de autovalores para el regulador lineal cuadrático (Círculos) y para el control predictivo (Asteriscos)

¹ La función $dlqr$ de Matlab calcula la ganancia óptima al problema del regulador lineal cuadrático.

Sobre el ajuste del controlador predictivo se mencionan los siguientes puntos:

- Para el ajuste de los parámetros a y N del controlador predictivo se usaron la gráficas de la figura anterior (Ver Fig. 3.5).
- El horizonte de predicción se determinó tomando en cuenta el tiempo de establecimiento de las salidas; por lo tanto el horizonte de predicción debe ser mayor o igual que el tiempo de establecimiento.
- El horizonte de control se estableció teniendo en cuenta el desempeño del sistema, pues un horizonte de control muy largo exige demasiado a la computadora, volviendo al controlador inviable para su aplicación en tiempo real. Con un horizonte de control muy corto no se consiguió un buen seguimiento de la referencia, es decir se observó un error en estado estacionario.
- Los pesos tanto para el optimizador como para el observador se ajustaron cercanos al valor de convergencia de las respuestas para cada caso. Además se tuvo en cuenta el compromiso entre el desempeño de control y el computacional.

En la Fig. 3.6 se muestra el diagrama de bloques del sistema de control del generador de vapor en su forma final.

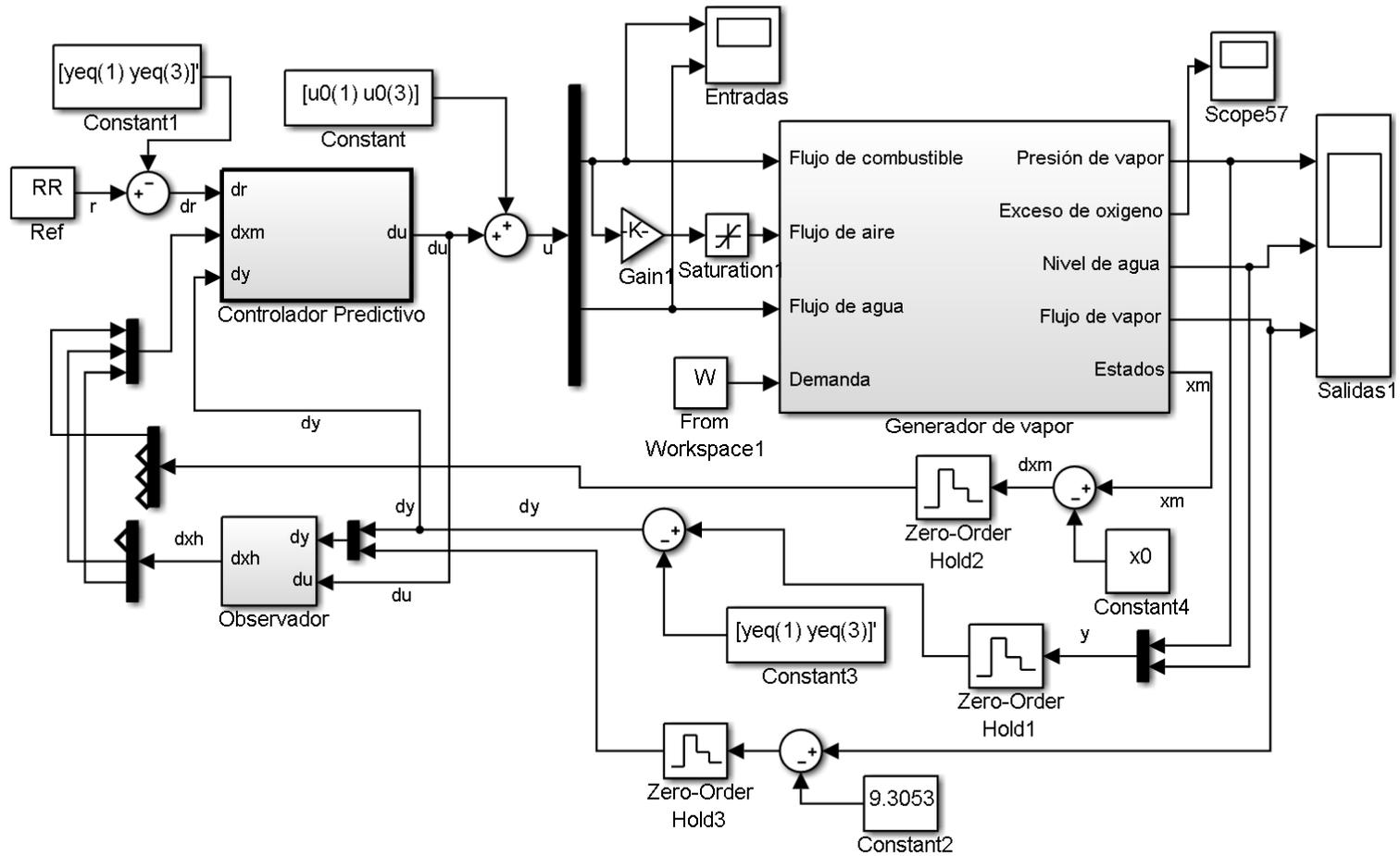


Fig. 3.6. Diagrama de bloques del sistema de control del generador de vapor

3.4. Resultados de simulación

Para la simulación se hicieron las pruebas que se detallan en la Tabla 3.1. El controlador predictivo para todas las simulaciones se sintonizó con los parámetros detallados en la Tabla 3.2.

Tabla 3.1. Pruebas a realizar durante las simulaciones

Descripción	Variable	Valor
Cambios en la demanda de vapor sin observador y sin ruido (Fig. 3.7)	t(s)	[0 50 450 850 1250 1650]
	W_d	[0 0.01 0 -0.01 0.01 0]
Cambios en la demanda de vapor con observador y ruido (Fig. 3.8)	t(s)	[0 50 450 850 1250 1650]
	W_d	[0 0.01 0 -0.01 0.01 0]
Cambios en la presión de operación (Fig. 3.9)	t(s)	[0 50 150 250 450 650 850 1250]
	y1(s)	[320 340 360 320 370 420 220 320]
Cambios en el nivel del agua (Fig. 3.10)	t(s)	[0 50 350 650 950 1250 1550]
	y3(in)	[0 1 2 0 -1 -2 0]

Tabla 3.2. Parámetros del controlador predictivo

Parámetro	Valor
Tiempo de simulación [s]	4000
Tiempo de muestreo [s]	1
Factor de escala para la serie de Laguerre	[0.96, 0.98]
Número de términos de la serie de Laguerre	[10, 10]
Horizonte de control	30
Horizonte de predicción	500
Peso relativo a la presión	$3e5$
Peso relativo al nivel de agua	$2e6$
Peso para el flujo de combustible	$5e11$
Peso para el flujo de agua	$4e10$

Se debe hacer hincapié que, tal como se ve en la Fig. 3.6, el porcentaje de exceso de oxígeno se controla mediante control de relación aire - combustible. Cuando se hace la comparación con el sistema actual basado en controladores PID se encuentra que para ambos sistemas, CPBM y PID, existe una buena respuesta y gran similitud en la respuesta del porcentaje de exceso de oxígeno. Esto es así debido a que el lazo exceso de oxígeno – flujo de aire no afecta a las otras variables. Por lo anterior en adelante solo se mostrará el análisis del control de la presión de vapor y del nivel de agua.

La Fig. 3.7 y la Fig. 3.8 se presenta a continuación para observar las diferencias existentes cuando el sistema trabaja sin observador y sin ruido y con observador y ruido respectivamente. Por otro lado, se debe mencionar que la razón de ser del sistema de control es la de servir de regulador ante cambios en la demanda de vapor, por lo que la Fig. 3.8 es la más importante. Las pruebas restantes prueban la robustez del sistema ante cambios en los principales parámetros (presión de vapor y nivel de agua).

La Fig. 3.7 muestra una buena respuesta ante cambios en la demanda de vapor logrando mantener al margen las 3 variables a controlar. La gráfica del tiempo de cálculo muestra tiempos de procesamiento adecuados muy por debajo del tiempo de muestreo de 1 segundo; lo que significa que el controlador se encuentra apto para trabajar en tiempo real.

Nótese los picos en el tiempo de procesamiento correspondientes al cálculo de la predicción de las variables cuando la variable de entrada flujo de agua se encuentra en sus valores máximo y mínimo. Esto demuestra que la rutina de la optimización con restricciones se encuentra activa.

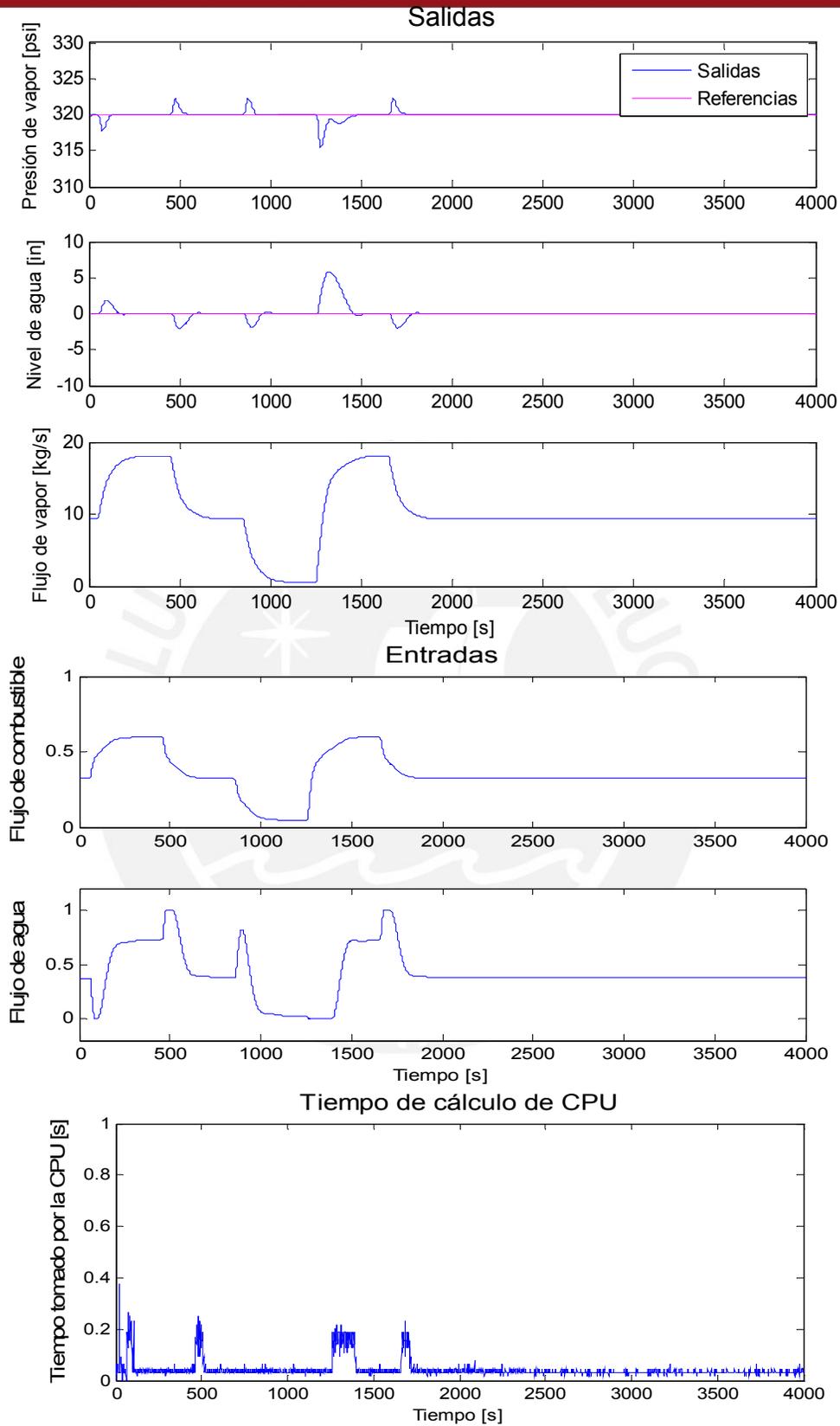


Fig. 3.7. Resultados de la simulación para cambios en la demanda de vapor sin observador y sin ruido

En la Fig. 3.8 se presenta los resultados de simulación cuando existen cambios en la demanda de vapor y se consideran el observador y ruido. Como se ilustra la respuesta se deteriora y el causante principal de esto es el ruido, lo que quiere decir que el observador estima adecuadamente las variables de estado. El sistema controla adecuadamente a la planta para todo el rango de demanda de vapor. El hecho de estimar 2 de las variables con un observador y agregar ruido se nota al observar la gráfica de tiempo de cálculo de CPU, donde se ve que al momento de activarse la optimización con restricciones el tiempo resultante es ligeramente mayor que en el caso anterior pero manteniendo igualmente por debajo de 1 segundo por lo que el sistema puede funcionar en tiempo real.

En la Fig. 3.9 se muestran las repuestas ante cambios en la presión de vapor encontrándose que el sistema alcanza el error de estado estacionario en 100 segundos para los cambios más cortos y en 200 segundos para el cambio de -200psi. Debe notarse para este último cambio que el sistema sigue la referencia y no pasa de largo como la respuesta que entregaría un control no predictivo. El tiempo de procesamiento del CPU sigue siendo mucho menor que 1 segundo por lo que el sistema puede trabajar en tiempo real. Los picos en esta gráfica corresponden a la activación de la optimización con restricciones de las 2 variables de entrada.

En la Fig. 3.10 se muestran las respuestas ante cambios en el nivel de agua. El control de esta variable fue el menos exigente encontrándose buen seguimiento de la referencia y tiempos de procesamiento que en la mayoría de casos no pasan de una décima de segundo.

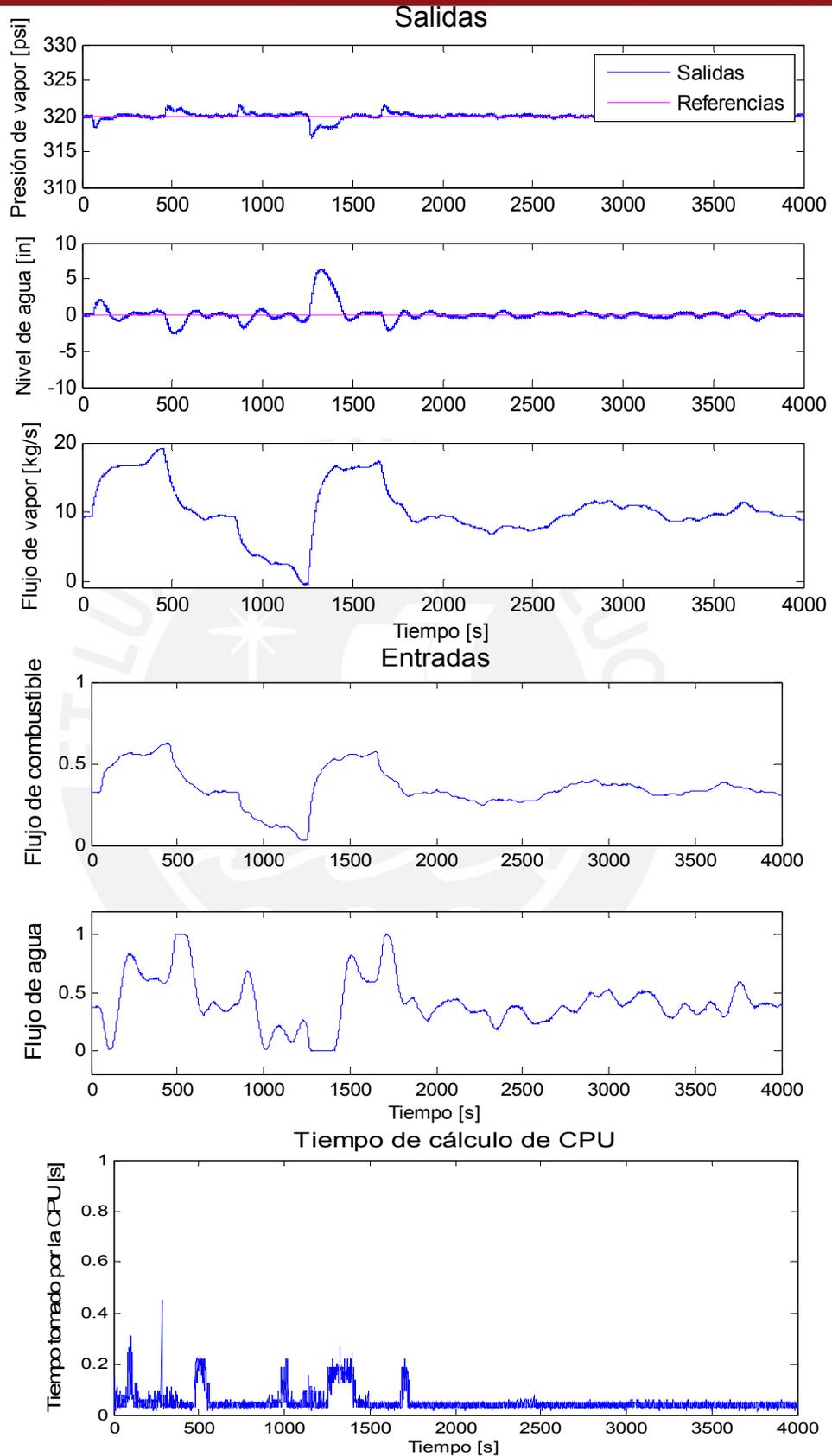


Fig. 3.8. Resultados de la simulación para cambios en la demanda de vapor con observador y con ruido

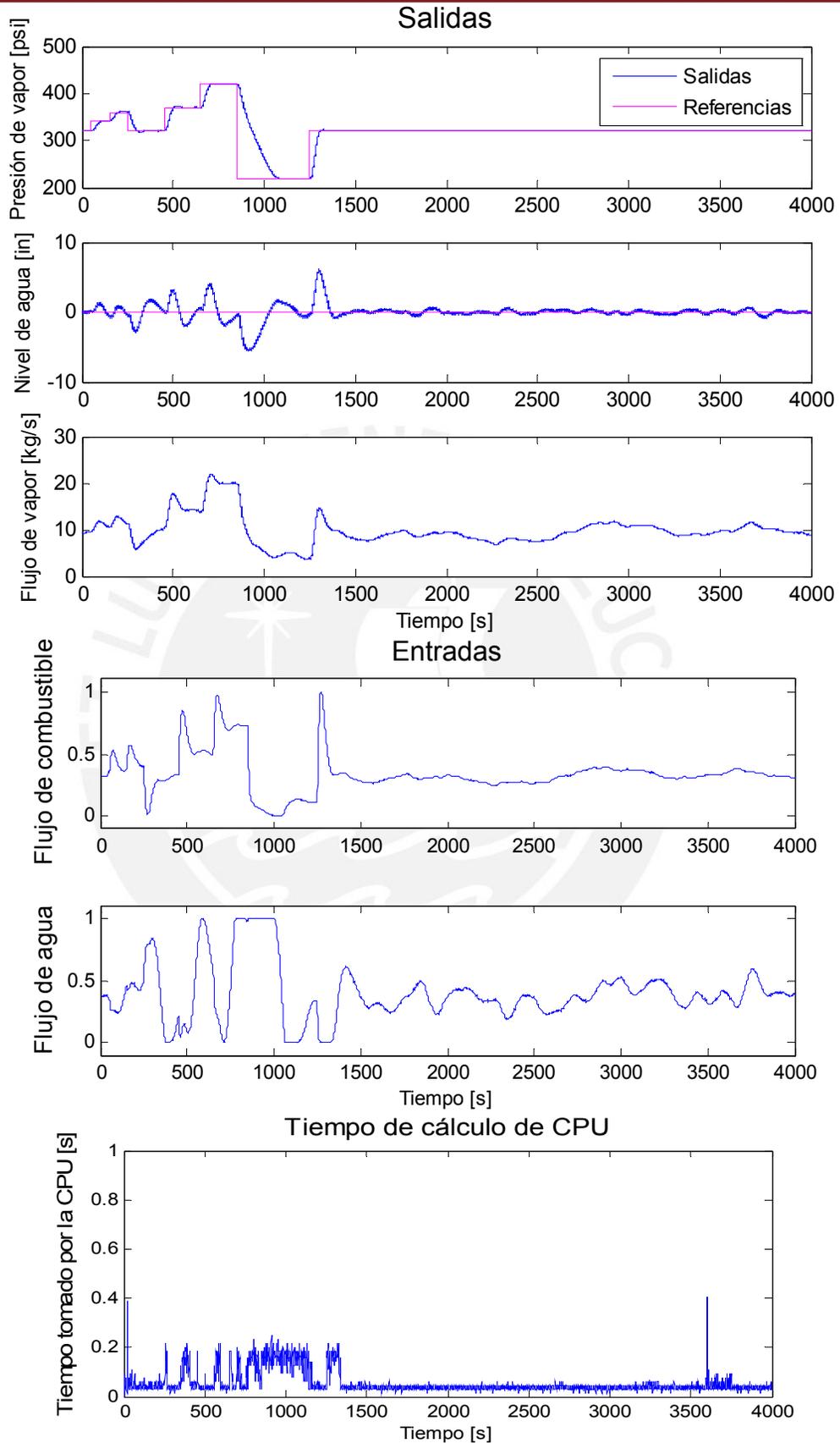


Fig. 3.9. Resultados para cambios en la presión con observador y ruido

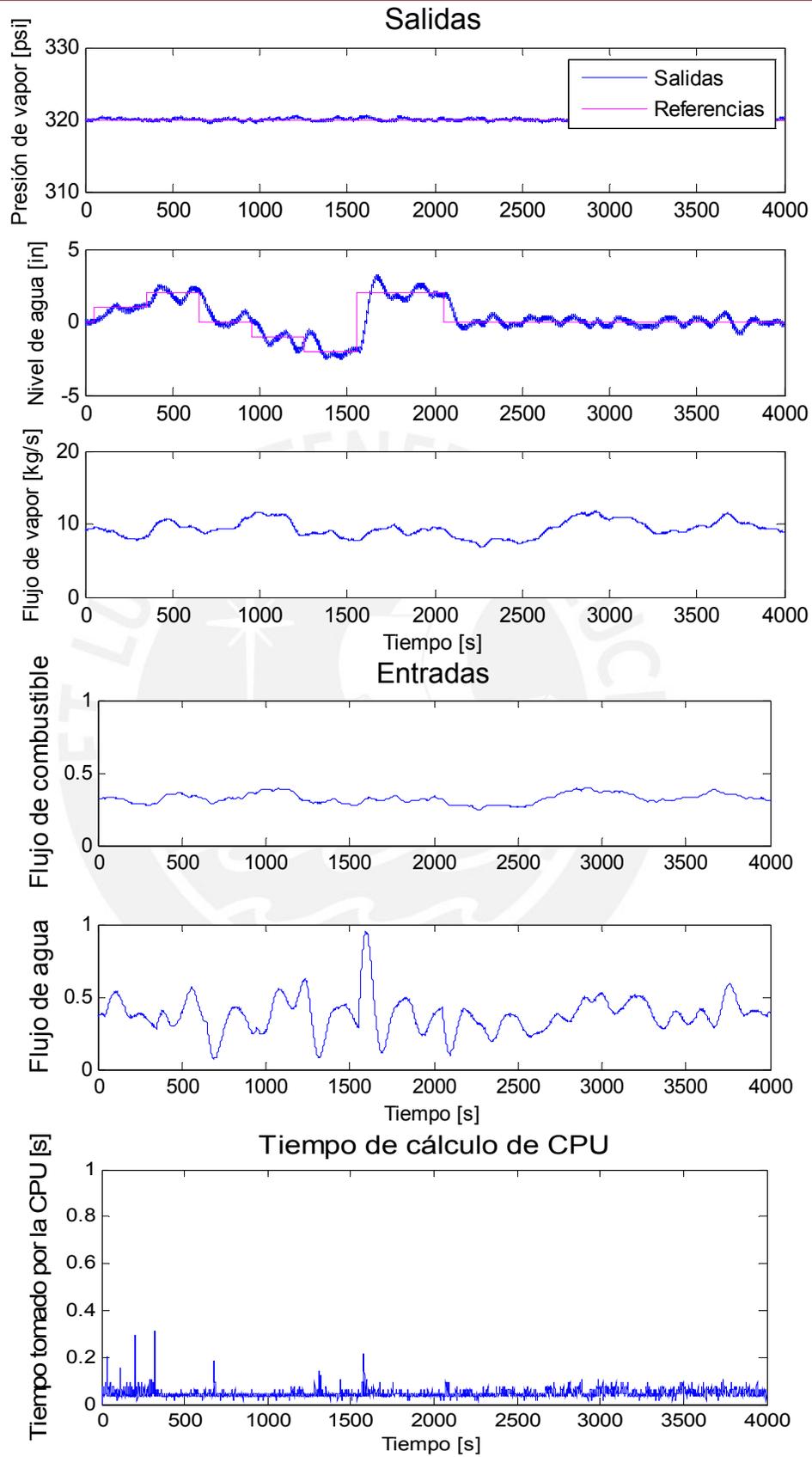


Fig. 3.10. Resultado de cambios en el nivel de agua con observador y ruido

Se presenta como resumen los índices de desempeño del controlador en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Resumen de índices de desempeño

Descripción	Índice	Valor
Prueba 1: Cambios en la demanda de vapor sin observador y sin ruido (Fig. 3.7)	IAE Presión	624.41
	IAE Nivel	1.2086e+3
	IAVU Total	813.58
	Tiempo de cálculo CPU	170.04
	Eficiencia térmica	74%
Prueba 2: Cambios en la demanda de vapor con observador y ruido (Fig. 3.8)	IAE Presión	1.0158e+3
	IAE Nivel	2.1758e+3
	IAVU Total	943.52
	Tiempo de cálculo CPU	195.56
	Eficiencia térmica	74%
Prueba 3: Cambios en la presión de operación (Fig. 3.9)	IAE Presión	2.7378e+4
	IAE Nivel	2.6178e+3
	IAVU Total	995.39
	Tiempo de cálculo CPU	223.68
	Eficiencia térmica	74%
Prueba 4: Cambios en el nivel del agua (Fig. 3.10)	IAE Presión	499.47
	IAE Nivel	1.4773e+3
	IAVU Total	460.88
	Tiempo de cálculo CPU	180.21
	Eficiencia térmica	74%

* La eficiencia térmica de la planta en el punto de operación es 74 %

La Tabla 3.3 resume los principales índices de desempeño. Nótese el mayor error y tiempo de cálculo de CPU de la prueba 2 respecto a la

prueba 1 debido a la inclusión del observador y el ruido. El resto de pruebas demuestra un seguimiento adecuado de la referencia con presencia de sobreimpulsos bajos. Acerca de los indicadores de error (IAE y IAVU); se menciona que pruebas de esta planta con un sistema basado en controladores PID dan como resultado errores bastante mayores con incrementos que llegan hasta el 435% para el caso de nivel de agua en la prueba de cambio de presión y 391% en la presión para la prueba de cambio de nivel de agua. En cuanto a la demanda de vapor el incremento en el error en las 2 variables para el PID no baja de 249% por lo que el sistema diseñado representa una gran mejora respecto a un sistema basado en controladores PID.

Sobre la eficiencia térmica se observa que la implementación del CPBM para un tiempo de simulación de 4000 segundos no afecta la eficiencia térmica de la planta si se compara con su eficiencia en el punto de operación. Se sabe que el método directo de cálculo de eficiencia que se sigue en este trabajo no es tan preciso; por lo que en un trabajo posterior sería necesario medir la eficiencia por el método indirecto la cual requiere un análisis de gases en la planta real; este análisis escapa al alcance de este trabajo. Debido a que la precisión del método directo es de $\pm 8\%$ se puede concluir que la implementación del CPBM para este caso y en teoría no produce un cambio de eficiencia térmica superior a este valor.

La revisión y comparación de los resultados obtenidos con otros trabajos basados en el mismo modelo matemático da cuenta que las respuestas son similares al control no lineal de Horalek & Imsland (2011), mejor que el PI robusto de Fu *et al.* (2004), mejor que el CPBM lineal que se registra en Espinosa *et al.* (2005) y mejor que el PI optimizado de Morales (2010).

3.5. Conclusiones

- El controlador predictivo CPBM diseñado produce señales de control con el conocimiento por adelantado de la respuesta de la planta, lo que permite optimizar las señales para un mejor seguimiento.

- El proceso más exigente en el sentido computacional dentro del algoritmo de control predictivo es la optimización de la señal cuando las restricciones están activas como se observa en las gráficas de tiempo de cálculo de CPU.
- El control mediante CPBM de la planta no reporta cambios significativos en la eficiencia térmica para los cambios en la demanda de vapor, cambios de presión y cambios de nivel de agua.
- Para cambios cercanos al punto de operación el controlador CPBM es capaz de seguir la referencia sin requerir abrir o cerrar completamente el flujo de cualquiera de las variables de entrada.
- El controlador CPBM es capaz de trabajar como regulador para grandes cambios en la demanda de vapor manteniendo las variables reguladas en un margen de operación aceptable y con picos de procesamiento de CPU que no superan las 3 décimas de segundo.
- La comparación de la planta controlada con otros trabajos basados en el mismo modelo matemático demuestran que la ley de control implementada es similar o mejor que otras estrategias revisadas.

CAPITULO 4. PROPUESTA DE IMPLEMENTACIÓN PRÁCTICA DEL CONTROLADOR CPBM DESARROLLADO

4.1. Introducción

En este capítulo se presenta una propuesta de implementación práctica del controlador CPBM desarrollado. Debido a que la mayoría de controladores que se usan en la industria son controladores del tipo PID es necesario hacer una comparación entre el desempeño de este controlador con el controlador predictivo. Esto se verá en detalle en la siguiente sección. Luego de demostrar las ventajas del controlador predictivo respecto al control PID se presentará la propuesta de implementación práctica.

4.2. Resultados comparativos CPBM vs PID

Con el fin de demostrar las ventajas del controlador predictivo CPBM diseñado se realizará una comparación cuantitativa de desempeño con un sistema basado en controladores PID, el controlador más difundido para control de procesos. El desempeño se medirá usando los índices IAE e IAVU. Además también se medirá la eficiencia energética de la planta funcionando con el sistema de control basado en controladores PID y con el controlador predictivo.

Para diseñar el PID se hará un análisis de la planta desde el punto de vista multivariable utilizando la técnica del RGA (Relative Gain Array) aplicado al sistema MIMO con 3 entradas y 3 salidas sin considerar la perturbación modelada ni el flujo de vapor. Recordando que los polos de un sistema multivariable en espacio estado se pueden determinar evaluando los autovalores de la matriz A (Skogestad & Postlethwaite 2005); se determina que el sistema MIMO, materia de estudio, no posee polos en el semiplano positivo por lo que el sistema no es inestable en el punto de operación. Sin embargo se observa que el sistema, en su forma de función de transferencia, presenta elementos integrativos que

no hace posible el cálculo del RGA convencional desarrollado por Bristol (1966). Por lo anterior, se usó el método desarrollado por Hu *et al.* (2010) para hacer el análisis RGA cuando existen integradores en el sistema MIMO. El RGA resultante (4.1) a partir de este método muestra que el emparejamiento recomendado para un sistema descentralizado sería el de combustible - presión, flujo de aire – exceso de oxígeno y flujo de agua – nivel de agua.

$$RGA = \begin{bmatrix} 1.0939 & 0 & -0.0939 \\ 0 & 1 & 0 \\ -0.0939 & 0 & 1.0939 \end{bmatrix} \quad (4.1)$$

Como se mostró en la sección 3.3 el lazo flujo de aire – exceso de oxígeno se encuentra desacoplado de las otras variables y esto también se puede apreciar en el análisis del RGA. Sin embargo, existe acoplamiento entre las otras variables por lo que se debe analizar si es posible realizar un desacople del sistema. Para esto último, se halló el número de condicionamiento de la matriz de ganancias en estado estable y se encontró que es superior a 50 por lo que el desacoplamiento es difícil y no se recomienda (Lim *et al.* 2006). Dados los resultados del análisis, el control del sistema generador de vapor se realizará de forma descentralizada, tal como se hace actualmente en la industria. Además de esto, tal como se comentó en el capítulo 1.3, el sistema de referencia basado en controladores PID incorpora, en su diseño, compensadores de perturbación feedforward que es lo que se usa actualmente en la industria para generadores de vapor de alta demanda.

Para el diseño del controlador se implementó un sistema basado en controladores PID con restricciones, el cual se incluyó en un subsistema de Simulink como se ve en la Fig. 4.1. Los controladores PID fueron ajustados con los parámetros de la Tabla 4.1. Se observa también en la Fig. 4.1 los compensadores feedforward FF1 y FF2, que aminoran el efecto de los cambios en la demanda de vapor en la presión de vapor y el nivel de agua respectivamente.

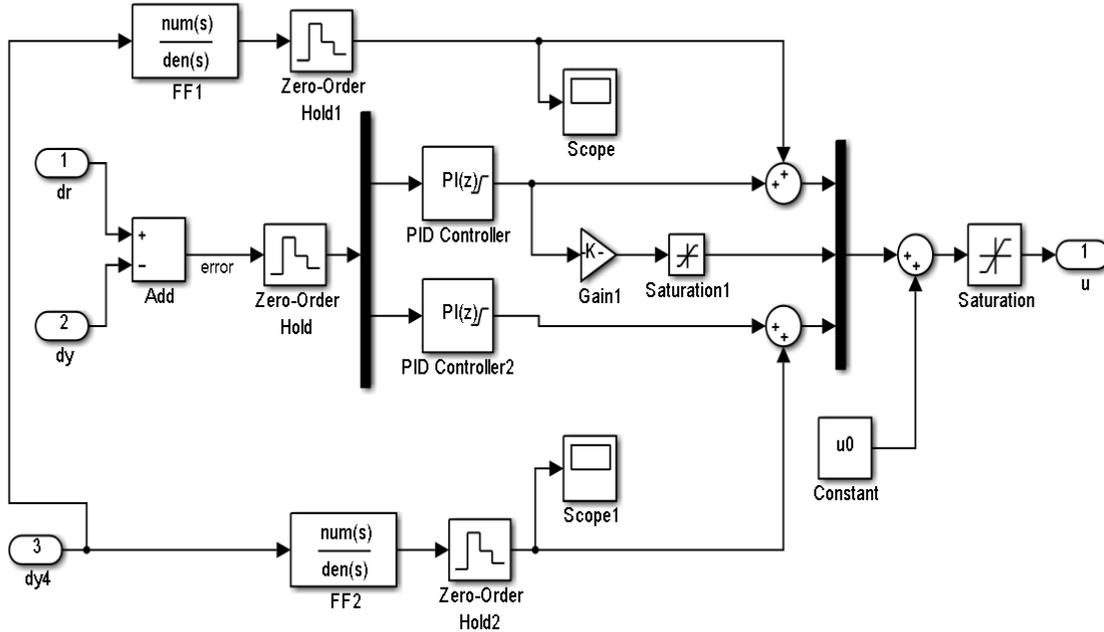


Fig. 4.1. Diagrama de bloques del sistema de control basado en PID y compensadores feedforward.

Tabla 4.1. Parámetros de los PID's

Parámetros	PID para la entrada flujo de combustible	PID para la entrada flujo de agua
K_p	0.01	0.236
K_I	0.02	0.000245
K_D	0	0

Para un cambio en la demanda y en la presión de vapor se muestra la comparación de las respuestas de ambos controladores en la Fig. 4.2. De acuerdo a las gráficas se nota que el controlador predictivo regula mucho más rápido y con menos sobreimpulsos que el sistema basado en controladores PID. Además en el controlador predictivo se requiere pocas veces que la válvula de flujo de agua este completamente abierta o cerrada, lo que indica un mejor control a diferencia del PID que ante la imposibilidad de producir mayor o menor ingreso de agua genera que los niveles de agua aumenten y disminuyan peligrosamente.

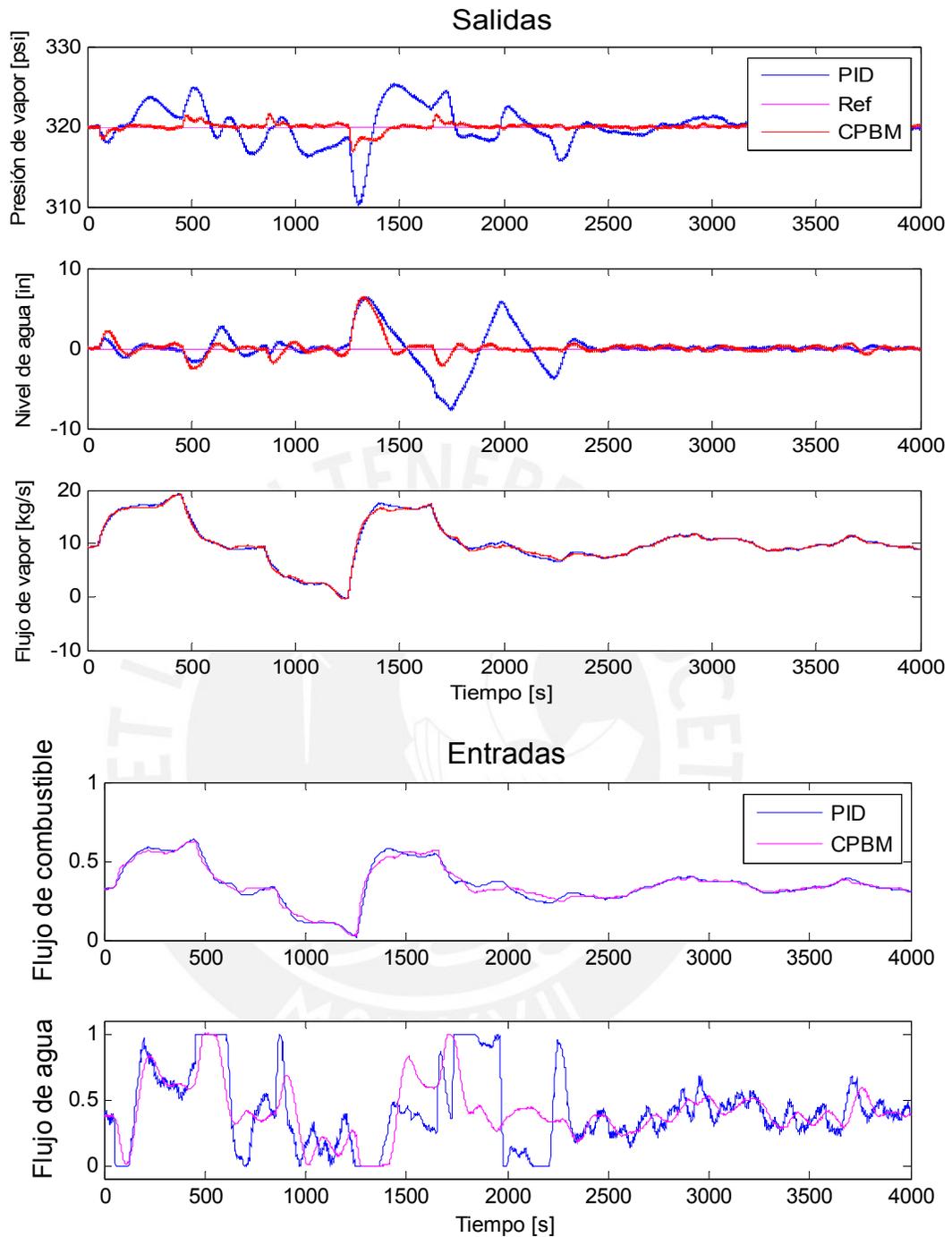


Fig. 4.2. Comparación de respuestas entre PID y CPBM

A continuación se muestra la Tabla 4.2 con los valores de los índices y de la eficiencia energética de la planta. En esta tabla se puede ver que los índices de error aumentan a más del doble. El tiempo de cálculo del CPU es lógicamente mayor en el CPBM, sin embargo solo en un 21%.

Sobre la eficiencia térmica, ambos controladores mantienen una eficiencia del 74%. Como se mencionó en el capítulo anterior el método directo no es tan preciso, por lo que para sacar una diferencia de eficiencia térmica en ambos controladores se requiere otro estudio, mediante análisis de gases en la planta real. Además el modelo matemático es limitado en el sentido de que no se puede medir la calidad del vapor entregado.

Se estima, sin embargo, que la eficiencia térmica del CPBM es mayor por las grandes variaciones que tiene la presión y el nivel de agua durante el control con un sistema basado en controladores PID. La presión es reflejo de cambios en la temperatura de saturación, lo que produce vapor de mala calidad, es decir menos vapor útil. Cambios grandes en el nivel de agua pueden ocasionar que llegue agua a la línea de vapor lo que reduce la calidad del vapor saliente para el caso de un nivel alto de agua y por otro lado un nivel bajo daña la estructura del generador de vapor, además que puede ocasionar que el equipo sufra una parada de emergencia reduciendo la disponibilidad del generador de vapor. Las respuestas que originan grandes variaciones de la demanda aumentan la incorporación de agua líquida en el vapor lo que ocasiona menos vapor útil y daño a los componentes del generador de vapor (Hahn 1998). Ante esto y dadas las respuestas obtenidas es seguro afirmar que el CPBM produce un vapor de mejor calidad que el sistema basado en controladores PID y por lo tanto aprovecha mejor la energía.

Tabla 4.2. Resumen de los resultados de índices de eficiencia

	CPBM	PID
IAE Presión	1.0158e+3	6.2448e+3
IAE Nivel	2.1758e+3	4.4414e+3
IAVU Total	943.52	1.2066e+3
Tiempo de cálculo CPU	195.56	161.92
Eficiencia térmica	74%	74%

4.3. Propuesta de implementación práctica del controlador desarrollado

En la implementación del controlador consideramos un observador para medir las variables de estado: densidad del fluido (x_3) y demanda de vapor (x_4); por lo que los instrumentos necesarios para la implementación serán los siguientes:

- Manómetro para la medición de la presión de vapor en el domo superior en PSI (y_1). La variable de estado x_1 tiene la misma magnitud que la salida solo que en otras unidades (kgf/cm^2).
- Medidor de nivel de agua en pulgadas para y_3
- Medidor de flujo de vapor en Kg/s
- Actuadores eléctricos para las válvulas de flujo de combustible, aire y agua.

La selección de instrumentos se realizó en base a las tablas de selección de instrumentos publicadas en el volumen 1 de Instrument Engineers' Handbook (Lipták 2003) y en la revisión de catálogos y publicaciones de fabricantes (ABB 2013, Endress+Hauser 2013, Siemens AG 2013 y Spirax-Sarco 2007). Para la presión de vapor en el domo superior se propone un medidor de presión con una precisión de al menos 99.5%. Teniendo en cuenta los costos, temperatura y el rango de operación se propone un medidor de presión electrónico del tipo piezoeléctrico (ver Fig. 4.3) o un medidor de presión electrónico del tipo galga extensiométrica que es más preciso pero con un costo algo mayor. El medidor de presión del tipo tubo de Bourdon a pesar de ser más barato y estar en el rango de operación no ofrece la precisión deseada.



Fig. 4.3. Medidor de presión electrónico. Presión máxima: 435 psia. (Siemens, AG)

De acuerdo a la temperatura y presión de trabajo se propone un medidor de nivel del tipo capacitivo para medición continua (Fig. 4.4) o como alternativa un medidor de nivel de tipo presión diferencial (Fig. 4.5); el cual tiene precisión aceptable siempre y cuando no se produzcan cambios bruscos de densidad en el agua. Por lo general este suele ser el instrumento más popular para su uso en generadores de vapor aunque lo más recomendable sería escoger el medidor de nivel capacitivo por no verse afectado a los cambios de densidad.



Fig. 4.4. Medidor de nivel capacitivo. (Spirax-Sarco, plc)



Fig. 4.5. Medidor de presión diferencial (Siemens, AG)

Con el fin de medir la eficiencia térmica del proceso y de estimar correctamente una de las variables de estado se propone la elección de un medidor de flujo de vapor. Para aplicaciones donde se mide vapor los instrumentos más recomendables y que se proponen para ese trabajo son del tipo orificio (Fig. 4.6) o del tipo vortex (Fig. 4.7). Se debe notar que los medidores de presión de tipo orificio son más caros debido a que requieren de un medidor de presión de tipo diferencial, sin embargo suelen ser más resistentes para este tipo de aplicación.



Fig. 4.6. Orificio para la medición del flujo por presión diferencial (Siemens, AG)



Fig. 4.7. Medidor de flujo de tipo vórtice. (Endress+Hauser, AG)

Adicionalmente, se puede colocar un medidor de oxígeno para monitorear el exceso de oxígeno y ajustar el control de relación aire – combustible. Debido a la alta temperatura de gases de escape se debe usar y se propone un medidor de oxígeno del tipo celda de zirconio (ver Fig. 4.8). Para este medidor existen dos tipos: tipo modo voltaje y tipo modo corriente. El primero puede trabajar a temperaturas que llegan a los 800°C mientras que el último puede trabajar hasta los 1582°C por lo que para este caso lo más recomendable sería escoger el primero.



Fig. 4.8. Medidor de oxígeno tipo celda de zirconio. (Yokogawa, Corp.)

El esquema de control con los instrumentos se muestra en la Fig. 4.9 siguiendo la norma ANSI/ISA 5.1.

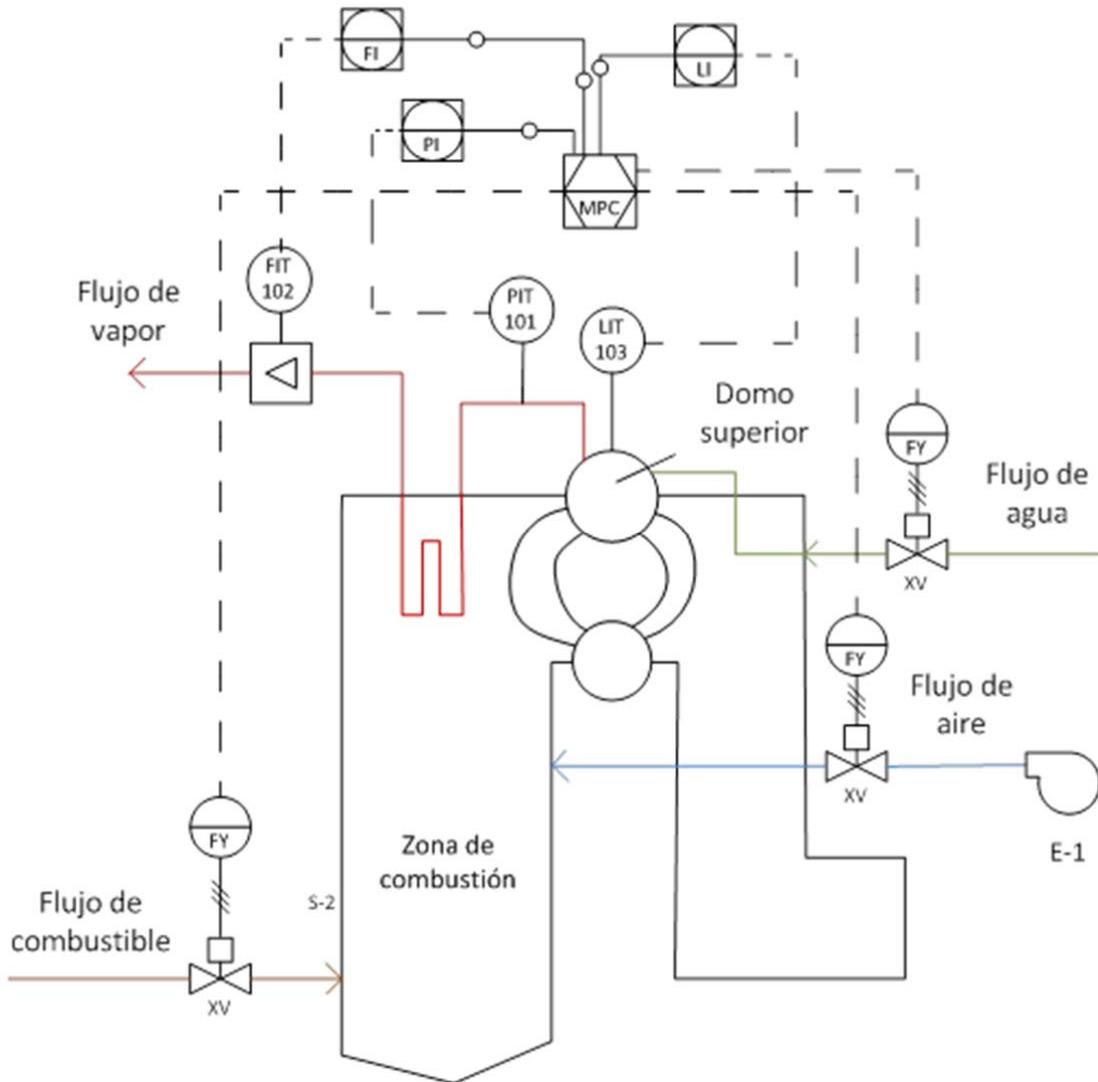


Fig. 4.9. Diagrama de la instrumentación utilizada en el generador de vapor

Para implementar el controlador existen varias soluciones; si bien varias marcas de PLC pueden ejecutar algoritmos de control avanzado, la capacidad computacional de estos aparatos es limitada (Kvasnica *et al.* 2010).

Una solución para implementar algoritmos de control exigentes es programando un FPGA (Field programmable gate array). Hartley *et al.* (2013) realizaron un resumen del estado del arte de aplicaciones de CPBM basados en FPGA, encontrando varios casos exitosos de implementación práctica; sin embargo debe observarse que esta tecnología es más cara.

Otra solución consiste en la implementación del controlador CPBM en un microcontrolador o en un procesador digital de señales (DSP por sus siglas en inglés). Debido a que el controlador realiza una gran cantidad de cálculos en forma repetitiva y esta debe entregarse en tiempo real, una elección rápida sería implementar el controlador en un DSP; sin embargo la programación es más difícil y no tiene algunas características que brinda un microcontrolador. Un híbrido entre ambas tecnologías es lo que se llama digital signal controller (DSC). Este controlador, que se cataloga como DSP, incluye las bondades de un DSP estándar y además es barato, más fácil de programar, de mantener y da flexibilidad para gestionar periféricos.

Matlab provee una solución para facilitar la programación de un DSP mediante la herramienta Simulink Coder. Esta herramienta genera el código fuente en lenguaje C o C++ a partir de un diagrama de bloques de Simulink. Del diagrama de bloques mostrado en la Fig. 3.6 aislamos el controlador predictivo con el observador en un subsistema como se ve en la Fig. 4.10, de tal manera que se pueda generar el código de ambos sistemas para el DSP. Además, dentro de este subsistema se resta el punto de operación a las entradas para hallar las variables incrementales que ingresan al controlador predictivo y de la misma manera se suma a las salidas incrementales para generar finalmente las entradas absolutas para los actuadores. Debido a que Simulink Coder no resuelve bucles algebraicos, se le agregó un retardo de un paso a la entrada del observador.

Previo a la generación de código se definen los siguientes parámetros en la ventana “configuration parameters” (Ver Fig. 4.11)

- Se fija la solución del sistema como de paso fijo con un periodo de muestreo equivalente al periodo de muestreo fundamental. El tiempo de parada se define como infinito.
- En la implementación de hardware se escoge a Microchip como proveedor y dsPIC como tipo de dispositivo.
- En generación de código se escoge como archivo objetivo ert.tlc para que Simulink optimice el código para su uso en un sistema embebido.

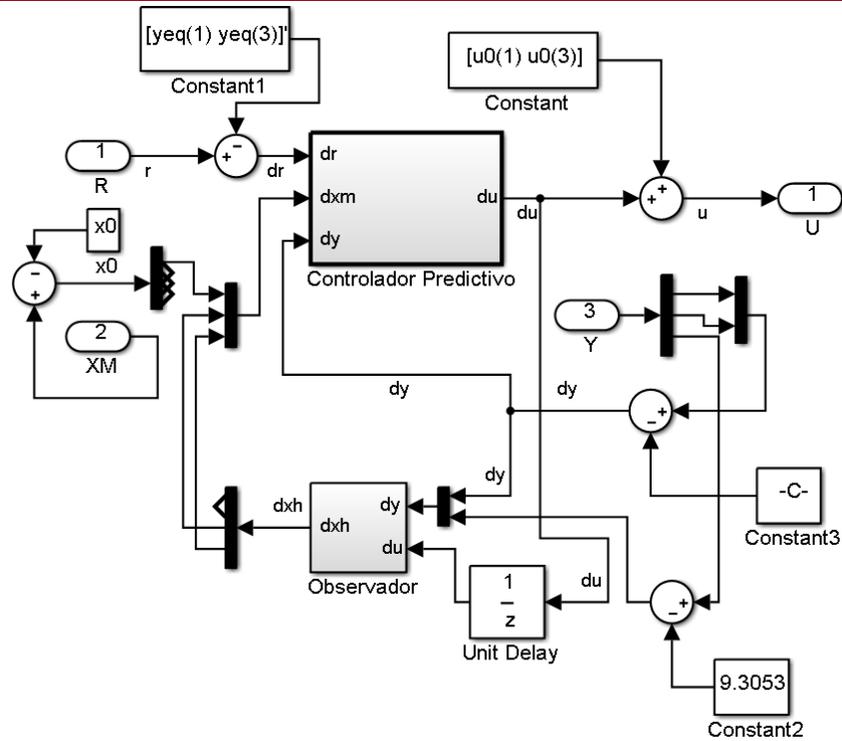


Fig. 4.10. Interior del subsistema que contiene el controlador predictivo y el observador

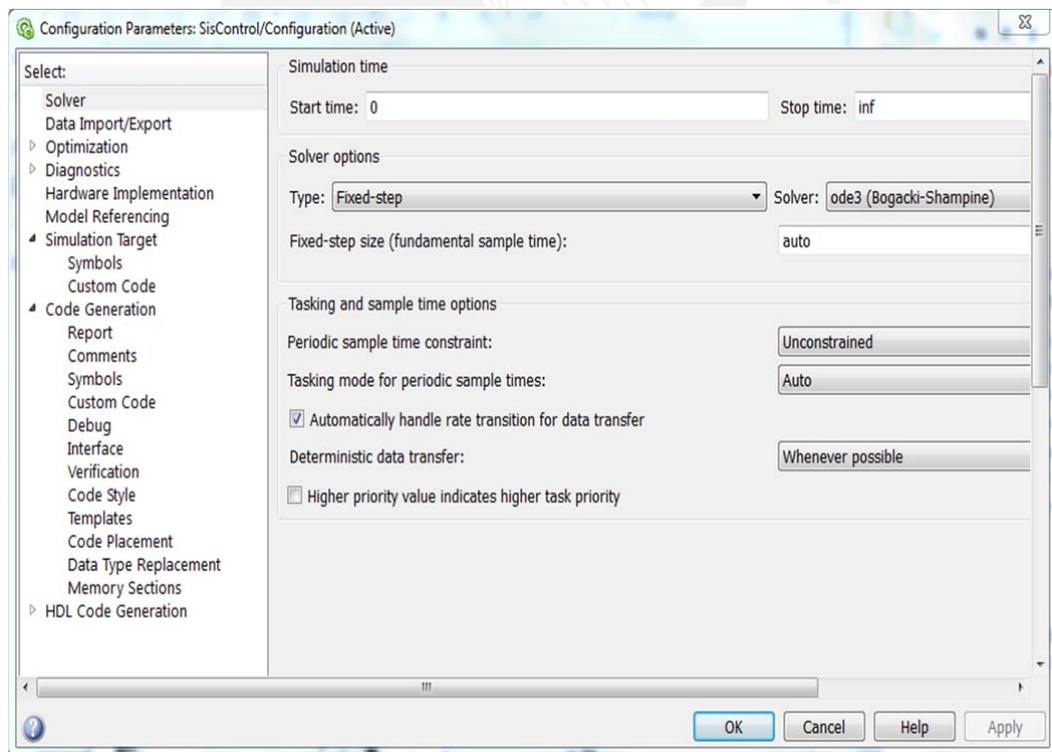


Fig. 4.11. Ventana “Configuration parameters” donde se definen los parámetros para la generación del código.

Para la generación del código se hace click derecho en el subsistema y en “C/C++ code” se escoge “Build this subsystem”. Simulink mostrará la pantalla de la Fig. 4.12 donde se hace la evaluación de los objetivos de la generación del código.

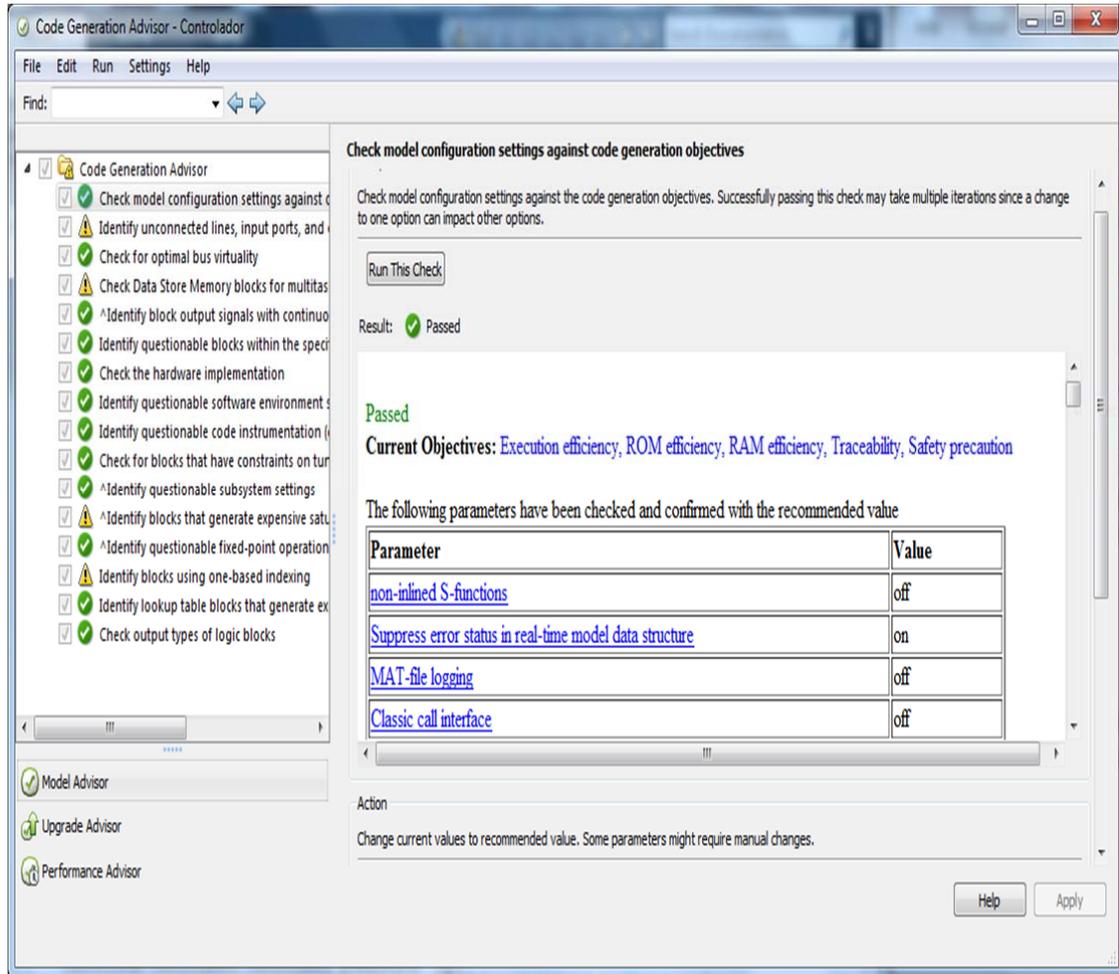


Fig. 4.12. Ventana con el checklist de los objetivos para la generación del código

Luego de esto saldrá la pantalla de la Fig. 4.13 donde se escoge como variable de ajuste la variable “restric”, la cual guarda los valores de las restricciones.

Finalmente, se genera el código en lenguaje C en la carpeta de trabajo, el cual deberá ser grabado en el DSP. Este código contiene la función `rt_OneStep`, que es la función que calcula un paso en el tiempo (Es decir, el cálculo que se realiza cada periodo de muestreo). Se agregan los interruptores necesarios al código para recibir señales de los

sensores y enviar señales a los actuadores, incluido la del control de relación; además también se puede agregar el código necesario para sintonizar y supervisar las variables del sistema a través de un sistema supervisorio como LabVIEW® (ver Fig. 4.14). En este tipo de industrias también es conveniente el uso de sistemas SCADA como SIEMENS SIMATIC WinCC o Wonderware InTouch, sin embargo estos sistemas son más caros.

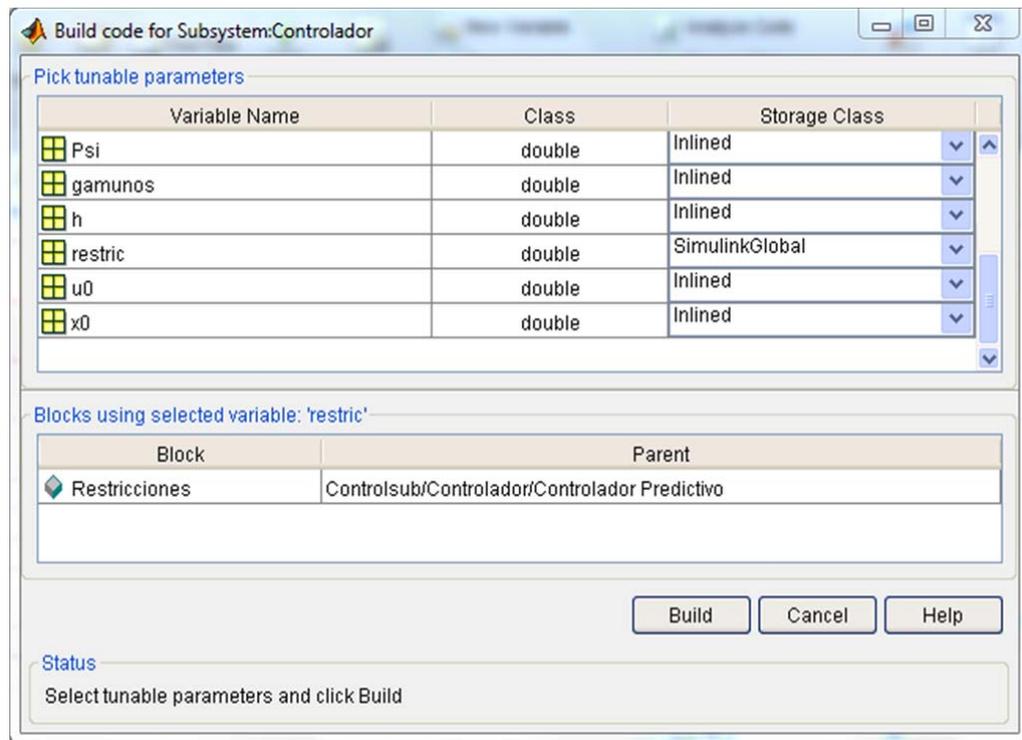


Fig. 4.13. Ventana de selección de las variables sintonizables

Antes de realizar las pruebas en el sistema real se puede hacer las pruebas del controlador mediante una simulación HIL (Hardware in the loop), usando una computadora dedicada que simula la planta mediante la tecnología xPC Target o la misma computadora de desarrollo mediante la tecnología Real Time Windows Target. Para ambos métodos se requiere un módulo de entrada/salida para la comunicación con el controlador. Un esquema de esta prueba se ve en la Fig. 4.15.

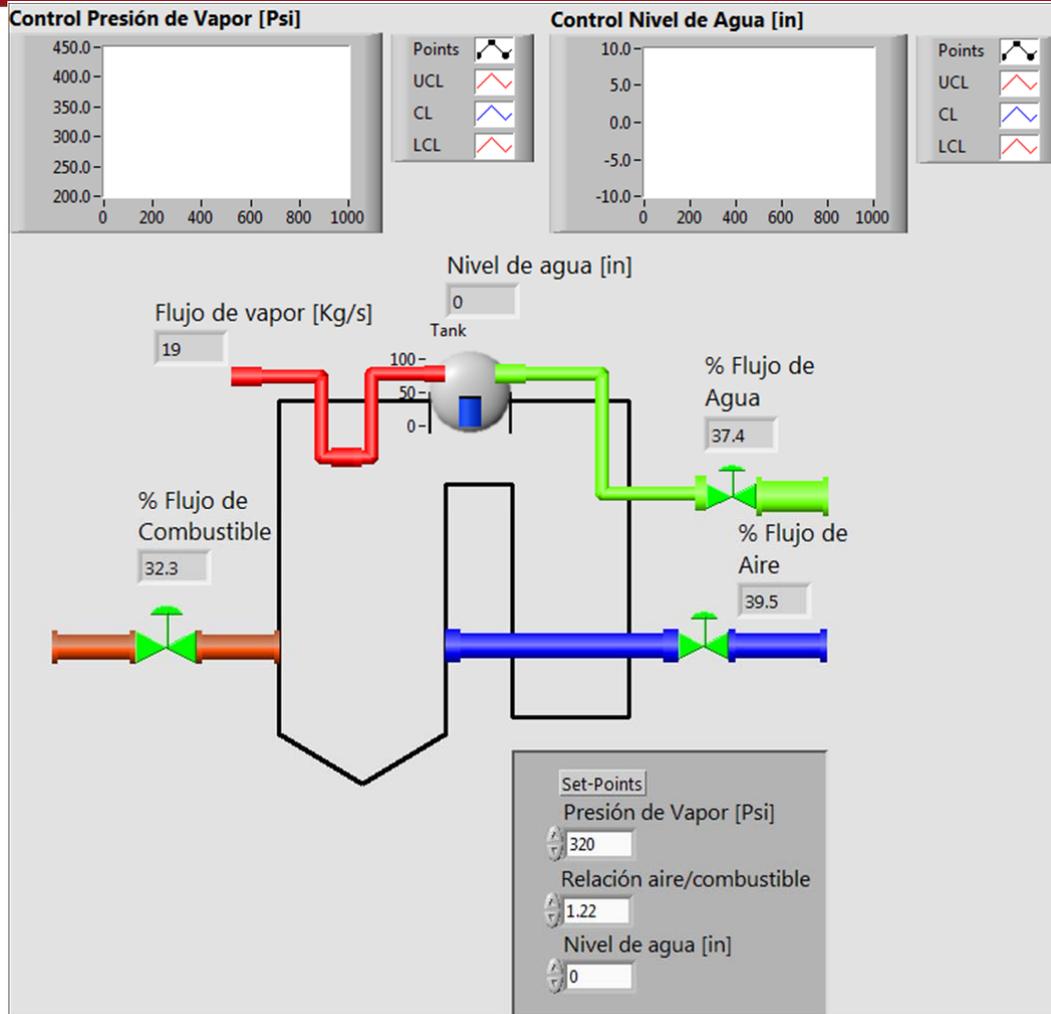


Fig. 4.14. Sistema propuesto para el control y supervisión del generador de vapor



Fig. 4.15. Esquema de conexión del sistema de pruebas para el controlador

Luego de hacer las pruebas y depurar el sistema se realizan las pruebas en la planta real. Finalmente la implementación del sistema de control en la planta real queda representada en el esquema de la Fig. 4.16.

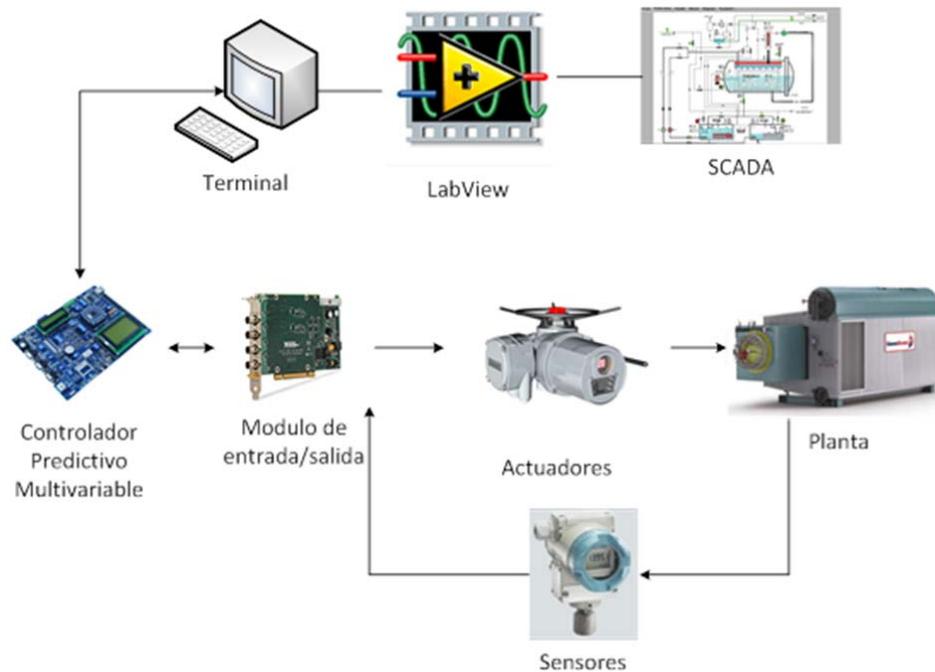


Fig. 4.16. Implementación final del sistema de control predictivo

4.4. Conclusiones

- El controlador CPBM genera una mejor respuesta que el sistema basado en controladores PID desde el punto de vista de desempeño de control. Esto es, se presenta menores sobreimpulsos y tiempos de establecimiento que el PID. Para grandes cambios en la demanda el CPBM responde rápidamente y prácticamente sin oscilación. Los índices de error respecto al control PID permitieron una disminución del error de 83% para la presión y 51% para el nivel de agua.
- Desde el punto de vista de eficiencia térmica no se encontró diferencias significativas debido a las limitaciones del modelo matemático y a la precisión del método de cálculo de eficiencia térmica. Sin embargo se concluye que el PID es menos eficiente debido a los cambios en la presión y nivel de agua que ocasionan disminución de la calidad del vapor lo cual tiene un gran impacto en la eficiencia térmica.
- Existen numerosos casos de implementación práctica del CPBM bajo la tecnología del FPGA, sin embargo en este trabajo se propuso usar

un DSP híbrido debido a que es más barato, más sencillo y resulta adecuado dado que el tiempo de muestreo es relativamente alto.

- Se propuso la instrumentación de acuerdo a lo recomendado en tecnología de generadores de vapor y se sugirió realizar una fase de pruebas usando el controlador físico y una PC que simula la planta.
- Se utilizó la herramienta Simulink Coder para traducir fácilmente el controlador desarrollado al lenguaje C, el cual es usado por la mayoría de fabricantes de microcontroladores.
- Se presentó el esquema final del sistema de control y el diagrama de instrumentos según ANSI/ISA 5.1



CONCLUSIONES GENERALES

- Se estudió el comportamiento de los generadores de vapor identificando sus principales variables y describiendo apropiadamente el modelo matemático que emula su comportamiento dinámico. Se determinó que las variables más importantes a controlar son la presión de vapor en el domo superior, el porcentaje de exceso de oxígeno y el nivel de agua.
- Se estudió y describió el algoritmo de control que se va a utilizar, el cual realiza aproximaciones de la señal de entrada con el uso de redes de Laguerre, de tal manera que se realizan parte de los cálculos de manera offline con lo que se reduce el tiempo de procesamiento online. Además el algoritmo del CPBM permite manejar restricciones y las resuelve usando el algoritmo de Hildreth para la resolución del problema de programación cuadrática.
- Se aplicó el algoritmo de control estudiado en el diseño de un controlador CPBM realizando la implementación en Matlab/Simulink. El controlador fue diseñado para controlar el generador de vapor logrando un sistema de control con respuestas que llegan al estado estable de manera rápida, con sobreimpulsos mínimos y en tiempo real como se demostró con la Fig. 4.2 y con la Tabla 4.2.
- Se realizaron una serie de pruebas para determinar la robustez y desempeño de control del controlador y se compararon con la respuesta que otorga el control mediante un sistema basado en controladores PID encontrándose que el CPBM genera mucho menos error y mejores tiempos de establecimiento que el PID. Se evaluó el impacto de estos resultados en la eficiencia térmica de la planta concluyéndose que el PID pierde eficiencia respecto al MPC debido al efecto de la variación de presión y nivel de agua en la calidad del vapor.
- Se propuso la implementación del MPC en un DSP híbrido con código generado por la herramienta Simulink Coder a partir del diseño en

diagrama de bloques de Simulink. Se sugirió la adquisición de los instrumentos idóneos para el generador de vapor y se propuso realizar las pruebas pre-operativas del controlador físico mediante conexión con una PC con Real-Time Windows Target.

- El controlador avanzado con la estrategia de control predictivo multivariable con restricciones resultó ser viable y eficiente para su implementación en el generador de vapor. Este controlador permitirá ahorrar combustible, mejorar la vida útil de los actuadores y trabajar en puntos de operación más productivos y de manera segura respecto al control tradicional basado en controladores PID.



RECOMENDACIONES

- Implementar el controlador predictivo diseñado en un generador de vapor real y hacer el análisis de eficiencia utilizando el método indirecto de cálculo descrito en esta tesis. De esta manera podrá cuantificarse con exactitud la mejora de eficiencia energética y traducir este resultado en un ahorro económico.
- Hacer el estudio comparativo para cuantificar la mejora en el tiempo de cómputo respecto a otras estrategias de control predictivo.
- Extender la funcionalidad del controlador predictivo para hacerlo capaz de adaptarse a cambios en los parámetros del modelo empleado en el controlador.
- Ejecutar el diseño del controlador utilizando métodos de reducción del número de condicionamiento y de reformulación de la ecuación de espacio de estados para mejorar la estabilidad y prescindir del uso del observador respectivamente.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABB. (2013). *Guía de productos*. Recuperado el 10 de noviembre de 2013, de <http://www.abb.com/ProductGuide/Alphabetical.aspx>
- Annaratone, D. (2008). *Steam Generators. Description and Design*. Berlin: Springer-Verlag.
- Åström, K. J., & Bell, R. D. (1987). Dynamic Models for Boiler-Turbine-Alternator Units. *Rep. LUTFD2/ (TFRT-3192)*, 1-137.
- Åström, K. J., & Eklund, K. (1972). A simplified non-linear model of a drum boiler-turbine unit. *Int. J. Contr.*, 16(1), 145-169.
- Bristol, E. (1966). On a new measure of interaction for multivariable process control. *IEEE Transactions on Automatic Control*, 11(1), 133-134.
- Camacho, E. F., & Bordons, C. (2007). *Model Predictive Control* (2nd ed.). London: Springer-Verlag.
- Çengel, Y. A., & Boles, M. A. (2010). *Thermodynamics: An Engineering Approach* (7th ed.). McGraw-Hill.
- Cleaver Brooks. (2012). Generador de vapor de tubos de agua [Imagen]. En *Industrial Watertube Boilers - Innovative solutions for maximum efficiency*.
- Cutler, C. R., & Ramaker, B. L. (1980). Dynamic Matrix Control - A Computer Control Algorithm. *Proceedings Joint Automatic Control Conference*.
- Dorf, R. C., & Bishop, R. H. (2011). *Modern Control Systems* (12th ed.). Prentice Hall.
- Endress+Hauser. (2013). *Endress+Hauser Instruments International AG*. Recuperado el 10 de noviembre de 2013, de <http://www.ii.endress.com/eh/sc/europe/io/en/home.nsf/#products/~products-instruments>
- Espinosa, J., Vandewalle, J., & Wertz, V. (2005). *Fuzzy Logic, Identification and Predictive Control*. London: Springer-Verlag.
- Fiani, P., Abu el Ata-Doss, S., & Richalet, J. (1991). Handling Input and State Constraints in Predictive Functional Control. *IEEE, Proceeding of 30th Conference on Decision and Control*, 985-990.
- Fu, C., Liu, J., & Tan, W. (2004). Robust PI Design for a Benchmark Nonlinear Boiler. *5th Asian Control Conference*, 304-308.
- Gilman, G. (2005). *Boiler Control Systems Engineering*. ISA - Instrumentation, Systems and Automation Society.

- Hahn, G. (1998). Boiler Efficiency vs Steam Quality - The challenge of creating quality steam using existing boiler efficiencies. *Proceedings from Twentieth National Industrial Energy Technology Conference*.
- Hartley, E. N., Jerez, J. L., Suardi, A., Maciejowski, J. M., Kerrigan, E. C., & Constantinides, G. A. (2013). Predictive Control Using an FPGA with Application to Aircraft Control. *IEEE Transactions on Control Systems Technology*.
- Hogg, B. W., & El-Rabaie, N. M. (1990). Generalized Predictive Control of Steam Pressure in a Drum Boiler. *IEEE Trans. Energy Conversion*, 5(3), 485-492.
- Holkar, K. S., & Waghmare, L. M. (2010). An Overview of Model Predictive Control. *International Journal of Control and Automation*, 3(4), 47-63.
- Horalek, R., & Imsland, L. (2011). Nonlinear Model Predictive Control of a Benchmark Nonlinear Boiler. *XIII International Symposium on Information, Communication and Automation Technologies*, 1-6.
- Hu, W., Cai, W.-J., & Xiao, G. (2010). Relative Gain Array for MIMO Processes Containing Integrators and/or Differentiators. *11th International Conference on Control Automation Robotics & Vision (ICARCV)*, 231-235.
- Hurst Boilers. (2013). *Generador de vapor de tubos de fuego [Imagen]*. Recuperado el 2013, de http://www.hurstboiler.com/boilers/scotch_marine/euro_series
- Kirk, D. E. (2004). *Optimal Control Theory - An Introduction*. New York: Dover Publications, Inc.
- Klee, H., & Allen, R. (2011). *Simulation of dynamic systems with Matlab and Simulink* (2nd ed.). CRC Press.
- Kvasnica, M., Rauová, I., & Fikar, M. (2010). Automatic Code Generation for Real-Time Implementation of Model Predictive Control. *IEEE International Symposium on Computer-Aided Control System Design*.
- Leduc, M. (2000). *Proceso de generación de vapor en un generador de vapor de tubos de agua [Imagen]*. Recuperado el 11 de Noviembre de 2013, de sitio web de Martin's Marine Engineering:
http://www.dieselduck.net/machine/05%20steam/steam_page/steam.htm
- Lee, J. H. (2011). Model Predictive Control: Review of the Three Decades of Development. *International Journal of Control, Automation and Systems*, 9(3), 415-424.
- Lee, Y. W. (1960). *Statistical Theory of Communication*. New York: John Wiley and Sons.
- Lim, W. C., Bennett, J., Grantt, J., & Bhasin, A. (2006). *Determining if a System can be Decoupled*. Recuperado el 11 de noviembre de 2013, de University of

- Michigan Chemical Engineering Process Dynamics and Controls Open
Textbook: controls.engin.umich.edu/wiki/index.php/Decouple
- Lindsley, D. (2000). *Power-plant control and instrumentation. The control of boilers and HRSG systems*. London: The Institution of Electrical Engineers.
- Lipták, B. G. (Ed.). (2003). *Instrument Engineers' Handbook. Process Measurement and Analysis* (Fourth ed., Vol. I). CRC Press.
- Lipták, B. G. (Ed.). (2006). *Instrument Engineers' HandBook. Process Control and Optimization*. (Fourth ed., Vol. II). CRC Press.
- Liu, J., Fu, C., & Tan, W. (2005). Analysis and Control of a Benchmark Boiler. *International Conference on Control and Automation*.
- Love, J. (2007). *Process Automation Handbook - A guide to theory and practice*. Springer-Verlag.
- Luenberger, D. G. (1969). *Optimization by Vector Space Methods*. John Wiley & Sons, Inc.
- Luenberger, D. G., & Ye, Y. (2008). *Linear and Nonlinear Programming* (3rd ed.). Springer-Verlag.
- Maciejowski, J. M. (1999). *Predictive Control with Constraints*. Englewood Cliffs, NJ: Prentice Hall.
- MathWorks. (2013). *Simulink Coder User's Guide*. The MathWorks, Inc.
- MathWorks. (2013). *Simulink Control Design - User's Guide*. The MathWorks, Inc.
- MINEM. (2010). *Anuario Estadístico de Electricidad 2010*.
- MITINCI. (s.f.). *Mejora de la Eficiencia Energética en Calderas Industriales en el Perú*. Recuperado el 11 de Noviembre de 2013, de <http://www.fonamperu.org/general/mdl/documentos/boilersperu.pdf>
- Moncada Valerio, J. F. (2012). *Desarrollo de un Sistema de Control Predictivo de un Bastidor de Ósmosis Inversa de una Planta Desalinizadora de Agua de Mar*. Pontificia Universidad Católica del Perú.
- Morales Galán, D. (2010). *Contro Avanzado de una Caldera*. Madrid: Universidad Pontificia Comillas.
- Morilla, F. (2012). Benchmark for PID control based on the Boiler Control Problem. *IFAC Conference on Advances in PID Control*.
- Ogata, K. (2010). *Modern Control Engineering* (Fifth ed.). Prentice Hall.
- Pellegrinetti, G., & Bentsman, J. (1996). Nonlinear Control Oriented Boiler Modeling - A Benchmark Problem for Controller Design. *IEEE Transactions on Control Systems Technology*., 4(1).
- Qin, S. J., & Badgwell, T. A. (2003). A survey of industrial model predictive control technology. *Control Engineering Practice*, 733-764.

- Richalet, J., & O'Donovan, D. (2011). Elementary Predictive Functional Control: A Tutorial. *Proceeding of the 2011 4th International Symposium on Advanced Control of Industrial Processes*, 306-313.
- Richalet, J., Testud, J. L., & Papon, J. (1978). Model Predictive Heuristic Control: applications to industrial processes. *Automatica*, 14(5), 413-428.
- Rivas, R., Herranz, J., Llanes, O., & Cartaya, L. (1994). Modelo matemático dinámico de generadores de vapor. *Ingeniería Electrónica, Automática y Comunicaciones*, XV(3), 45-53.
- Rodríguez Vásquez, J. R. (2006). *Desarrollo de un Sistema de Control Avanzado de la Presión del Vapor en una Caldera de Tubos de Fuego*. Pontificia Universidad Católica del Perú.
- Siemens AG. (2013). *Process Automation - Field Instruments for Process Automation*. Recuperado el 10 de noviembre de 2013, de sitio web de Siemens AG:
http://www.automation.siemens.com/mcms/infocenter/content/en/pages/order_form.aspx?nodeKey=key_518322
- Skogestad, S., & Postlethwaite, I. (2005). *Multivariable Feedback Control: Analysis and Design*. John Wiley & Sons.
- Söderström, T., & Stoica, P. (1989). *System Identification*. Prentice Hall International.
- Spirax-Sarco. (2007). *The Steam and Condensate Loop*. Spirax-Sarco Engineering plc.
- Swedish Energy Agency. (2010). *Energy in Sweden 2010*.
- Wang, L. (2009). *Model Predictive Control System Design and Implementation Using MATLAB*. Springer-Verlag.
- Wikimedia Commons. (2013). *Vista esquemática de un generador de vapor de tubos de agua [Imagen]*. Recuperado el 11 de Noviembre de 2013, de http://commons.wikimedia.org/wiki/File:Water_tube_boiler_schematic-es.png
- Woodruff, E. B., Lammers, H. B., & Lammers, T. F. (2004). *Steam Plant Operation* (8th ed.). McGraw-Hill Professional.
- Xi, Y.-G., Li, D.-W., & Lin, S. (2013). Model predictive control - status and challenges. *Acta Automatica Sinica*, 39(3), 222-236.
- Zhu, Y. (2001). *Multivariable System Identification for Process Control*. Eindhoven: Elsevier.