

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DEL PERÚ

ESCUELA DE POSGRADO



**DESARROLLO DE UN CONTROLADOR DMC PARA EL CONTROL DE LA
PRESIÓN DEL VAPOR DE UNA CALDERA PIROTUBULAR DE UNA
PLANTA DE FOSFATO BICÁLCICO**

**TESIS PARA OPTAR EL GRADO ACADÉMICO DE MAGÍSTER EN
INGENIERÍA DE CONTROL Y AUTOMATIZACIÓN**

AUTOR

Raúl David Rojas Valdez

ASESOR

D.Sc Raúl Rivas Pérez

Abril, 2021

RESUMEN

Actualmente, en el ámbito internacional, existe una creciente crisis energética la cual implica manejar de forma responsable y óptima los combustibles fósiles poniendo énfasis en los equipos que tienen un alto consumo de esta clase de combustibles, entre los que se encuentran las calderas.

En esta tesis se desarrolla una estrategia de control avanzado para el control de la presión de vapor en una caldera pirotubular de una planta de fosfato bicálcico. El fosfato bicálcico es un producto utilizado como suplemento alimenticio de los animales.

La presente tesis tiene como objetivo general el diseño de un controlador de matriz dinámica (DMC) para el control efectivo de la presión de vapor en una caldera pirotubular de una planta de producción de fosfato bicálcico, para garantizar un suministro estable de vapor, así como un aumento de la eficiencia del proceso de generación de vapor.

En el primer capítulo se describe el estado del arte de los sistemas de control de la combustión en calderas pirotubulares.

En el segundo capítulo se desarrolla la identificación de la presión del vapor en la caldera pirotubular objeto de estudio.

En el tercer capítulo se diseña un controlador DMC de la presión de vapor, y se realiza un estudio del desempeño del sistema de control mediante simulaciones.

En el cuarto capítulo se realiza un estudio comparativo de la robustez y desempeño del controlador DMC diseñado.

Los resultados obtenidos en el desarrollo de la tesis revelan que el controlador DMC constituye una poderosa ley de control efectivo y fiable de la presión de vapor en calderas pirotubulares.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN.....	3
CAPÍTULO 1. ESTADO DE LOS SISTEMAS DE CONTROL DE CALDERAS...5	
1.1. Introducción.....	5
1.2. Problemática Actual de la Planta de Fosfato Bicálcico.....	5
1.3. Estado de los Sistemas de Control de Calderas	6
1.3.1. Calderas Acuotubulares	7
1.3.2. Calderas Pirotubulares	10
CAPÍTULO 2. IDENTIFICACIÓN DE LA PRESIÓN DE VAPOR EN UNA CALDERA PIROTUBULAR	13
2.1. Introducción.....	13
2.2. Descripción del Proceso Productivo de Fosfato Bicálcico	13
2.2.1. Módulo 1A.....	15
2.2.2. Módulo 1B.....	16
2.2.3. Módulo DCP y Envasado	17
2.2.4. Sistema de Calentamiento de Agua	18
2.2.5. Caldera Pirotubular.....	19
2.2.6. Preparación de Lodo de CaCO ₃	19
2.3. Principio de Funcionamiento de la Caldera Pirotubular	21
2.3.1. Rendimiento de la Caldera.....	22
2.3.2. Capacidad Operativa de la Caldera.....	22
2.3.3. Relación Entrada/Salida.....	23
2.3.4. Balance de Masa y Energía	23
2.3.5. Métodos para el Cálculo de la Eficiencia.....	25
2.4. La caldera Pirotubular como Objeto de Control	26
2.4.1. La Caldera Básica.....	26
2.4.2. Recuperación de Calor de los Gases.....	26
2.4.3. Control de Calderas	27
2.4.4. Demanda de Vapor en las Calderas Industriales	28
2.4.5. Vinculación del Cambio de Presión de Vapor a los Cambios de la Velocidad de Combustión.....	28
2.4.6. Control Realimentado de la Presión del Vapor	30
2.5. Identificación de la Presión del Vapor	31
2.5.1. Metodología de Identificación.....	33
2.5.2. Planificación Experimental.....	33
2.5.3. Adquisición de Datos Entrada/Salida	35
2.5.4. Selección de la Estructura del Modelo Paramétrico	40
2.5.5. Estimación de Parámetros y Validación del Modelo.....	41
2.6. Conclusiones.....	44
CAPÍTULO 3. DISEÑO DE UN CONTROLADOR DMC DE LA PRESIÓN EN LA CALDERA PIROTUBULAR	45
3.1. Introducción.....	45
3.2. Fundamentación de la Estrategia de Control a Desarrollar	45

3.3. Estrategia de Control Predictivo Basado en Modelo	46
3.3.1. Estructura de los Controladores CPBM.....	47
3.3.2. Desarrollo Histórico del Control Predictivo Basado en Modelo	48
3.3.3. Limitaciones y Éxitos de los Controladores CPBM	48
3.3.4. Principios Básicos del CPBM.....	49
3.3.5. Elementos de los Controladores CPBM	50
3.3.5.1. El Modelo de Predicción.....	50
3.3.5.2. Respuesta Libre y Forzada	52
3.3.5.3. Función de Coste.....	53
3.3.5.4. Restricciones.....	54
3.3.5.5. Obtención de la Ley de Control.....	54
3.4. Controlador de Matriz Dinámica (DMC)	55
3.5. Diseño del DMC	56
3.6. Implementación del Controlador DMC en Matlab-Simulink	60
3.7. Evaluación del Desempeño del DMC.....	63
3.7.1. Resultados de Simulación Variando α y β	63
3.7.2. Resultados de Simulación variando N_2 y N_u	69
3.7.3. Resultados de Simulación Variando la Varianza de la Señal de Perturbación	69
3.7.4. Resultados de Simulación con Variación Escalonada de la Señal de Referencia	
Externa	71
3.8. Conclusiones.....	72
CAPÍTULO 4. EVALUACIÓN DE LA ROBUSTEZ DEL CONTROLADOR DMC	
DISEÑADO.....	73
4.1. Introducción.....	73
4.2. Diseño del Controlador PID	73
4.3. Evaluación Comparativa de Robustez de los Controladores PID y DMC.....	74
4.4. Conclusiones.....	79
CONCLUSIONES GENERALES	80
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	81
ANEXOS.....	91

INTRODUCCIÓN

En los últimos años a nivel global se ha intensificado el uso de los combustibles fósiles para la generación de energía [1, 2]. El consumo masivo de esta clase de combustible evidencia que existe un riesgo de agotamiento de estos recursos a mediano plazo [3]. Se destaca, que la combustión de combustibles fósiles aumenta la cantidad de gases tóxicos en la atmósfera, incrementado el impacto negativo ambiental, como por ejemplo el conocido efecto invernadero [1]. Debido a ello, se requiere con alta prioridad desarrollar investigaciones encaminadas a lograr un uso eficiente de los combustibles existentes [4, 5].

Las calderas son equipos ampliamente utilizados a nivel mundial en la industria y se caracterizan por su elevado consumo de combustibles fósiles [6]. El propósito fundamental de estos equipos es transformar la energía de los combustibles fósiles, en energía térmica, transferir esta energía al agua para producir vapor, y utilizar este vapor con diferentes fines; industrial, doméstico, turístico, etc. [8]. Las calderas necesitan de sistemas fiables de control para lograr un funcionamiento eficiente [14].

Las calderas generalmente se clasifican en calderas pirotubulares (tubos de fuego), y calderas acuotubulares (tubos de agua) [8]. Las calderas de tubos de fuego se aplican en procesos que no requieren un alto consumo de vapor, mientras que las calderas de tubos de agua se implementan en procesos que necesitan excesivas cantidades de vapor, como por ejemplo las turbinas de las centrales termoeléctricas [15].

En esta tesis se utiliza una caldera pirotubular debido a que es la que se encuentra instalada en la planta de fosfato bicálcico objeto de estudio, y además a las múltiples aplicaciones que presenta esta clase de calderas no solo en el sector industrial, sino además en hoteles, hospitales, centros turísticos, etc.

Las calderas se distinguen por exhibir comportamientos dinámicos complejos, con varias entradas y salidas, diversas interrelaciones entre sus variables, así como incertidumbres y perturbaciones [20, 25, 26].

El control de la combustión en las calderas se desarrolla a través del control de la presión del vapor [20]. Es por ello, que el proceso de presión del vapor presenta una relevancia dominante en el funcionamiento de las calderas pirotubulares [26].

Problemática actual: Generalmente, en las calderas pirotubulares, el proceso de presión del vapor se controla mediante PID convencionales [20]. Como resultado de la compleja dinámica de este proceso los PID no son suficientes, por lo que no permiten obtener una alta efectividad en el control, traduciéndose en un mayor gasto de combustible, y mayores emisiones de gases de la combustión a la atmósfera [25, 26].

Los controladores PID constituyen un estándar en el control automático de procesos industriales [31, 32]. Estos controladores fueron los que iniciaron la automatización industrial [33]. En el transcurso del tiempo se ha exigido mejorar la efectividad de los controladores, así como obtener mayores beneficios en la automatización de procesos complejos, como lo son las calderas pirotubulares [34]. Ello ha motivado un creciente interés en la investigación y desarrollo de nuevos métodos de control en las últimas cuatro décadas [35, 36].

Uno de estos desarrollos es el control avanzado, al cual conciernen los controladores predictivos basados en modelos (CPBM), considerados hoy en día como herramientas

potentes y prácticas para enfrentar problemas difíciles de control de procesos en la industria, tanto para lograr una mejor precisión y robustez en el control, así como una no muy compleja implementación [37]. Para el diseño de CPBM se requiere de modelos que representen adecuadamente la dinámica de las plantas a controlar [38].

Hipótesis de la tesis: Es posible obtener una elevada efectividad en el control de la combustión, reducir el gasto de combustibles y los gases contaminantes mediante el diseño de un controlador DMC (Controlador de Matriz Dinámica) de la presión de vapor en las calderas pirotubulares.

Objetivo general: Teniendo en cuenta que el control de la combustión en las calderas pirotubulares se desarrolla a través del control de la presión de vapor, y considerando que la presión de vapor es el proceso de mayor relevancia en el funcionamiento de este tipo de equipos, en esta tesis se plantea el siguiente objetivo general:

Diseñar un controlador DMC para el control fiable de la presión de vapor en una caldera pirotubular de una planta de producción de fosfato bicálcico, de forma tal de garantizar un suministro estable de vapor, un aumento en la eficiencia, así como una reducción de los gases contaminantes.

Objetivos específicos:

1. Realizar un estudio del estado de los sistemas de control de la combustión en calderas.
2. Lograr un modelo matemático adecuado de la dinámica del proceso de presión de vapor en la caldera pirotubular objeto de estudio.
3. Diseñar un controlador DMC de la presión de vapor.
4. Desarrollar un estudio comparativo de la robustez del controlador DMC frente a otros controladores actualmente utilizados.

Con el desarrollo de esta tesis ha sido posible demostrar que la estrategia de control avanzado basada en controladores DMC constituye una muy buena alternativa para el control efectivo y fiable de la combustión en las calderas pirotubulares instaladas en diversas industrias, que posibilita optimizar el consumo de combustible, así como reducir la emisión de gases contaminantes al medio ambiente.

CAPÍTULO 1. ESTADO DE LOS SISTEMAS DE CONTROL DE CALDERAS

1.1. Introducción

Para lograr una elevada eficiencia energética se necesita gestionar adecuadamente el uso de la energía tanto a nivel económico como medio ambiental [1, 2]. Este propósito requiere utilizar la energía de forma óptima disminuyendo su consumo, fomentando buenos comportamientos, aplicando mejores métodos que ayuden a optimizar el uso de dicho recurso [3, 4]. Las calderas industriales constituyen plantas con un elevado consumo energético [5, 6].

La seguridad en el abastecimiento energético y el desarrollo de políticas energéticas sostenibles en las calderas son temas que vienen inquietando últimamente a la comunidad científica internacional [7, 8]. La sociedad tiene un rol urgente en el aprendizaje del uso eficiente de la energía debido al aumento de problemas ambientales y la amenaza del cambio climático global [9-12].

El aseguramiento energético y el descenso de los gases nocivos implican el uso eficiente de la energía en las calderas, debido a ello se debe fomentar el desarrollo de investigaciones encaminadas al control efectivo de los procesos y equipos de generación de vapor para lograr un desarrollo sostenible auténtico [11-13].

1.2. Problemática Actual de la Planta de Fosfato Bicálcico

La planta de fosfato bicálcico de la Empresa Quimpac S.A. objeto de estudio se encarga de producir un suplemento alimenticio para animales. Para transformar la materia prima en el producto final se requieren múltiples subprocesos que utilizan recursos que son suministrados como utilitarios (agua, aire comprimido y vapor).

Uno de los recursos de mayor importancia en esta planta es el vapor de agua, el cual se obtiene en una caldera pirotubular con una capacidad de producción de 12 T/h, y con una presión de operación nominal de 8 bares.

El vapor se utiliza para calentar el agua de proceso que se almacena en un tanque (H110 – tanque de agua caliente), así como para calentar un subproducto del proceso de generación de la solución de fosfato monocálcico, mediante un intercambiador de calor de placas, en el cual el flujo de vapor se manipula mediante un lazo de control de temperatura.

El agua caliente se utiliza en muchos procesos industriales para obtener productos terminados con las especificaciones de calidad exigidas por el mercado nacional e internacional [13,14].

Actualmente, cuando cambia considerablemente la demanda de vapor, el funcionamiento de la caldera se interrumpe, lo cual implica que la caldera se apague y se conecte continuamente alrededor de 20 – 30 veces por día.

La capacidad de generación de vapor de la caldera (12 T/h) es muy superior al consumo actual de la planta (3.5 T/h), por lo que la caldera no garantiza una presión constante del vapor debido a que se apaga, y mientras se detecta la presión del vapor para el re-encendido se origina una caída de presión de hasta 2 bares. En general se obtienen

subidas y bajadas en la presión de vapor, y si el mayor consumo de vapor se produce cuando la caldera está apagada la presión puede bajar hasta 4 bares. Esta problemática ocasiona consumos de combustible no adecuados y desproporcionados debido a la demanda variable, y a la oferta no consumida.

El control de la presión de vapor debe ser lo más estable posible, además se debe optimizar el consumo de combustible para obtener costos unitarios adecuados que permitan reducir el costo operativo de producción en las plantas [13, 14].

El controlador actual de la presión de vapor en la caldera pirotubular objeto de estudio es un PID convencional que manipula el flujo de combustible y controla la presión de vapor. El control que actualmente se obtiene de este proceso es deficiente. Debido a ello surge la necesidad de diseñar un controlador que garantice un control efectivo de la presión de vapor y para ello en esta tesis se propone utilizar un controlador DMC.

1.3. Estado de los Sistemas de Control de Calderas

Las calderas constituyen equipos ampliamente utilizados en los ámbitos industrial y social, y se caracterizan por su elevado consumo de combustibles fósiles [15, 16]. En los últimos años, como resultado del crecimiento industrial y aumento de la demanda de vapor, las calderas se están utilizando no sólo en el sector industrial, sino además en otros sectores como hospitales, hoteles, restaurantes, centros comerciales, edificios multifamiliares, etc. [17, 18].

Antiguamente las calderas se utilizaban para teñir ropas, en labores de limpieza, entre otros usos [15].

Con el pasar del tiempo el vapor fue utilizado para mover las máquinas industriales, teniendo como primer desarrollador a James Watt. El uso del vapor en la industria ha ido evolucionando y las calderas siguen vigentes en la actualidad [18, 19].

El objetivo primordial de las calderas radica en transformar mediante la combustión la energía de los combustibles fósiles en energía térmica, y transferir esta energía al agua para producir vapor, para utilizar esta fuente de energía en diversas aplicaciones industriales [17].

Las calderas necesitan de sistemas efectivos de control para lograr un funcionamiento fiable y de alta eficiencia [20, 21].

El uso de las calderas en la industria depende de los criterios bajo los cuales se clasifican [14].

De acuerdo a la disposición entre el fluido y los gases las calderas se subdividen en [15]:

- Calderas de tubos de fuego o pirotubulares;
- Calderas de tubos de agua o acuotubulares.

Ambos tipos de calderas han tenido un desarrollo evolutivo en sus sistemas de control automático. En la actualidad las calderas más utilizadas son las de tubos de fuego debido a su simple estructura y operación [22, 23]. Sin embargo, desde el punto de vista del control esta clase de calderas es la menos estudiada y la que presenta los mayores problemas en la obtención de una elevada eficiencia energética [24, 25].

1.3.1. Calderas Acuotubulares

Las calderas acuotubulares se distinguen por el transporte de agua por dentro de los tubos, mientras que el fuego y la circulación de los gases se desarrollan por el exterior de estos [15, 16].

El agua caliente se eleva y llega al domo superior donde se transforma en vapor, el vapor obtenido puede ser sobrecalentado en un sobrecalentador para alcanzar temperaturas de vapor aún más altas [17].

El vapor sobrecalentado es un gas seco que se usa comúnmente para impulsar los motores de las turbinas utilizadas en las centrales térmicas para generar electricidad. En las Figuras 1.1 y 1.2 se muestran diagramas de este tipo de calderas.

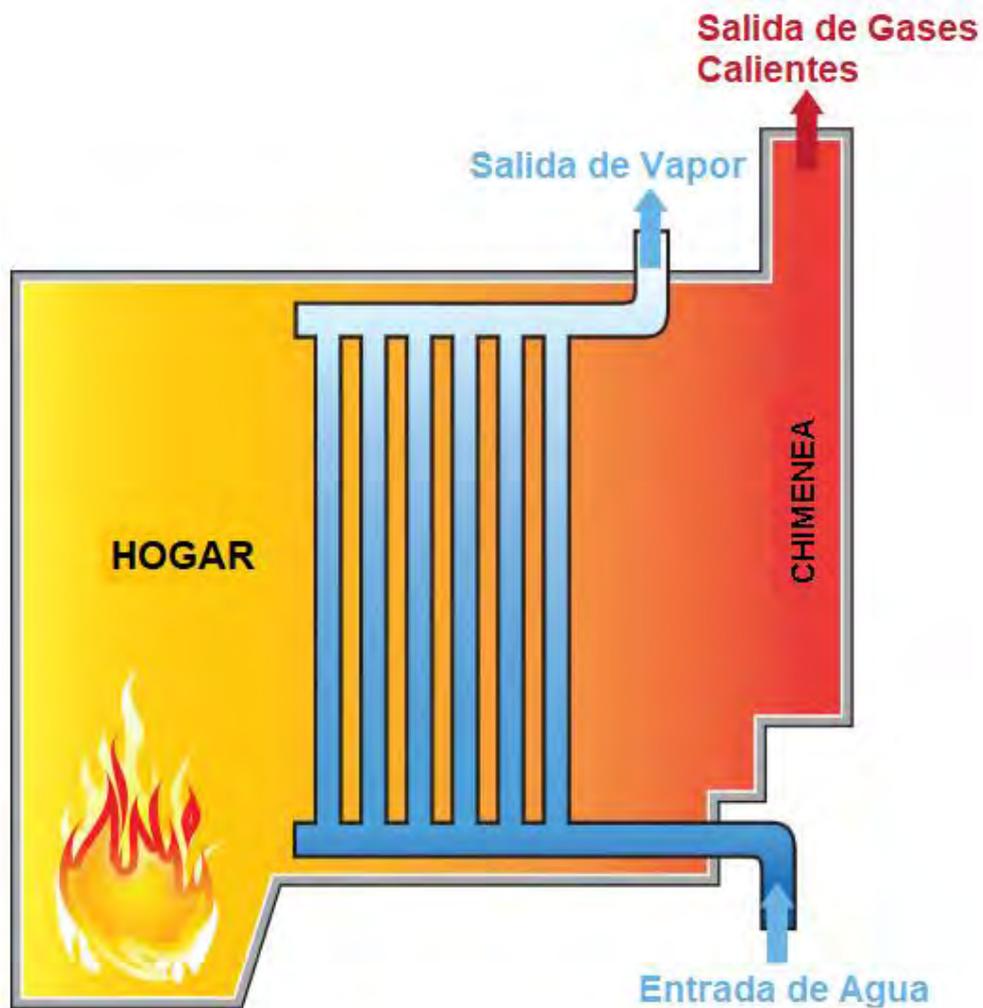


Figura 1.1. Diagrama de una caldera acuotubular. Adaptado del sitio web IB&M Boilers.

Las calderas acuotubulares son empleadas casi exclusivamente para obtener elevadas presiones y altos índices de rendimiento o eficiencia con una producción de vapor aproximadamente 5 T/h hasta grandes producciones de 4000 T/h y manejar presiones de hasta más de 150 bares [16].

Operativamente las calderas acuotubulares son más complejas que las pirotubulares [7,24].

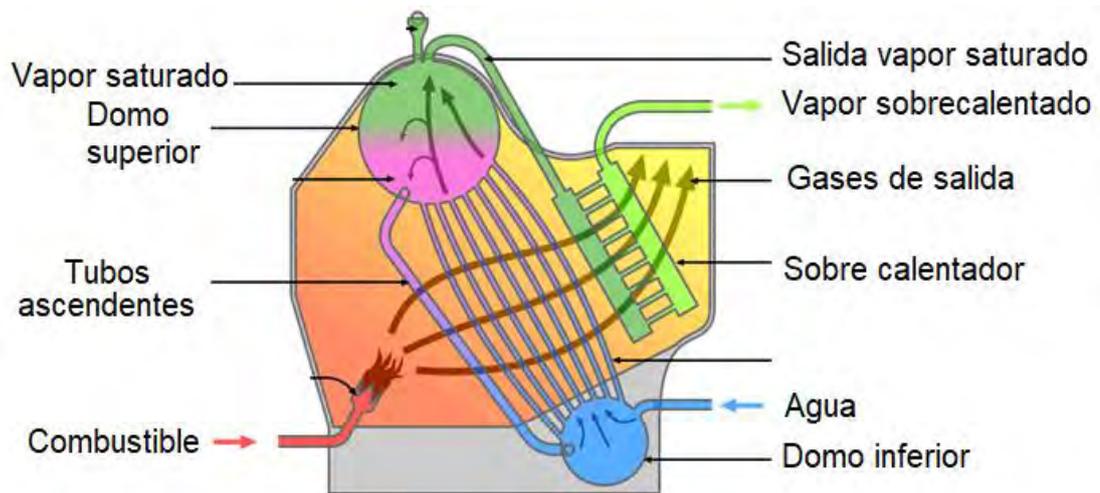


Figura 1.2. Diagrama de una caldera acuotubular tipo marino. (Wikimedia Commons 2006).

La automatización de las calderas es un elemento imprescindible para su funcionamiento [26], que posibilita perfeccionar la operación y fiabilidad, y además evitar daños en los equipos debido a explosiones u otros eventos indeseables [14].

Las calderas acuotubulares son las que exhiben el mayor nivel de automatización debido a la complejidad tecnológica que presentan [27].

Entre los equipos de control con mayor aplicación en la automatización de calderas acuotubulares se encuentran los autómatas programables (PLC) debido a sus diversas ventajas [24].

Diversos autores han desarrollado controladores de este tipo de calderas basados en PLC utilizando diferentes leyes de control [23, 28].

Los PID son los más utilizados en el control de las calderas acuotubulares [29,30]. Sin embargo, cuando los procesos presentan dinámicas complejas los PID no resultan suficientes [31-33], y ello ha motivado que diferentes autores hayan propuesto la aplicación de controladores avanzados, ver por ejemplo [34-39].

Los controladores avanzados se distinguen por su efectividad en el control de plantas con dinámicas complejas [40, 41]. Los controladores avanzados posibilitan aumentar la efectividad en el control de las plantas, permitiendo garantizar el cumplimiento de los requisitos mencionados [42].

Entre los controladores avanzados uno de los más utilizados en el ámbito industrial es el CPBM [43,44] debido a su efectividad en el control [45].

Para el control de la presión en una caldera acuotubular B.W. Hogg desarrolló un controlador predictivo generalizado en tiempo continuo (CGPC) [46, 47], mostrando mejoras con respecto al desempeño con controladores PI convencionales.

Algunos autores han demostrado que la presión del vapor en el domo superior de las calderas acuotubulares se caracteriza por presentar retardo dominante [48-51].

El retardo de tiempo dominante constituye un elemento dinámico que dificulta el diseño de sistemas de control y ocasiona inestabilidad, ver por ejemplo [52, 57].

Es por ello, que algunos autores han propuesto el predictor de Smith [157, 158] para el control de la presión en las calderas acuotubulares, ver por ejemplo [58-60].

En las últimas décadas los operadores de orden fraccional han sido aplicados con resultados positivos en el modelado y control de procesos con dinámicas difíciles, ver por ejemplo [62-72].

El cálculo fraccional representa al campo de la matemática que incluye a derivadas e integrales de orden no entero [73].

Para el control robusto de la presión en calderas acuotubulares algunos investigadores han propuesto el uso de controladores de orden fraccional [74-76], obteniendo desempeños muy positivos. Este es un campo novedoso que requiere la atención de los investigadores.

En las calderas acuotubulares existen restricciones en los protocolos utilizados para el suministro de aire y combustible, debido a la interrelación entre variables, lo cual puede generar una deficiente combustión, o incluso escenarios que implican riesgos [7, 15, 16].

Para solucionar esta problemática se han desarrollado los sistemas de control de la combustión con límites cruzados, cuyo fin consiste en limitar el combustible en correspondencia con el aire disponible [26, 30].

En los últimos años las estrategias de control inteligente se están aplicando con éxito en el control de procesos con dinámica compleja [77].

Algunos autores para el control de la combustión en calderas acuotubulares han propuesto utilizar controladores inteligentes, ver por ejemplo [78-83]. Sin embargo, debido al complejo comportamiento dinámico de este proceso estos controladores no han logrado los resultados esperados, y por ende su introducción en la actividad práctica ha sido muy limitada.

En los últimos años para aumentar la fiabilidad en el funcionamiento y operación de los procesos productivos han tenido un amplio desarrollo los sistemas de detección y diagnóstico de fallos (SDDF) en los sistemas de control de diversos procesos industriales, ver por ejemplo [84, 85].

Es por ello, que algunos autores han desarrollado SDDF) en el control de las calderas acuotubulares [86, 87].

El control del nivel en el domo superior de las calderas acuotubulares se desarrolla manipulando el flujo de agua que ingresa al domo [26, 30]. Las señales consideradas son el nivel, y los flujos de vapor y agua.

Es frecuente utilizar estas 3 señales para alcanzar un desempeño aceptable del sistema de control [26], con lo cual se garantiza el control efectivo de nivel minimizando los efectos negativos de la demanda de vapor y de las variaciones del flujo de agua [88, 89].

El control adaptativo, ver por ejemplo [90-94], también ha sido propuesto para el control de la presión en calderas acuotubulares [95-98]. Sin embargo, la implementación práctica de estos controladores ha sido muy limitada.

El control robusto desarrollado en la década del 90 [99], igualmente ha sido propuesto para el control de la combustión en calderas acuotubulares, ver por ejemplo [100-102]. No obstante, debido a la complejidad matemática de estos controladores su aplicación práctica también ha sido limitada.

Debido a la necesidad de aumentar la efectividad en el control de diversos procesos industriales con dinámicas complejas y/o caóticas en los últimos años se están

aplicando las estrategias de control avanzado, ver por ejemplo [12, 103-109].

Entre las estrategias de control avanzado reportadas las más exitosas son las basadas en CPBM, ver por ejemplo [110-115].

Por consiguiente, los controladores CPBM también han sido propuestos para el control de las calderas industriales, ver por ejemplo [116-120] obteniéndose un desempeño superior en relación al desempeño con controladores PID convencionales.

Actualmente, se siguen desarrollando investigaciones encaminadas al desarrollo de controladores efectivos de las calderas acuotubulares debido a la amplia utilización de las mismas en la generación de grandes cantidades de vapor.

1.3.2. Calderas Pirotubulares

Las calderas pirotubulares (de tubos de fuego) son las más ampliamente utilizadas en la industria [15, 16]. En este tipo de calderas los gases circulan por dentro de los tubos [17].

En el Perú existen más de 50 fabricantes de calderas. De las calderas en explotación en el país aproximadamente el 85% son pirotubulares, con aplicación en las industrias de bebidas gaseosas, licores, lácteos, cárnicos, productos de higiene, alimentos variados, textiles, etc.

En la figura 1.3 se presenta un diagrama de una caldera pirotubular y en la figura 1.4 se exhibe una imagen frontal de este tipo de caldera en el modelo de tres pasos.

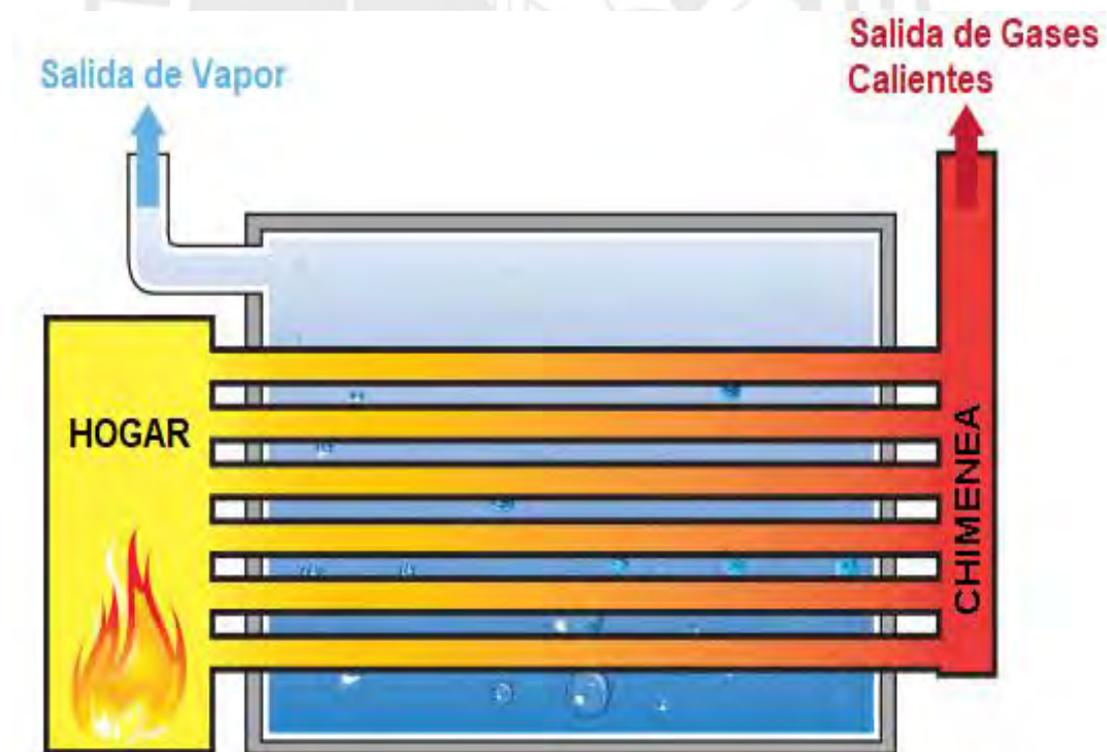


Figura 1.3. Diagrama de una caldera pirotubular. Adaptado del sitio web IB&M Boilers.



Figura 1.4. Imagen de una caldera pirotubular de tres pasos. Adaptado del sitio web HurstBoilers.

Este tipo de calderas es el que presenta el menor nivel de automatización y el que tiene mayores problemas en la eficiencia energética [25, 121]. La automatización con sistemas de control efectivos tiene múltiples beneficios [26]. Uno de los beneficios radica en la reducción de los costos de operación [25].

Las calderas pirotubulares disponen mayormente de tres tipos de sistemas de control de presión [27]:

El primero se conoce como control de la presión del vapor en operación [27].

El segundo es el de modulación, el cual utiliza un sensor de presión que envía señales a un actuador eléctrico [27].

El tercero se utiliza con fines de seguridad [27].

En diversas calderas pirotubulares la presión se controla con controladores PID convencionales, los cuales no posibilitan alcanzar la eficiencia requerida y como resultado se obtienen grandes consumos de combustibles y la emisión de gases contaminantes, ver por ejemplo [26, 121].

Algunos autores han propuesto diferentes modificaciones del PID para el control de la combustión en calderas pirotubulares, ver por ejemplo [122-127]. No obstante, estas propuestas no han conducido a resultados satisfactorios debido a las complejidades dinámicas que presentan estas calderas.

En Perú, el control de disímiles calderas pirotubulares se realiza de forma manual [25]. En otras calderas existe un cierto grado de automatización en base a controladores ON/OFF, y controladores lógico secuencial utilizando PLC, que son los equipos electrónicos más populares en el control de calderas industriales [25]. Además, existen sistemas de modulación de la llama que varían la entrada de aire o combustible a través de actuadores eléctricos que generan los estados de alto fuego y de bajo fuego, o modulantes mediante la configuración de una curva de combustión permitiendo en lo

posible ahorrar energía [25].

La aplicación de controladores avanzados en las calderas pirotubulares no ha sido un tema muy tratado.

Algunos autores han propuesto controladores de orden fraccionario PI^α para el control robusto de la combustión [72]. Sin embargo, los controladores PI^α son más difíciles de entender que los controladores PID convencionales por el personal de operación, y por consiguiente su aplicación ha sido muy limitada.

Otros autores han propuesto la aplicación de controladores predictivos generalizados (GPC) [128-131]. No obstante, estos controladores constituyen una herramienta muy potente y costosa, y requieren de una elevada preparación del personal de operación, por lo que su implementación real en el control de la presión no ha sido reportada.

Por consiguiente, la problemática del control, con elevado desempeño, de la combustión en calderas pirotubulares constituye un tema aún no resuelto por la comunidad científica internacional.

En este trabajo, para el control de la presión del vapor en una caldera pirotubular se propone el desarrollo de un controlador DMC, de forma tal de garantizar un suministro estable de vapor, aumentar la eficiencia, así como disminuir los gases contaminantes del medio ambiente.



CAPÍTULO 2. IDENTIFICACIÓN DE LA PRESIÓN DE VAPOR EN UNA CALDERA PIROTUBULAR

2.1. Introducción

Las calderas son equipos utilizados para producir vapor mediante la combustión de los combustibles fósiles [15]. El vapor producido tiene diversas aplicaciones industriales y no industriales, por ejemplo, en hoteles, hospitales, etc. [16].

En las calderas pirotubulares el control de la presión del vapor es importante debido a que constituye un indicador de la cantidad de energía en el vapor [27].

El control de la presión del vapor se realiza manipulando los flujos de combustible y/o aire, incrementando o disminuyendo la transferencia de calor, modificando la generación de vapor, y aumentando o disminuyendo la presión de vapor [27].

Actualmente, la industria moderna impone diseñar sistemas eficientes de control de los procesos industriales [132-134], y ello obliga a construir modelos matemáticos del comportamiento dinámico de dichos procesos [135-137].

Existen dos métodos fundamentales para la construcción de modelos matemáticos [138, 139].

El primer método se basa en ecuaciones de balance de masa y energía, y se conoce como modelado [140-142]. Este es un método muy engorroso.

El segundo método se basa en la identificación de sistemas [143, 144]. En esta tesis se utiliza este método para derivar un modelo matemático dinámico [145] de la presión del vapor en una caldera pirotubular.

2.2. Descripción del Proceso Productivo de Fosfato Bicálcico

El producto terminado, fosfato bicálcico (DCP), es un producto en polvo que se utiliza en la nutrición animal.

En la figura 2.1 se presenta un diagrama de la planta objeto de estudio teniendo en cuenta el uso de las materias primas, los procesos y subprocesos involucrados finalizando en el producto terminado.

Como materias primas principales se tiene:

- Roca de carbonato de calcio (CaCO_3);
- Ácido sulfúrico 98% (H_2SO_4);
- Ácido clorhídrico 33% (HCl);
- Roca fosfórica - 30% P_2O_4 en $(\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{F})$;
- Agua.

Los procesos principales que tienen lugar son de reacción química, mezclas, intercambio de calor, filtración y secado.

Además, existen procesos de generación de recursos generales como agua osmotizada, agua desmineralizada, vapor y aire comprimido.

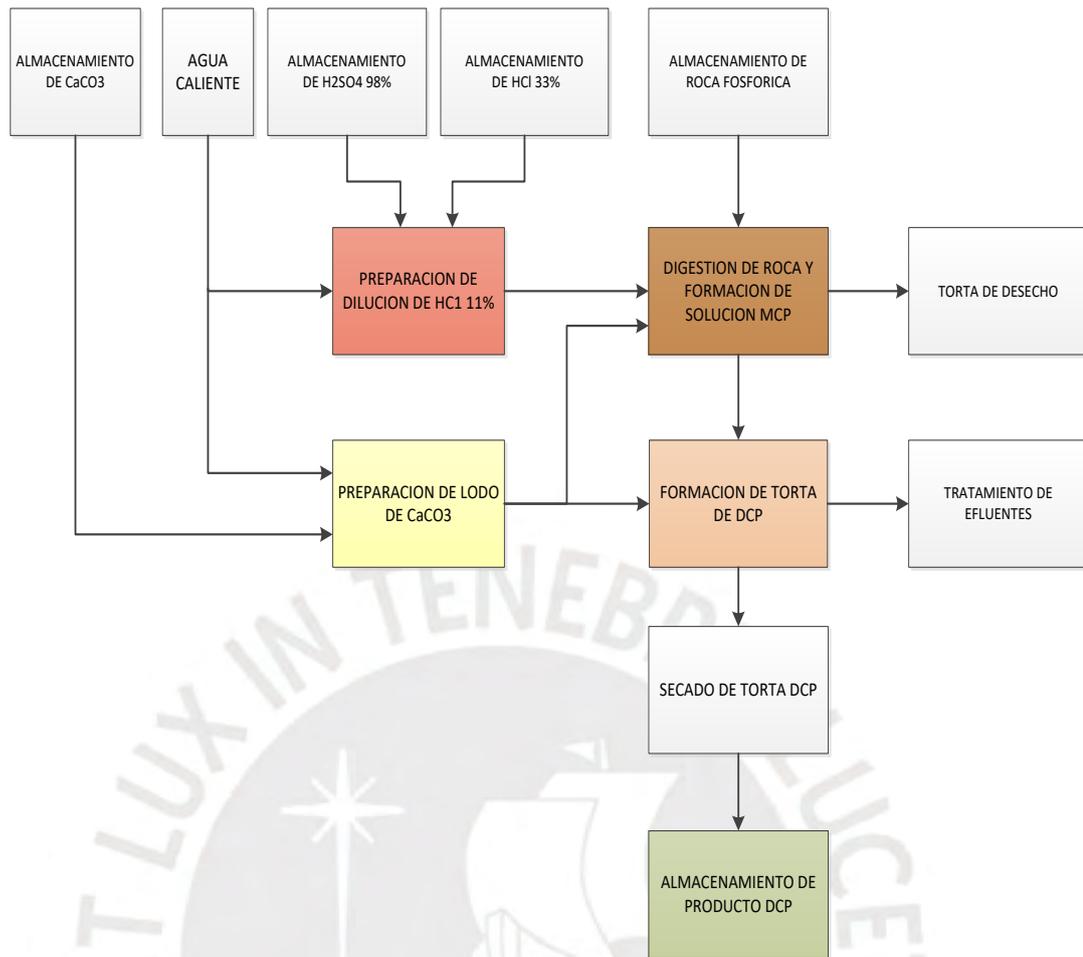


Figura 2.1. Diagrama funcional de la planta de fosfato bicálcico objeto de estudio.

Cada etapa del proceso se conoce con un nombre característico familiar para el proceso:

- **Módulo 1A:** Digestión de roca y formación de solución de MCP (licor de fosfato monocalcico).
- **Módulo 1B:** Formación de la torta DCP.
- **Módulo DCP:** Tratamiento y secado de la torta DCP y envasado de producto terminado.
- **Recursos Generales:** Son las unidades de generación de aire comprimido (compresores y secadores), vapor (a través de una caldera) y producción de agua osmotizada y desmineralizada (con unidades de osmosis inversa).

En la figura 2.2 se exhibe un segundo diagrama del proceso productivo de la planta objeto de estudio en base a las etapas del proceso.

A continuación, se presenta la descripción de dicho proceso productivo, el cual se subdivide en cinco procesos principales representando cada uno con su diagrama de flujo de proceso (PFD).

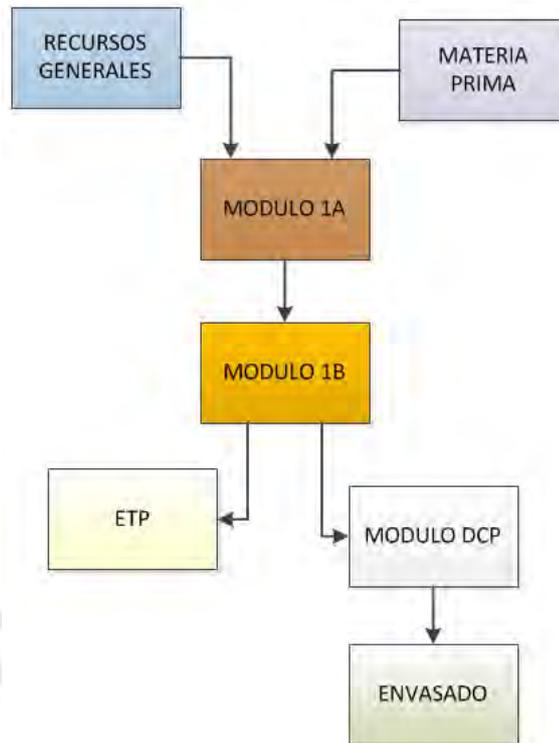


Figura 2.2. Diagrama del proceso productivo de la planta objeto de estudio.

2.2.1. Módulo 1A

Cuenta con las siguientes fases principales:

- Tratamiento de roca fosfórica.
- Preparación de ácido diluido en el tanque V105.
- Reacción y filtración.

En la figura 2.3 se exhibe el diagrama de flujo de este subproceso. En el Anexo A.1 se muestra este diagrama ampliado.

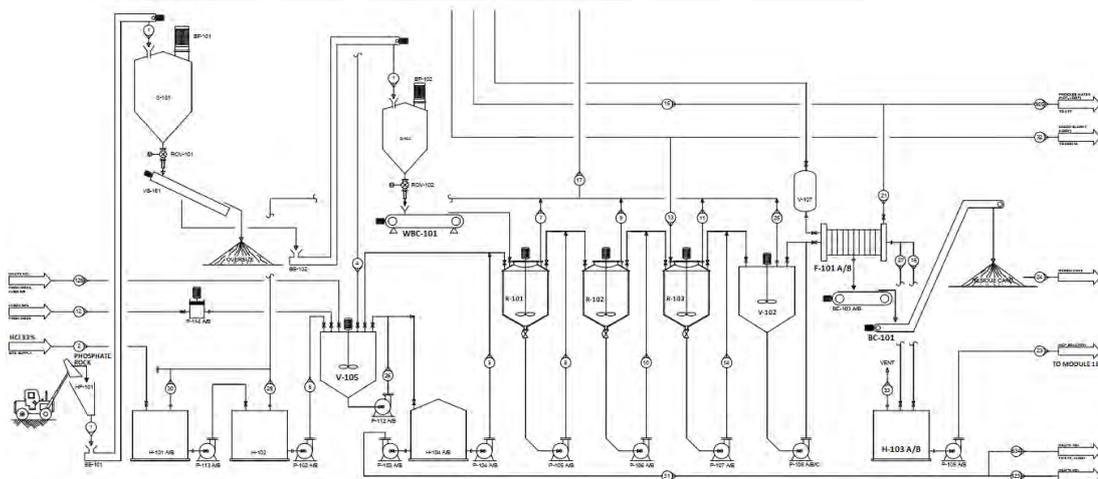


Figura 2.3. Diagrama de flujo de subproceso del Módulo 1A.

El subproceso se inicia con la dilución de HCl preparado en el tanque agitado V105 (50 m³), en la dilución se mezcla HCL 33%, ácido sulfúrico 98%, y agua caliente.

El objetivo es obtener una concentración de 12 % w/w a una temperatura de 60°C mediante un sistema de control de relación. La solución se almacena en dos tanques para luego ser utilizadas en la siguiente etapa que es de reacción.

En la siguiente etapa se desarrolla la reacción del ácido diluido (alimentado por bomba) con la roca fosfórica que es alimentada a través de una faja pesadora (WBC-101) al reactor R101.

En este reactor se inicia la reacción de digestión. La reacción continúa mediante transferencia a los reactores siguientes, R102 y R103.

En el reactor R-102 termina la reacción de digestión. En el reactor R103 el lodo es neutralizado con una solución acuosa de CaCO₃.

Finalmente, del reactor R103 se envía a un tanque buffer V102 para luego ser bombeado hacia los filtros prensa F101A/B.

En la etapa de filtrado con filtros prensa de placas se obtiene un licor claro de solución de MCP, la roca no reaccionada (como torta seca) es desechada a través de la faja BC101 hacia una cancha de recolección residual.

El licor se almacena en tanques (H103A/B, H112A/B) para luego utilizarlo en la reacción del Módulo 1B.

2.2.2. Módulo 1B

Cuenta con las siguientes fases principales:

- Tratamiento de solución MCP.
- Reacción y filtración.

En la figura 2.4 se exhibe el diagrama de flujo de este subproceso. En el Anexo A.2 se muestra este diagrama ampliado.

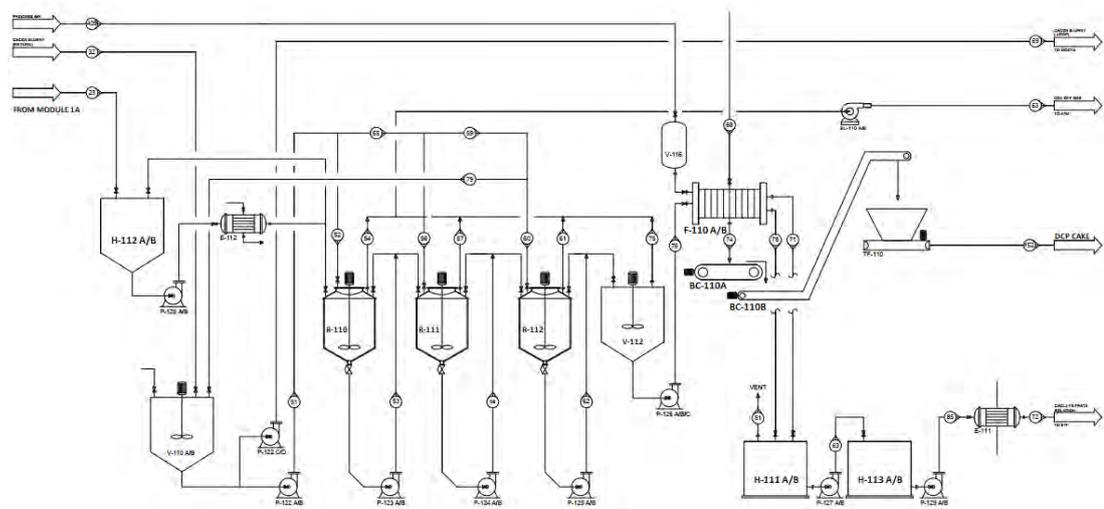


Figura 2.4. Diagrama de flujo de subproceso del Módulo 1B.

El principal propósito del Módulo 1B es precipitar el fosfato bicálcico (DCP) de la solución MCP con adición de carbonato de calcio. El MCP es bombeado desde los tanques H112A/B a una temperatura adecuada para la reacción y se transfiere al Reactor R110.

El reactor R110, de capacidad de 60 m³, es el primer reactor de cristalización de DCP y se agrega lodo de carbonato de calcio (30-50% w/w). El MCP es calentado a una temperatura de 60°C en el intercambiador de E-112. En la reacción se genera un gas que puede generar espuma por lo que el nivel debe ser controlado cuidadosamente para evitar rebose. El lodo resultante en el R110 es bombeado por las bombas P-123A/B al segundo reactor de cristalización R111, también con capacidad de 60 m³. A este reactor se le agrega el lodo de CaCO₃ resultando la precipitación del DCP y la evolución del CO₂ a medida que se consume MCP.

El lodo generado en el reactor R111 es bombeado por las bombas P-124A/B al tercer reactor de cristalización R112 (de 60 m³) donde también se agrega lodo de CaCO₃. Al final más DCP se precipita. El lodo DCP generado (aproximadamente 11% w/w de sólidos) se envía al tanque buffer V112, desde donde se bombea hacia los filtros prensa de placas F110A/B.

El licor obtenido en el filtrado es una solución de CaCl₂ (16% w/w a 60 °C) el cual se almacena en los tanques H111A/B y H113A/B. El licor cloruro de calcio se reutiliza para la preparación de lodo de CaCO₃. Otros líquidos del proceso de filtrado son enviados a la planta de tratamiento de efluentes. La torta generada en el filtrado es el DCP húmedo, éste se transporta mediante fajas BC110A, BC110B hacia el módulo de tratamiento y secado DCP.

2.2.3. Módulo DCP y Envasado

El objetivo de este módulo es producir el producto DCP por secado de la torta húmeda obtenida en el Módulo 1B. En la figura 2.5 se exhibe un diagrama de flujo de este subproceso. En el Anexo A.3 se muestra este diagrama ampliado.

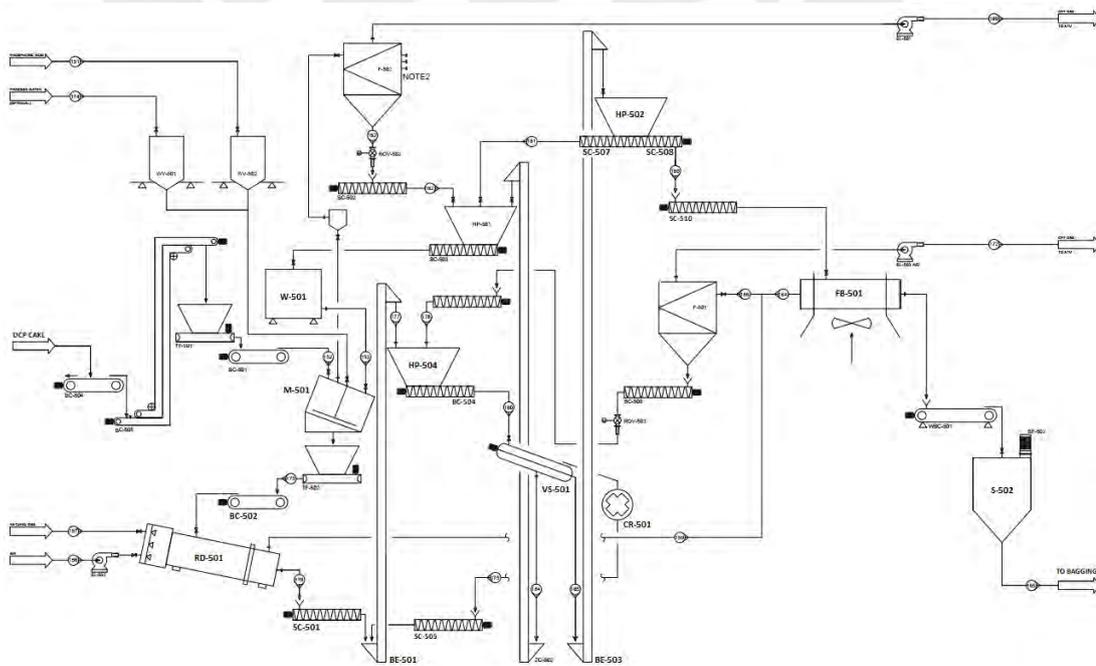


Figura 2.5. Diagrama de flujo de subproceso del Módulo DCP.

El secador rotatorio opera con los gases calientes de la cámara de combustión que se obtienen de la combustión del gas natural y el aire. La temperatura de salida del DCP seco es 90°C.

El producto sale por el tornillo sinfín SC501, el elevador de cangilones BE501, y se almacena en la tolva HP504.

Luego este producto desfila a través de la zaranda VS501 donde las partículas grandes pasan a la chancadora CR501.

El producto obtenido se transporta mediante el elevador de cangilones BE503 hacia la tolva HP502. Esta tolva tiene un doble tornillo SC507 y SC508, el tornillo SC507 se utiliza en el reproceso con el producto seco que va a la tolva W501 para luego ser utilizada en el control de humedad en el mezclador M501.

El tornillo SC508 desplaza el producto hacia el tornillo SC510 para su ingreso al enfriador de lecho fluidizado FB501, enfriando el producto a 40°C, para que finalmente sea transportado al silo de producto terminado S502.

Del silo S502 el producto terminado se descarga a la zona de envasado que cuenta con 3 máquinas semiautomáticas de envasado, dos para el envasado en sacos de 25/30 Kg, y una máquina de envasado de 750/1000Kg. La capacidad de producción es de 180 TM/día de producto terminado.

2.2.4. Sistema de Calentamiento de Agua

El agua caliente se suministra al proceso mediante un sistema de calentamiento de agua que consta del tanque H110, un circuito de agua caliente con las bombas P121A/B, un circuito de recirculación con las bombas P120A/B, y los intercambiadores de calor E110A/B. En la figura 2.6 se exhibe un diagrama del sistema de calentamiento del agua con vapor saturado. El agua recircula en el tanque H110 mediante las bombas P120A/B y los intercambiadores de calor E110A/B, en los cuales el medio utilizado para transferir calor es el vapor saturado, con presión de 8 bares, proveniente de la caldera pirotubular. Se dispone de un controlador de temperatura del agua (60-70°C).

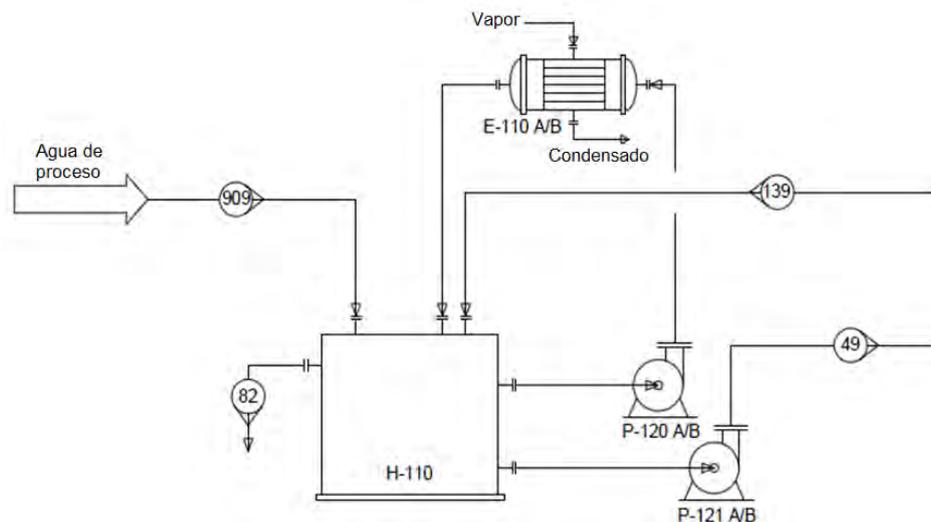


Figura 2.6. Diagrama del sistema de calentamiento de agua.

Existen otros circuitos en la planta que retornan el agua al tanque la cual se reutiliza en el proceso una vez recalentada. El agua caliente se utiliza para la preparación de la dilución del ácido clorhídrico, la preparación de lodo de carbonato de calcio (CaCO_3), y el calentamiento de la solución MCP que ingresa al Módulo 1B.

2.2.5. Caldera Piro-tubular

La planta objeto de estudio tiene una caldera piro-tubular que utiliza gas natural como combustible. La presión del vapor de trabajo que se distribuye a la planta es de 8 bares. La caldera cuenta con dos bombas de agua de alimentación.

El agua proviene de una unidad de producción de agua desmineralizada con conductividad de $7 \mu\text{S/cm}$.

En la figura 2.7 se exhibe un diagrama PI&D de la caldera objeto de estudio.

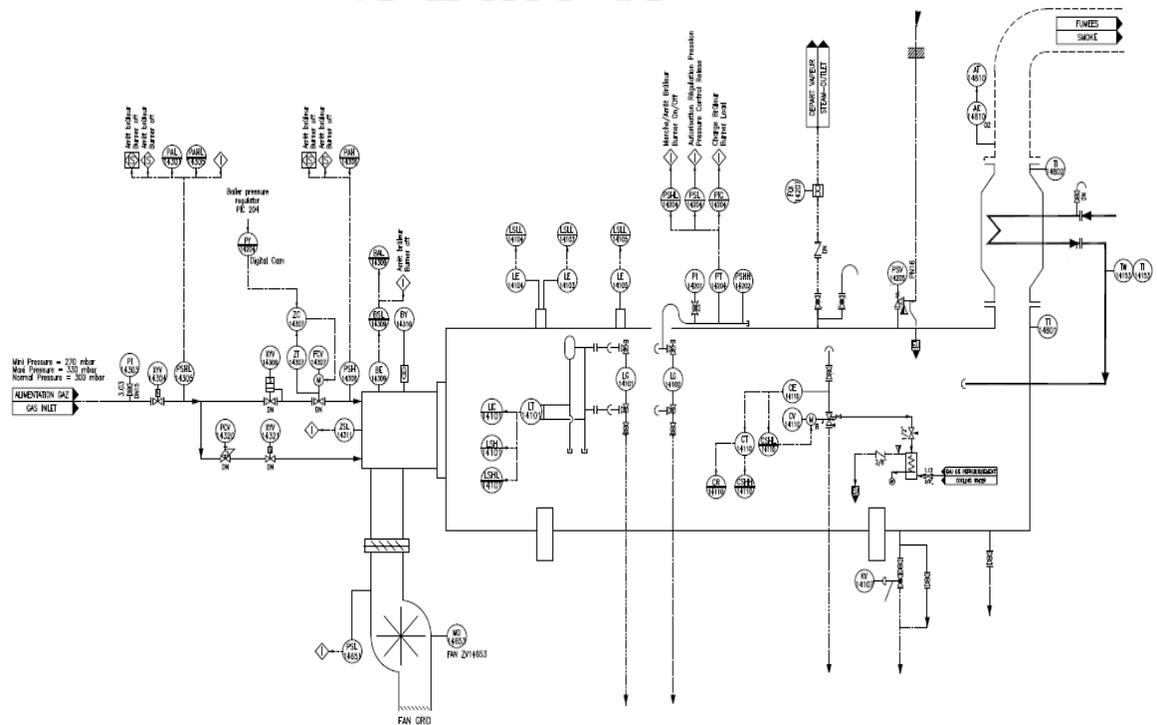


Figura 2.7. Diagrama PI&D de la caldera piro-tubular objeto de estudio.

El tratamiento previo del agua de alimentación radica en pasar el agua por un tanque deaerador para eliminar el oxígeno disuelto en el agua, además en la línea de entrada de agua a la caldera se le adiciona al agua aditivos con anti-incrustantes.

2.2.6. Preparación de Lodo de CaCO_3

La roca de carbonato de calcio o caliza (CaCO_3) es almacenada, luego chancada y finalmente molida reduciendo su tamaño de 220 mm a menos que 20 micras.

Para obtener CaCO_3 en polvo se utiliza una chancadora, un molino de martillo y un filtro colector de polvos. El polvo obtenido se almacena en el silo S110.

En la figura 2.8 se exhibe un diagrama del proceso de chancado.

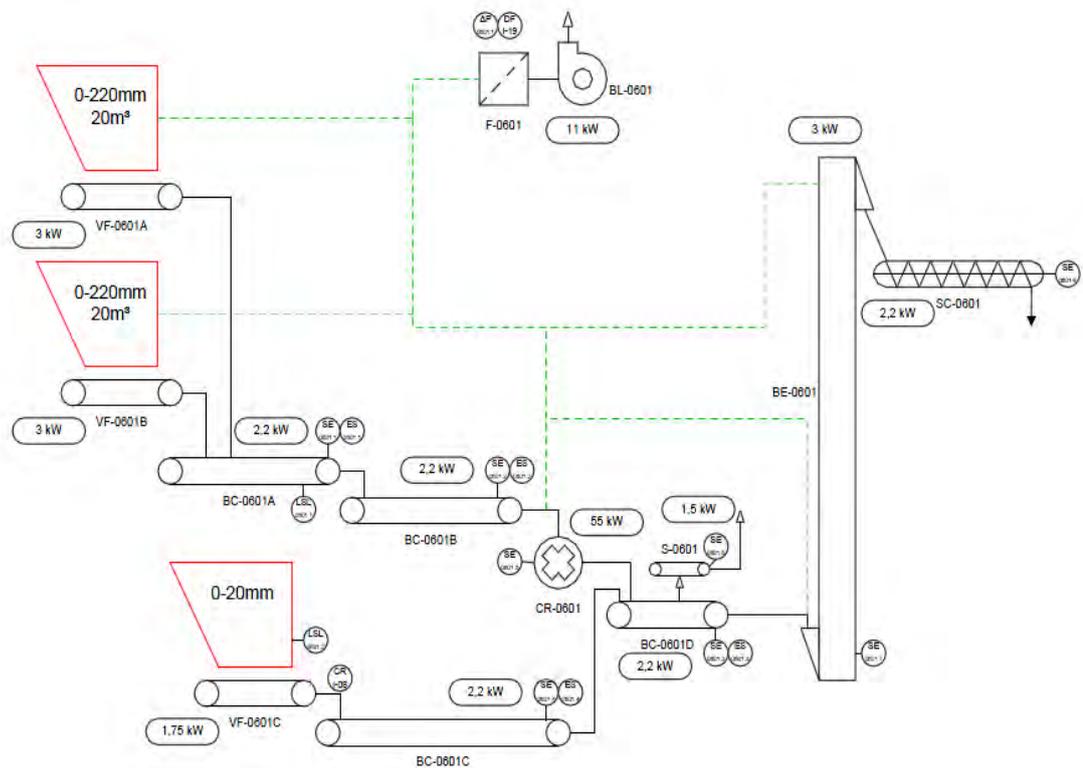


Figura 2.8. Diagrama de la etapa de chancado de CaCO_3 .

En la figura 2.9 se muestra un diagrama del proceso de molienda, en el cual uno de los equipos principales es el molino de martillos.

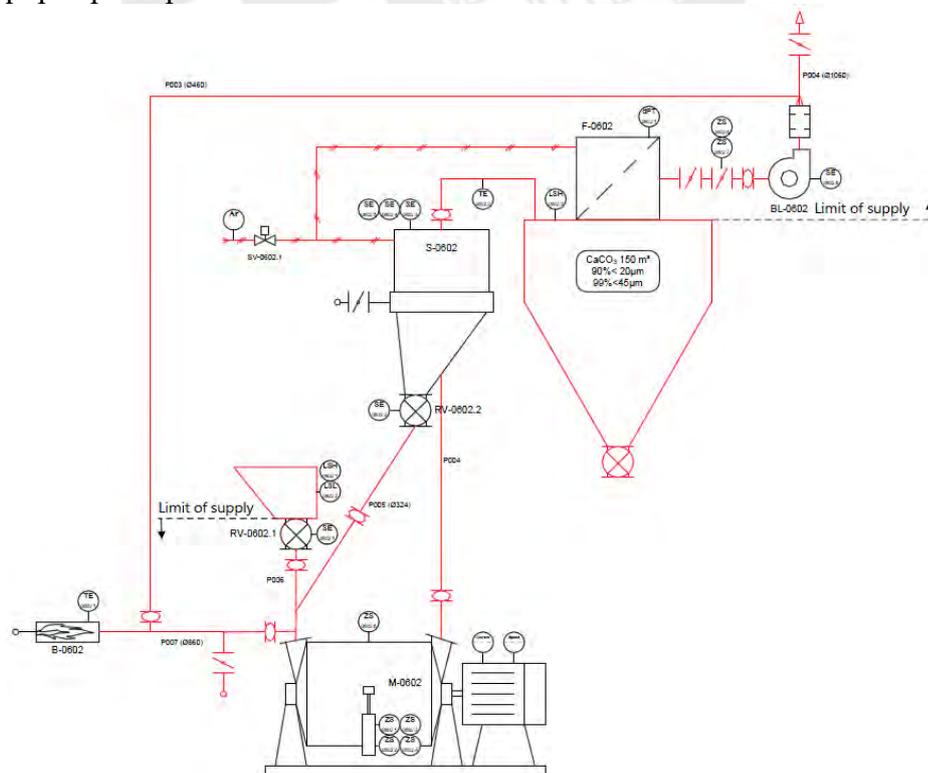


Figura 2.9. Diagrama de la etapa de molienda de CaCO_3 .

El lodo de CaCO_3 se utiliza en el Módulo 1A y en el Módulo 1B. Este lodo se prepara en el reactor R113, donde el CaCO_3 se mezcla con agua caliente o cloruro de calcio provenientes del filtro prensa del Módulo 1B. El contenido de sólidos se controla entre 30 y 50 %. También se controla el pH entre 8.5 y 9.5.

El lodo se deposita en los tanques de almacenamiento V110A/B. Mediante la bomba P122C/D se envía al módulo 1A. De forma similar, mediante de la bomba P122A/B se envía al circuito del Módulo 1B. En la figura 2.10 se exhibe un diagrama de este proceso.

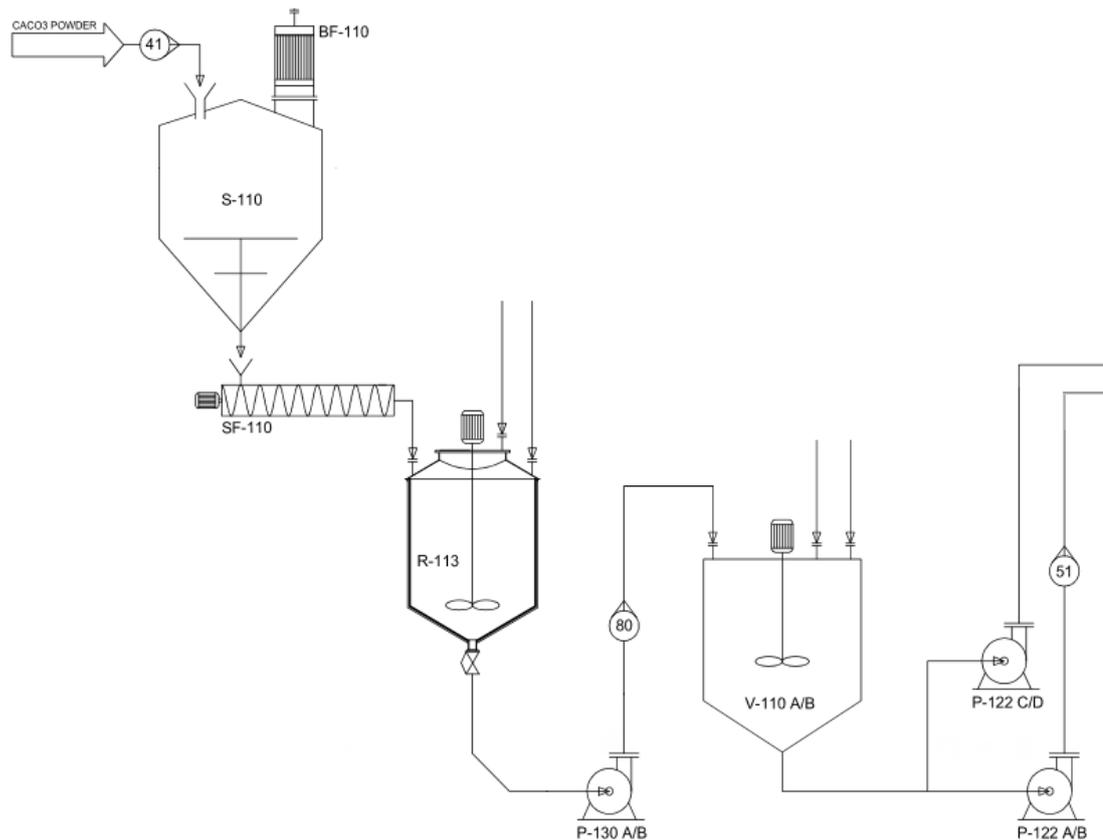


Figura 2.10. Diagrama de la preparación del lodo de CaCO_3 .

2.3. Principio de Funcionamiento de la Caldera Pirotubular

El diseño de las calderas pirotubulares ha evolucionado desde sus primeros diseños (recipientes esféricos y cilíndricos) [27, 146, 147].

Existen diferentes tipos de calderas pirotubulares de acuerdo con el número de pasos de los gases en sentido longitudinal. Con el aumento del número de tubos de humos, y la cantidad de pasos, aumenta el intercambio de calor, con lo cual se disminuye la temperatura de los gases y, por consiguiente, se incrementa el rendimiento.

La cámara de combustión se considera como el primer paso de los gases, como se muestra en figura 2.11 [30].

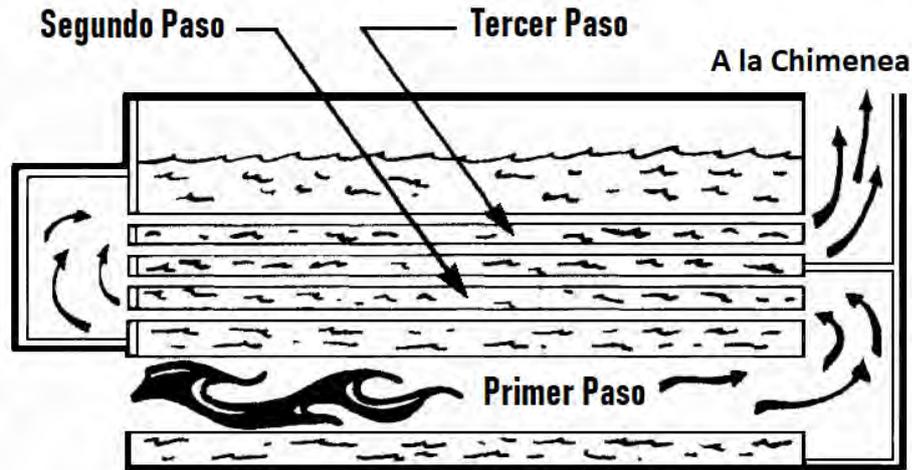


Figura 2.11. Diagrama con los pasos de los gases de la combustión de una caldera pirotubular.

2.3.1. Rendimiento de la Caldera

El rendimiento de una caldera es el porcentaje de transferencia de calor del combustible al agua [148-150].

Entre las acciones a realizar para mejorar rendimiento de la caldera se tienen [27]:

- Mejorar la combustión y el proceso de quema del combustible. Con ello se reduce el hollín que sale por la chimenea.
- Disminuir las pérdidas por radiación.
- Utilizar economizadores y precalentadores de aire.
- Mantener la caldera y los conductos de humo siempre limpios.
- Realizar un buen tratamiento del agua de alimentación para evitar corrosión e incrustaciones.

Para suplir ciertos requerimientos de producción y eficiencia, la elección de una caldera pirotubular puede representar una alternativa más económica que una acuotubular, esto va a depender de los niveles de costes de fabricación y de calidad.

Además, las calderas pirotubulares pueden someterse a operaciones de mantenimiento con facilidad durante su funcionamiento.

Un factor importante en las calderas es el coeficiente de evaporación.

2.3.2. Capacidad Operativa de la Caldera

La capacidad o potencia se describe mediante BHP (Boiler HorsePower) [26]. Aunque es un término antiguo aún se sigue empleando. Un BHP es equivalente a 34.5 libras de agua evaporada por hora a 212°F; además equivale a 33 475 BTU/h [16].

Actualmente la capacidad de producción de vapor de la caldera viene expresada en Kg/h y la potencia en kilowatt (Kw).

Es imposible utilizar una caldera pirotubular para generar 1000 T/h de vapor a 180 bares y 450°C. Las calderas pirotubulares se pueden seleccionar hasta una producción de aproximadamente 200 T/h de vapor, 30 bares y 300°C. Si se requiere es posible utilizar una o más calderas pirotubulares, debido a que son más económicas en su adquisición y mantenimiento que las calderas acuotubulares.

2.3.3. Relación Entrada/Salida

Generalmente el contenido de calor del combustible se considera la entrada de energía a la caldera [30]. La entrada de energía total se obtiene del flujo de este combustible medido y multiplicado por su contenido de calor [27].

Relaciones entre la entrada y la salida (kilogramos de vapor por galón de combustible, o toneladas de vapor por metro cúbico de combustible) se utilizan para encaminar la eficiencia relativa.

El calor transportado por el vapor constituye la energía útil [16].

2.3.4. Balances de Masa y de Energía

Los balances de masa se exhiben en los diagramas de las figuras 2.12 - 2.16 [30].

En la figura 2.12 se tiene un balance simple del agua dentro de la caldera que incluye la masa de agua de alimentación y la masa del vapor más la purga.

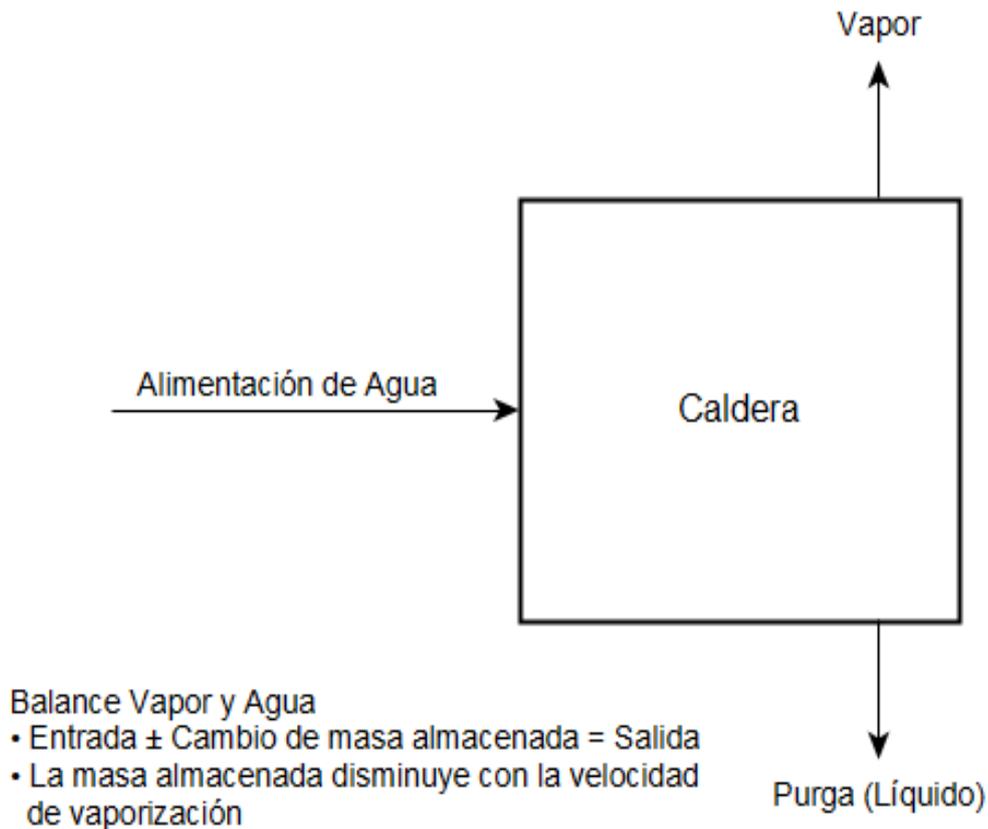
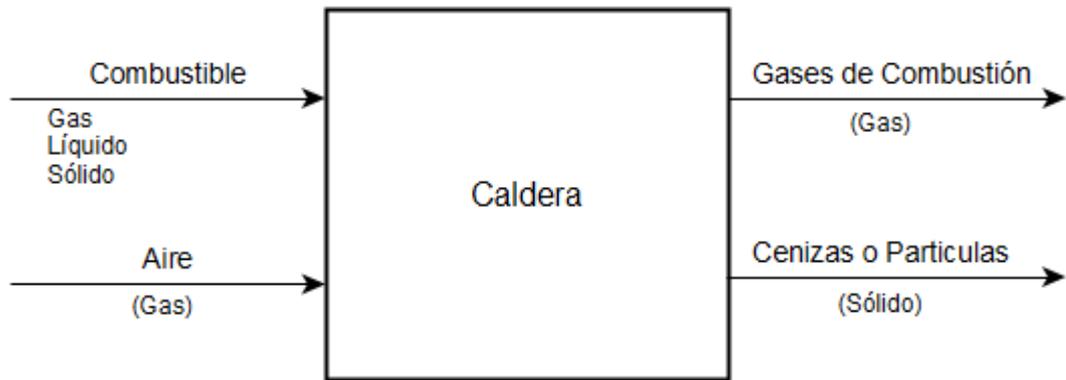


Figura 2.12. Diagrama del balance de masa vapor-agua.

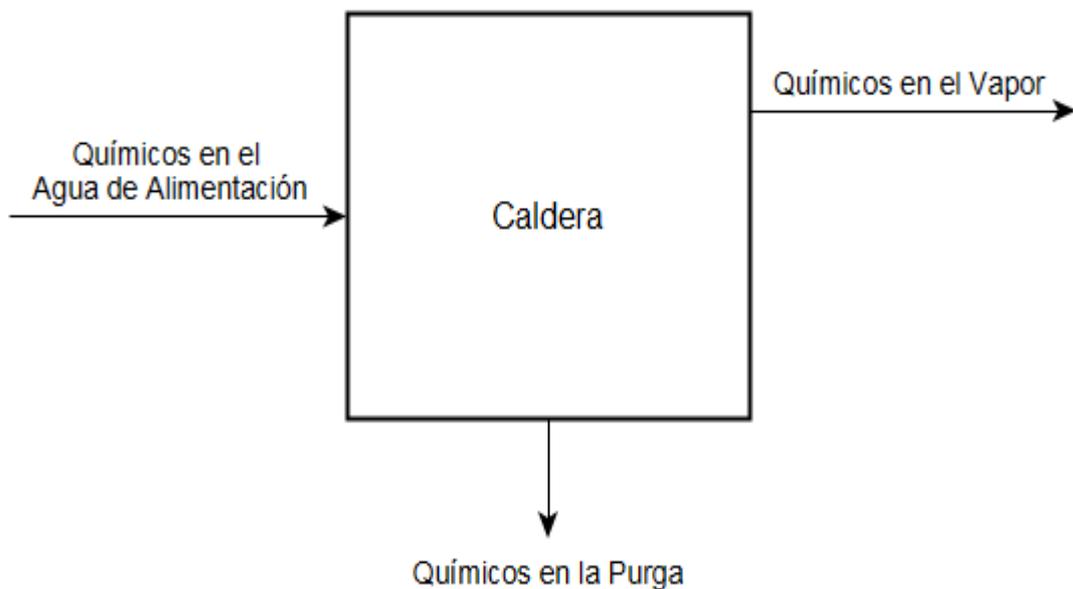
En la figura 2.13 se muestra el balance entre el aire, el combustible y la salida de los gases y cenizas. El aire es la mayor entrada debido a que se requiere una cantidad de 12 a 18 veces mayor que la del combustible.



Balance Combustible, Aire y Gases de Combustión
 • $\text{Entrada} = \text{Salida} \pm \text{Depósitos en la caldera}$

Figura 2.13. Diagrama del balance de combustible, aire y gases de la combustión.

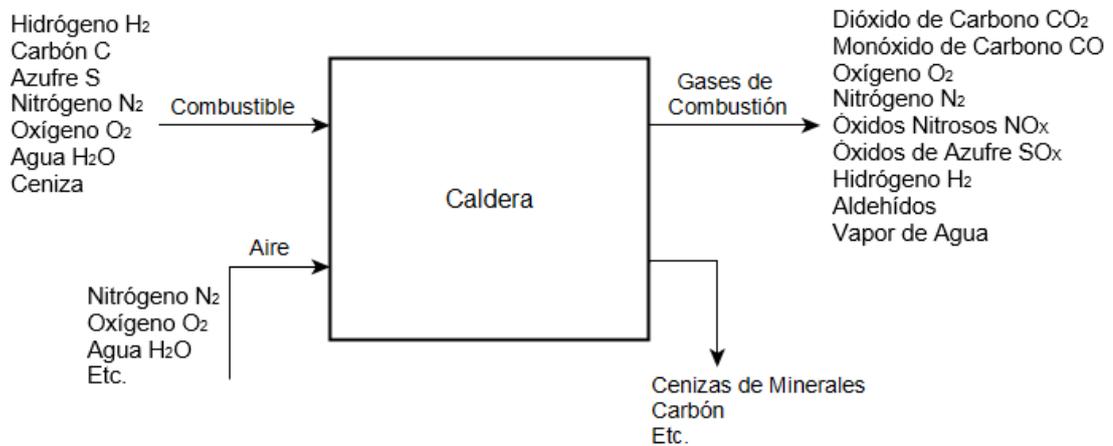
La entrada y salida de productos químicos también debe considerarse como uno de los balances de masa involucrados, como se exhibe en la figura 2.14.



Balance de Químicos
 • $\text{Entrada} \pm \text{Cambio de químicos almacenados} = \text{Salida}$
 • La salida ajustable cambia los químicos almacenados.

Figura 2.14. Balance de componentes químicos en la caldera.

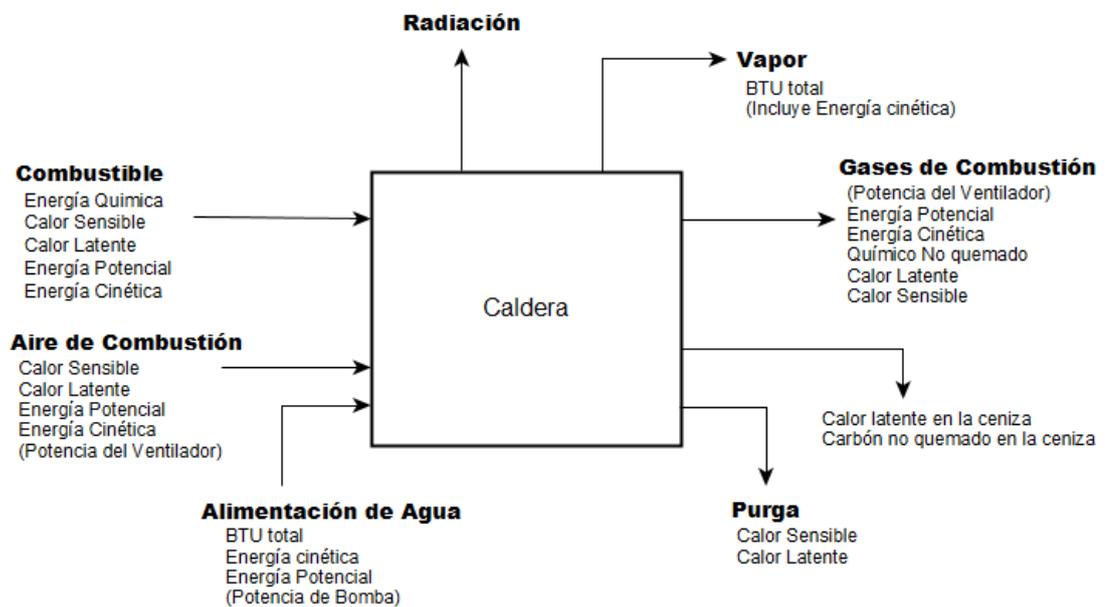
El balance de componentes químicos en el proceso de combustión se exhibe en la figura 2.15.



- Balance Químicos del Aire y Combustible**
- Entrada ± Cambio en ceniza almacenada = Salida
 - La ceniza almacenada aumenta a medida que la caldera se ensucia.
 - La ceniza almacenada disminuye con el soplado de hollín.

Figura 2.15. Balance de componentes químicos del aire y combustible

El balance de energía de la caldera se exhibe en la figura 2.16.



- Balance de Energía**
- Entrada ± Cambio en la energía almacenada = Salida
 - La energía almacenada aumenta a medida que aumenta el flujo de combustible.

Figura 2.16. Balance de energía de la caldera.

2.3.5. Métodos para el Cálculo de la Eficiencia

Se conocen dos métodos aceptables para el cálculo de la eficiencia [30]: 1) método

directo, 2) método indirecto [15].

El método directo depende de las mediciones de los flujos de combustible, de vapor y de agua de alimentación, y del contenido de calor en cada uno de ellos:

$$\text{Eficiencia} = \frac{\text{Calor añadido al agua Entrante}}{\text{Calor del Combustible} + \text{Calor del aire de Combustión}}, \quad (2.1)$$

En el método indirecto se determina el % de cada una de las mayores pérdidas, además se agrega un pequeño % de pérdida no contabilizada, y se resta el total obtenido del 100 %.

2.4. La caldera Piro-tubular como Objeto de Control

2.4.1. La Caldera Básica

En la figura 2.17 [30] se exhibe un diagrama básico de una caldera, donde se observa que ésta dispone de dos sistemas separados:

- 1) El sistema vapor-agua. El agua ingresa y luego de recibir calor sale del sistema en forma de vapor.
- 2) El sistema combustible-aire-gases de la combustión. El aire y el combustible son mezclados y quemados en el hogar [27].

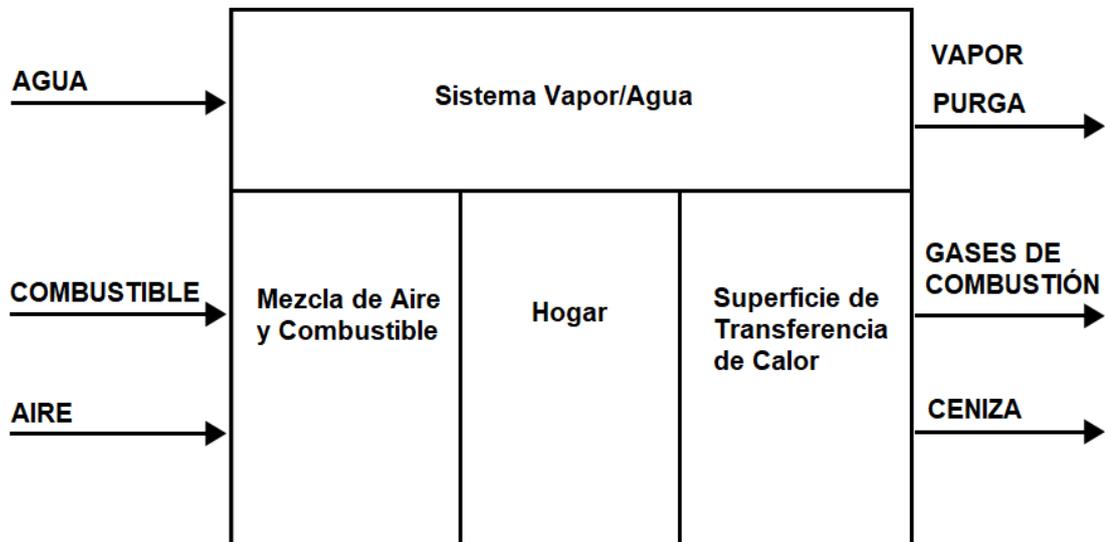


Figura 2.17. Diagrama básico de una caldera.

2.4.2. Recuperación de Calor de los Gases

En el caso que se requiera reducir las pérdidas de calor de los gases, se añaden intercambiadores de calor para recuperar el calor y enfriar los gases [15].

El precalentador de aire es un equipo adicional que funciona como intercambiador de calor [17], como se muestra en la figura 2.18.

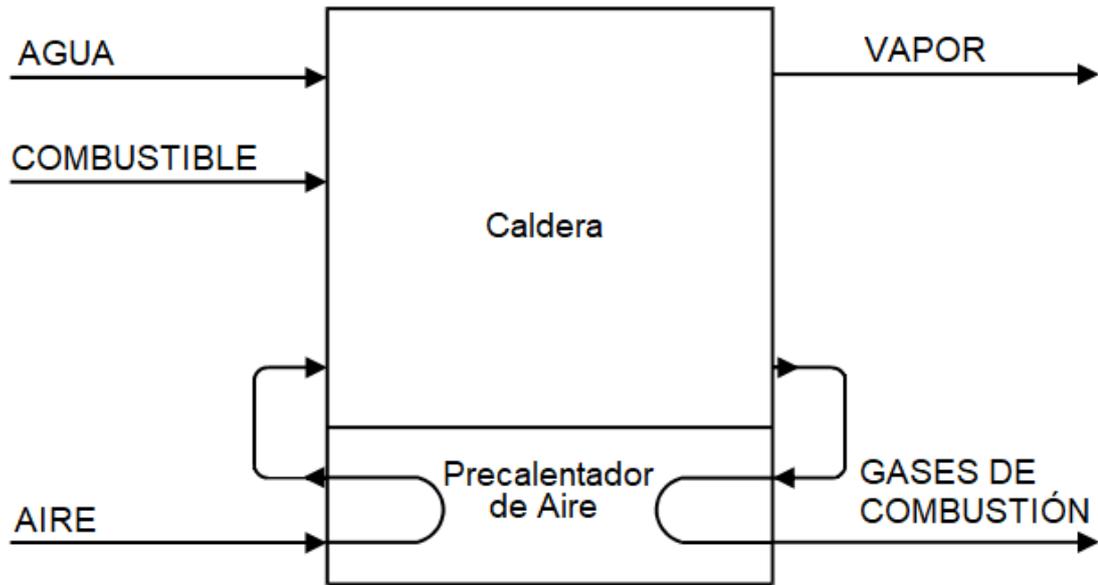


Figura 2.18. Diagrama de una caldera con precalentador de aire de la combustión.

El economizador es otro equipo que permite utilizar el calor de los gases. El diagrama de este intercambiador se exhibe en la figura 2.19 [30].

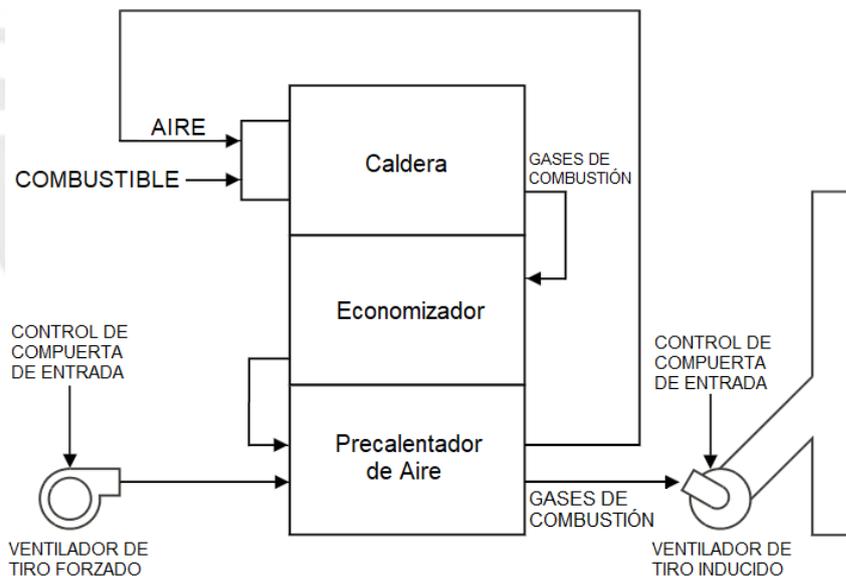


Figura 2.19. Diagrama de una caldera con economizador y pre-calentador de aire.

2.4.3. Control de Calderas

El control de una caldera constituye el medio para manipular los balances de masa y de energía [30].

En la figura 2.20 se exhibe un diagrama de un sistema de control de una caldera integrado por lazos de control de la combustión, de nivel de agua, y de temperatura del vapor [30].

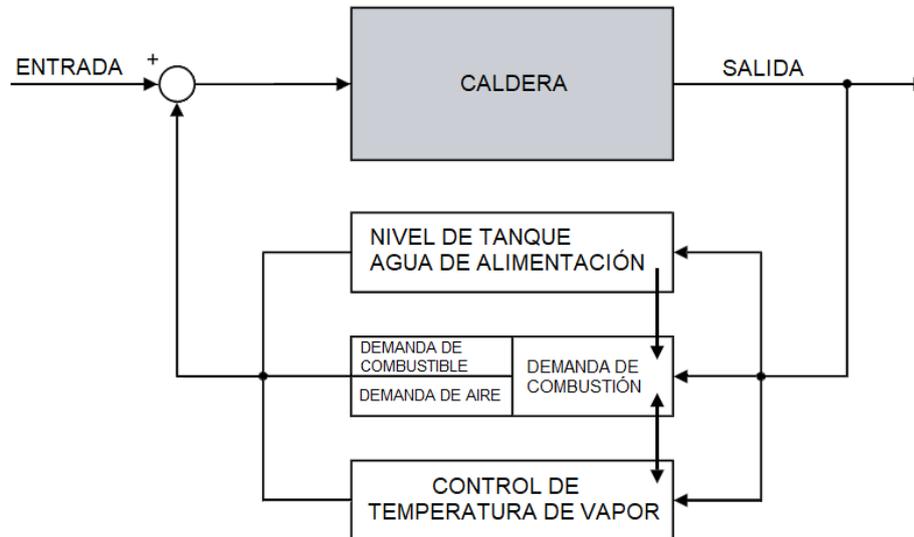


Figura 2.20. Diagrama de un sistema de control de calderas.

2.4.4. Demanda de Vapor en las Calderas Industriales

La demanda de vapor de las calderas se genera por las exigencias de energía de los consumidores.

Normalmente se asume una relación 1 a 1 entre el vapor y la energía, pero esto no es cierto si la presión y la temperatura cambian significativamente. En base a ello, el balance de energía y de materiales se representa a través de los siguientes elementos [15]:

1. Demanda de vapor = flujo de vapor más/menos un error de cálculo de volúmenes y de presión.
2. Lado alimentación = energía del combustible, aire y agua + energía almacenada.
3. Lado demanda = vapor a los usuarios.
4. Punto de equilibrio = presión de cabecera.
5. Presión requerida = Demanda igual a la alimentación cuando la energía almacenada es constante.

2.4.5. Vinculación del Cambio de Presión de Vapor a los Cambios de la Velocidad de Combustión

El control de la combustión, agua (nivel) y presión determinan el funcionamiento de la caldera y su eficiencia.

Los controladores regulan el combustible, el aire, y el nivel, y mantienen la presión requerida [16].

Una mayor efectividad de los controladores implica una mayor eficiencia de la caldera.

Usualmente, es posible potenciar el sistema de control incorporando nuevos componentes (software/hardware).

Los controladores de las calderas se clasifican en: ON/OFF y modulantes [27].

El controlador más simple es el ON/OFF.

En la figura 2.21 se exhibe un diagrama del funcionamiento del sistema de control ON/OFF de la combustión.

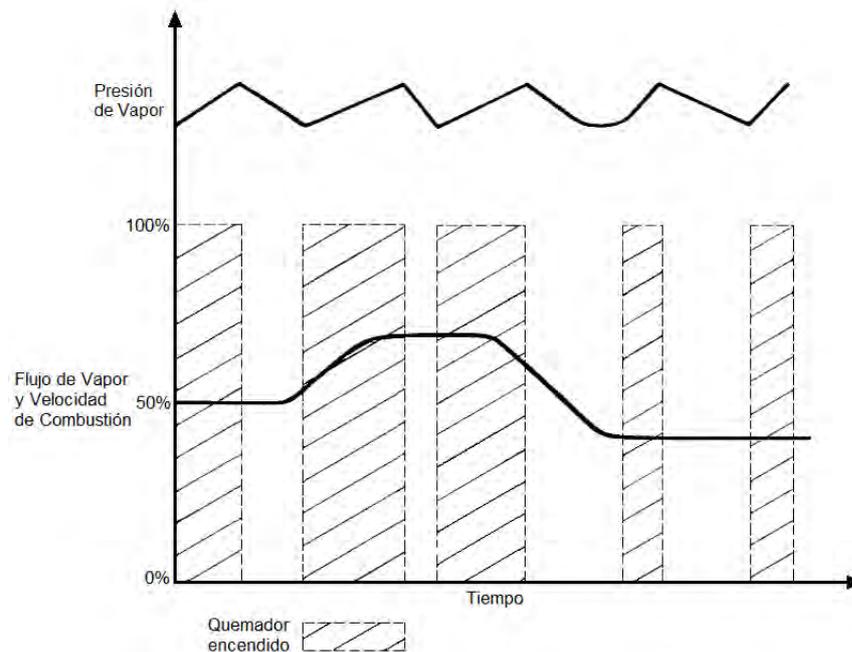


Figura 2.21. Diagrama del control ON/OFF de la combustión en calderas pirotubulares.

El control modulante constituye un perfeccionamiento en el control de la combustión [27]. Se produce una señal continua de control.

Mediante el control modulante los requerimientos de energía del combustible y de energía del vapor se emparejan continuamente.

La acción de este sistema bajo las condiciones de la figura 2.21 se exhibe en la figura 2.22 [27].

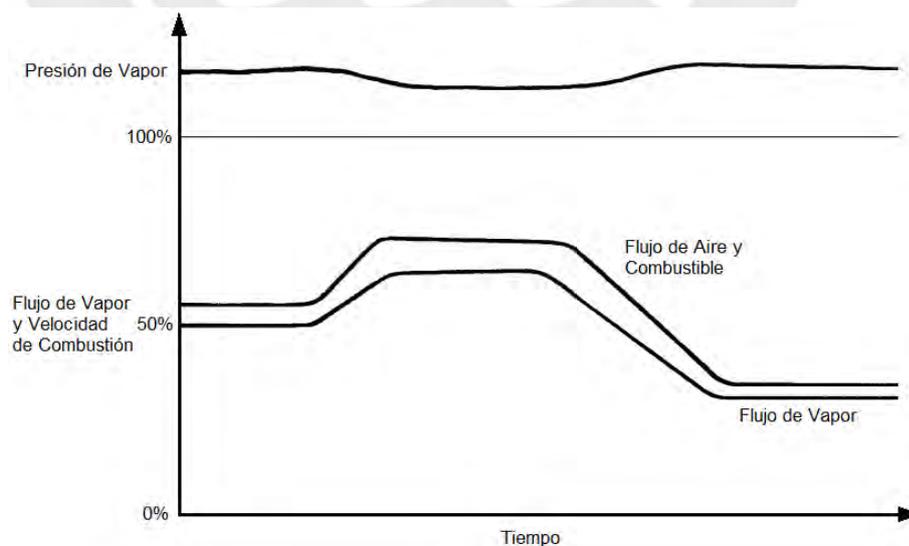


Figura 2.22. Diagrama del control modulante de la combustión en calderas pirotubulares.

Debido al emparejamiento, los requerimientos energéticos se mejoran, y la presión se mantiene con variaciones menores que las que se obtienen con el sistema de control

ON/OFF. La eficiencia de las calderas es mayor con el sistema de control modulante.

2.4.6. Control Realimentado de la Presión del Vapor

Existen muchos métodos y consideraciones que se deben tener en cuenta en calderas con generación de la señal de demanda de la velocidad de la combustión del tipo modulante. En los sistemas sencillos es posible utilizar controladores P o PI.

En la figura 2.23 se exhibe un diagrama con el método de regulación de la velocidad de la combustión usando la presión del vapor [30].

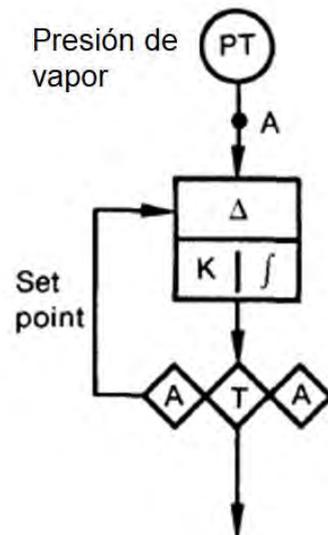


Figura 2.23. Control retroalimentado de la presión del vapor.

Además, en la figura 2.24 se exhibe otro sistema de control realimentado que alterna entre el control de flujo y de presión [27].

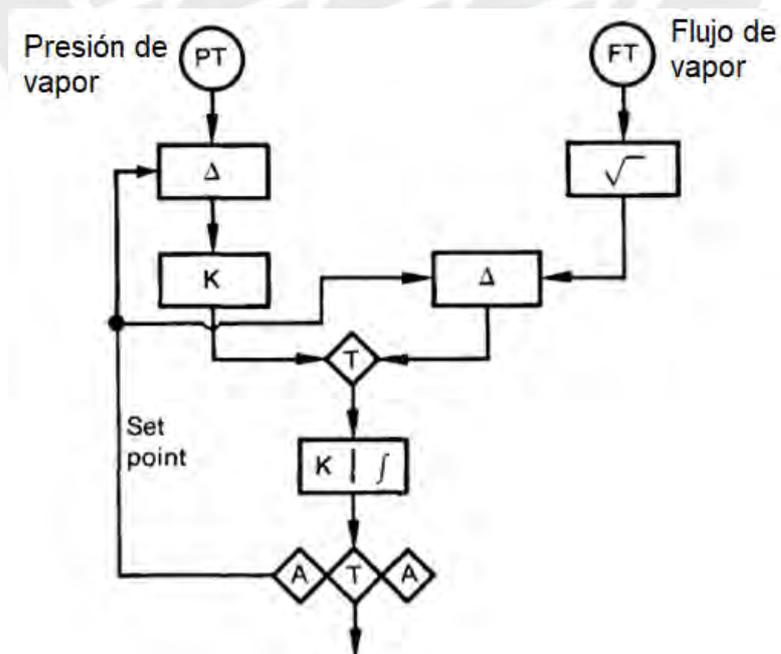


Figura 2.24. Control realimentado de presión de vapor o flujo de vapor.

En la figura 2.25 se exhibe un diagrama del cambio en la velocidad del flujo de vapor, velocidad de la combustión, y de la presión [27].

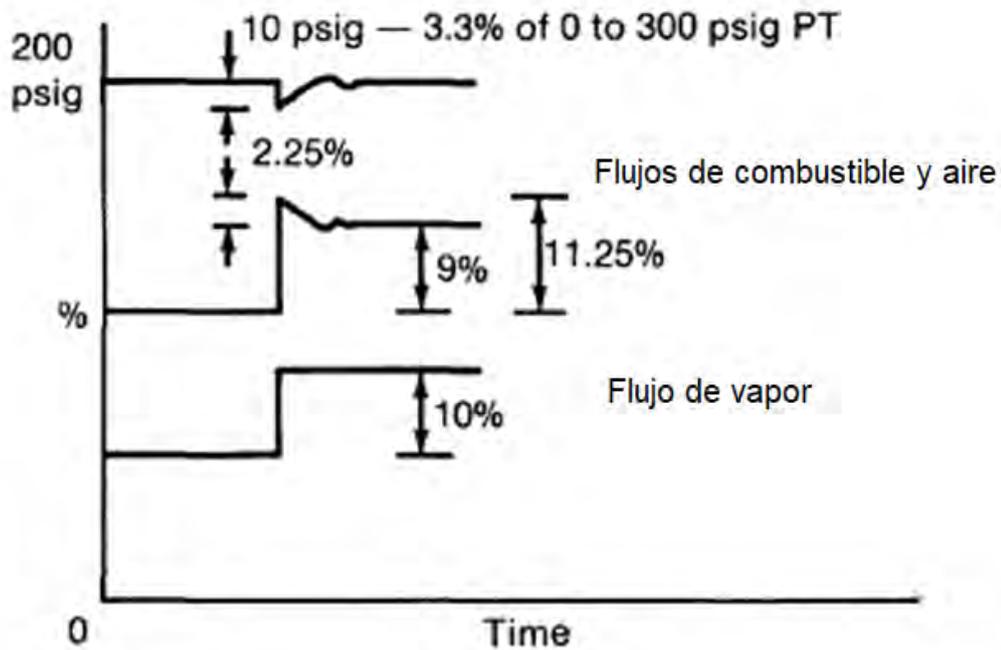


Figura 2.25. Cambios en el flujo de vapor, en la velocidad de la combustión y en la presión del vapor.

A medida que aumenta la carga, incluso frente a un cambio tipo escalón como se muestra, la presión del vapor cambiará a una velocidad menor. Este es el resultado del cambio de carga inicial que se satisface parcialmente con la energía almacenada.

El cambio inicial de la velocidad de combustión es por lo tanto un efecto ligeramente retrasado y reducido, ya que la energía no puede retirarse del almacenamiento sin una caída de presión. Además, al proceso le lleva tiempo convertir la energía del combustible y transferirla al agua.

Cuando la presión se estabiliza, el resultado neto es que la energía almacenada ha sido reducida.

2.5. Identificación de la Presión del Vapor

La presión de vapor constituye la variable más importante de una caldera por la relación directa que presenta con el control de la combustión, y además determina la eficiencia de dichos equipos [150].

En el proceso de modelado se incluyen ecuaciones diferenciales altamente acopladas. Para cada proceso se tiene que considerar un gran número de coeficientes experimentales que se deben determinar [146-153].

La identificación de sistemas es un procedimiento experimental que consiste en la determinación de modelos dinámicos a partir de medidas entrada-salida [144].

En la figura 2.26 se muestra un diagrama del procedimiento de identificación de sistemas [143].

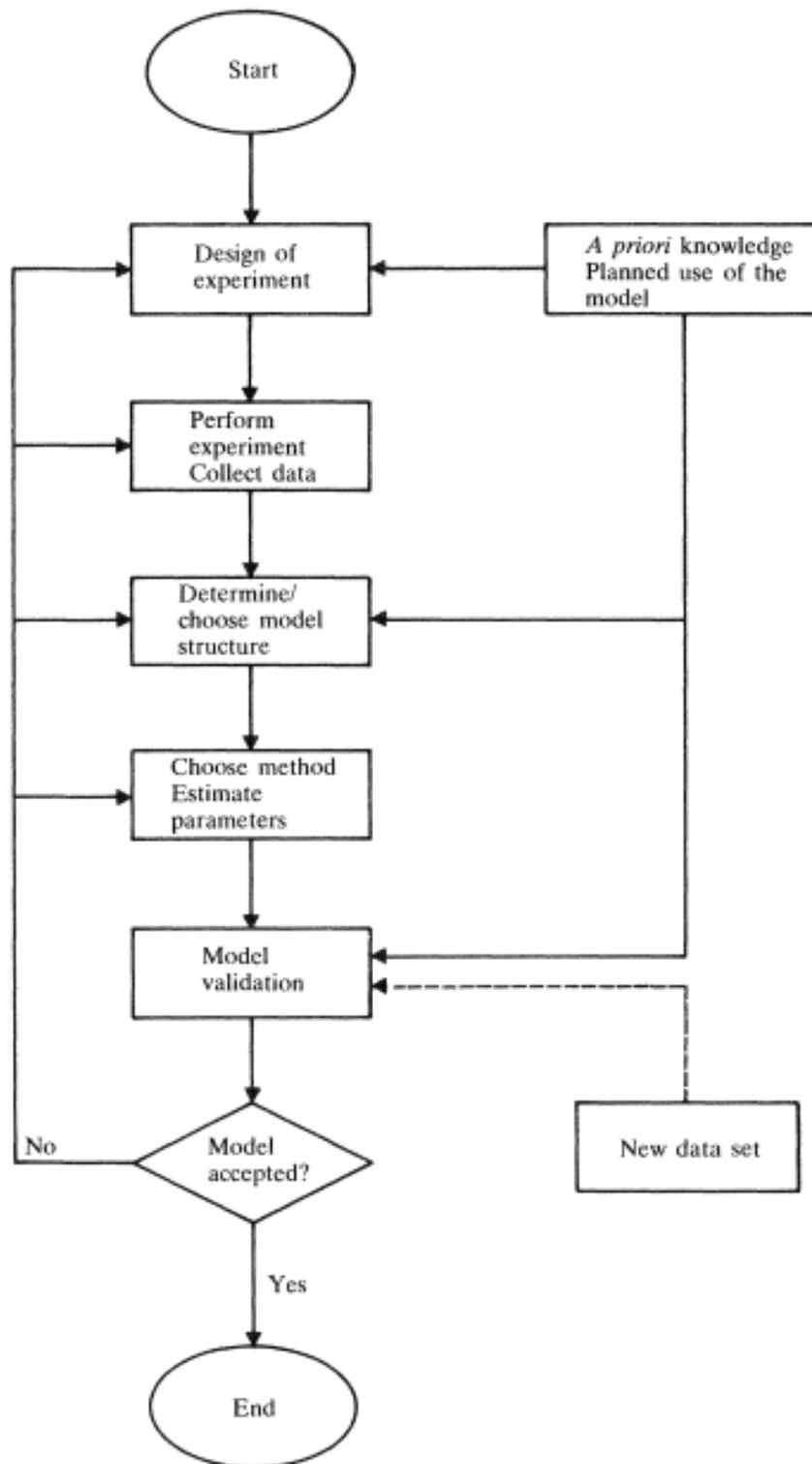


Figura 2.26. Diagrama del procedimiento de identificación de sistemas.

La identificación de sistemas presenta las siguientes etapas [143]:

1. Experimento;
2. Clase de modelos;
3. Criterios.

2.5.1. Metodología de Identificación

Normalmente el procedimiento de identificación de sistemas se realiza en correspondencia con el diagrama que se muestra en la figura 2.26, donde para la identificación se realiza un experimento excitando al sistema mediante señales escalón, sinusoidal, PRBS (señal binaria pseudo aleatoria) o aleatoria y se observan las señales de entrada/salida [143].

La selección de la estructura de modelo y la estimación de los parámetros de dicha estructura se realizan generalmente de forma iterativa, es decir, se elige una estructura tentativa y los parámetros respectivos de dicha estructura se van estimando hasta lograr un resultado adecuado [144].

El modelo obtenido se valida para comprobar su adecuación, en caso contrario, se debe considerar otra estructura, estimar sus parámetros y validar de nuevo el modelo, y así hasta encontrar el modelo más adecuado [143].

Para la obtención del modelo matemático del proceso se realizan los siguientes pasos [144]:

- Selección de las variables de entrada/salida.
- Escoger datos de entrada/salida realizando ensayos.
- Realizar un tratamiento de los datos (filtrado, eliminar datos espurios, etc.).
- Seleccionar una estructura de modelo y elegir un algoritmo para estimar sus parámetros.
- Validar el modelo obtenido.

De la figura 2.26 es posible observar que el procedimiento de identificación de sistemas es cíclico. Si el resultado no es satisfactorio, se regresa a las etapas anteriores [143].

2.5.2. Planificación Experimental

El procedimiento de identificación es recomendable comenzar con la respuesta escalón del proceso para obtener información previa sobre la dinámica de dicho proceso y utilizar esta información en la planificación de los experimentos [143].

Del experimento con respuesta escalón se obtiene información sobre el retardo, las constantes de tiempo y la ganancia [143].

Por otro lado, la respuesta estática del proceso permite determinar la región lineal de la planta [144].

En esta tesis se utilizó la caldera pirotubular de la planta de fosfato bicálcico de la Empresa Quimpac S.A.

En la figura 2.27 se muestra el casco externo del quemador (color naranja), el cual realiza el proceso de combustión y, por lo tanto, recibe el combustible (gas natural).

La caldera dispone de una válvula mariposa modulante con actuador eléctrico que regula el flujo de combustible.



Válvula modulante de combustible (gas)

Figura 2.27. Imagen del quemador de la caldera objeto de estudio.

En la figura 2.28 se exhibe el cuerpo de la caldera con algunos de sus instrumentos de medición.



Figura 2.28. Imagen lateral de la caldera objeto de estudio.

El sistema de control de presión es de tipo modulante y cuenta con un transmisor de presión de dos hilos que devuelve una señal eléctrica de 4 a 20 mA, ver (figura 2.28).

Además, la caldera utiliza como elementos de seguridad un presostato, una válvula de seguridad, y un programa de apagado en 8.5 bares.

La salida principal del vapor se realiza por la parte superior de la caldera.

Como variable manipulada se seleccionó el flujo de combustible y como variable controlada a la presión del vapor.

En la figura 2.29 se exhibe un diagrama de la instalación experimental utilizada en el procedimiento de identificación.



Figura 2.29. Diagrama de la instalación experimental.

La instalación experimental para la recolección de datos cuenta con los siguientes equipos:

- Tarjeta DAQ de National Instruments NI6008;
- Convertidor universal voltaje/corriente;
- Computadora personal;
- Transmisor de presión (4-20 mA);
- Actuador eléctrico modulante.

Durante los experimentos desarrollados para la recolección de datos se observó lo siguiente:

- La cantidad de vapor consumido por la planta de fosfato bicálcico es realmente menor a la capacidad de producción de la caldera. Debido a ello, pequeñas variaciones en la apertura de la válvula pueden generar cambios significativos en la presión.
- Retardo de tiempo alto debido a la lenta dinámica del proceso, lo cual es común en este tipo de equipos.
- La presión no puede ser mayor a los 8.5 bares debido al apagado automático preestablecido.
- Para la adquisición de datos se requiere establecer un consumo continuo y estable de vapor.

2.5.3. Adquisición de Datos Entrada/Salida

Se realizó una prueba de ganancia estática con el objeto de conocer la región de operación lineal de la presión del vapor [143]. Esta prueba consistió en:

- Aplicar diferentes entradas constantes de apertura de la válvula de combustible (gas), de forma escalonada e incremental, con un tiempo indefinido para cada entrada hasta obtener el estado estacionario para cada una de las entradas aplicadas.
- Registrar los valores de entrada (apertura de la válvula) y de salida (presión del vapor) para cada estado estacionario.

En la figura 2.30 se exhiben los datos adquiridos en base a esta prueba y la gráfica obtenida de la característica estática.

U(%)	Y(bar)
20	4.5
20	4.5
22	4.7
25	5.0
27	5.2
30	5.5
32	5.8
35	6.1
37	6.4
40	6.7
42	7.0
45	7.3
50	7.7
55	8.0
60	8.2
65	8.3

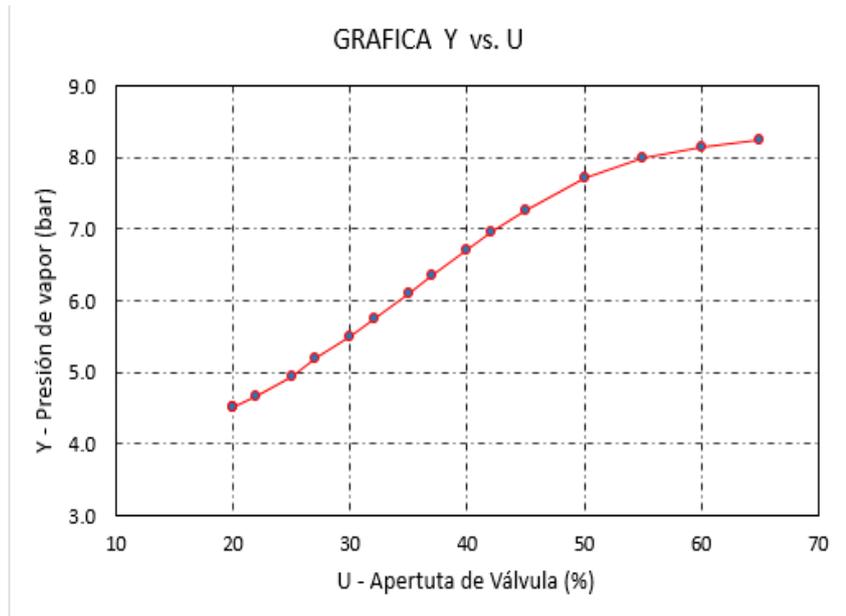


Figura 2.30. Gráfica de la característica estática de la presión del vapor.

De la figura 2.30 se observa una zona lineal entre 22 - 50 % de apertura de la válvula.

Se realizó un segundo experimento que consistió en lo siguiente:

- Introducir una entrada tipo escalón a través de la válvula de alimentación de combustible. Los valores elegidos de la zona lineal fueron del 25 % al 40 % de apertura de válvula de combustible.
- Medir y registrar la presión.

Los resultados de esta prueba se exhiben en la figura 2.31, que tiene como objetivo obtener una estimación del posible orden del modelo, así como de las constantes de tiempo y del posible retardo [143].

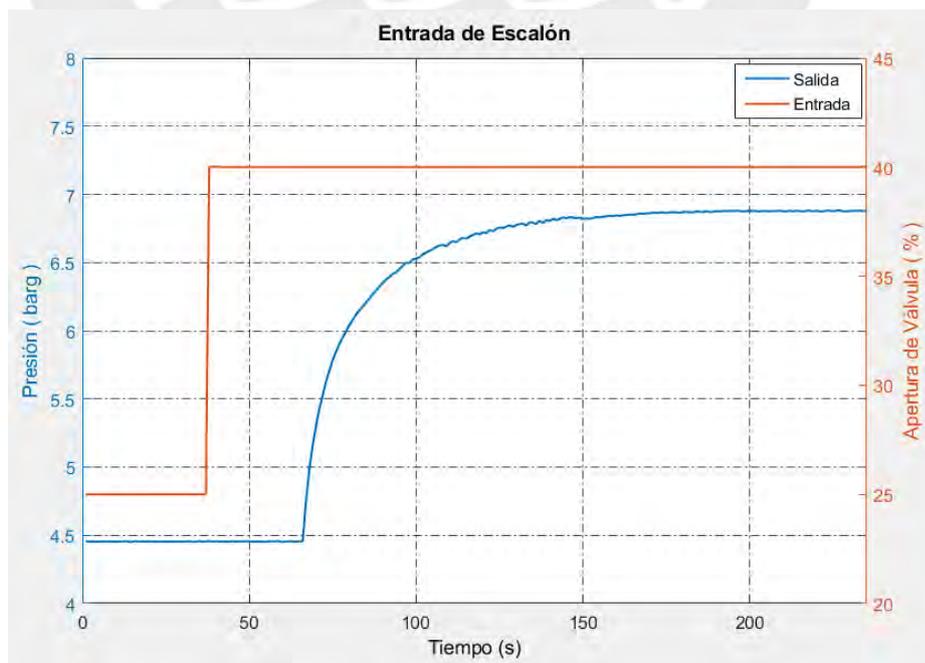


Figura 2.31. Entrada escalón de 25– 40% de apertura de la válvula de combustible.

La respuesta escalón representa a un proceso de segundo orden con retardo:

$$T_1 T_2 \frac{d^2 P(t)}{dt^2} + (T_1 + T_2) \frac{dP(t)}{dt} + P(t) = K u(t - \tau), \quad (2.2)$$

La expresión (2.2) se presenta en la forma:

$$G_P(s) = \frac{K}{(T_1 s + 1)(T_2 s + 1)} e^{-\tau s}, \quad (2.3)$$

donde:

$G_P(s)$ es la función de transferencia del proceso;

K, T_1, T_2, τ son la ganancia, las constantes de tiempo y el retardo respectivamente;

$$G_P(s) = \frac{Y_P(s)}{U_P(s)}; \quad (2.4)$$

$Y_P(s)$ es la presión de vapor;

$U_P(s)$ es la señal de entrada.

De la figura 2.31 se obtuvo:

- Retardo de tiempo $\tau = 30$ s;
- Constante de tiempo dominante del proceso $T_1 \approx 40$ s;
- Tiempo de estabilización ≈ 150 s;
- Ganancia $K \approx 0.11$ bar /%.

Estos resultados se utilizan en el siguiente experimento de obtención de datos para realizar la identificación paramétrica.

Los datos utilizados en el procedimiento de identificación son muy importantes para obtener un modelo adecuado [143]. Para el proceso objeto de estudio se escogió un período de muestreo de $T = 5$ s.

El proceso fue excitado con una señal PRBS (secuencia binaria pseudo aleatoria), obteniéndose los datos para la identificación paramétrica [144]. Este tipo de señal exhibe una de las propiedades importantes para la identificación paramétrica que consiste en excitar persistentemente el proceso, lo cual implica que la matriz de covarianza (energía) sea definida positiva [143]. Por consiguiente, el proceso debe ser excitado en distintas frecuencias [143].

Las características de la señal PRBS son la amplitud, el período, y los anchos de pulso mínimo y máximo [144]. La amplitud de la PRBS se determinó de forma tal de abarcar la mayor región de operación lineal del proceso. Un rango adecuado se encuentra entre el 25% y 40 % de apertura de válvula.

Los anchos de pulsos, mínimo y máximo, de la señal PRBS, se determinaron en base a [143]:

$$T_{max} \approx \frac{2\pi T}{0.15}, \quad (2.5)$$

$$\frac{2\pi T}{10} < T_{min} < \frac{2\pi T}{5}, \quad (2.6)$$

donde, T es el período de muestreo, T_{max} es el ancho de pulso máximo, y T_{min} es el ancho de pulso mínimo.

Por consiguiente,

$$T_{max} = \frac{2\pi(5)}{0.15} = 209.43, \quad (2.7)$$

$$\frac{2\pi(5)}{10} = 3.1415 < T_{min} < \frac{2\pi(5)}{5} = 6.28, \quad (2.8)$$

En correspondencia con estos resultados se escogió $T_{max} = 209$ s, y $T_{min} = 6$ s. El período de cada pulso (T_{PRBS}) se determinó como $T_{max} + T_{min}$. Por consiguiente, $T_{PRBS} = 215$ s.

La señal PRBS diseñada se exhibe en la figura 2.32.

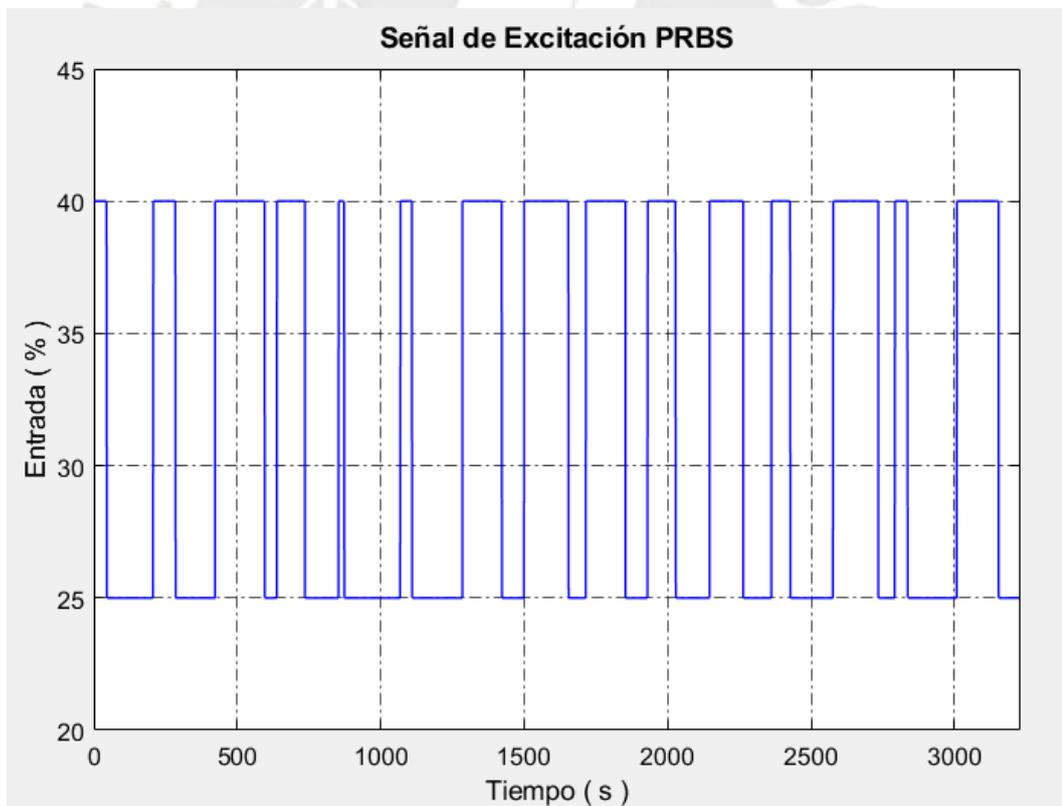


Figura 2.32. Señal PRBS diseñada.

En la figura 2.33 se exhibe la salida del proceso frente a la excitación mediante la señal de entrada PRBS diseñada. Los datos correspondientes a la señal de salida de la figura 2.33 se guardaron en un archivo para utilizarlos en la identificación paramétrica.

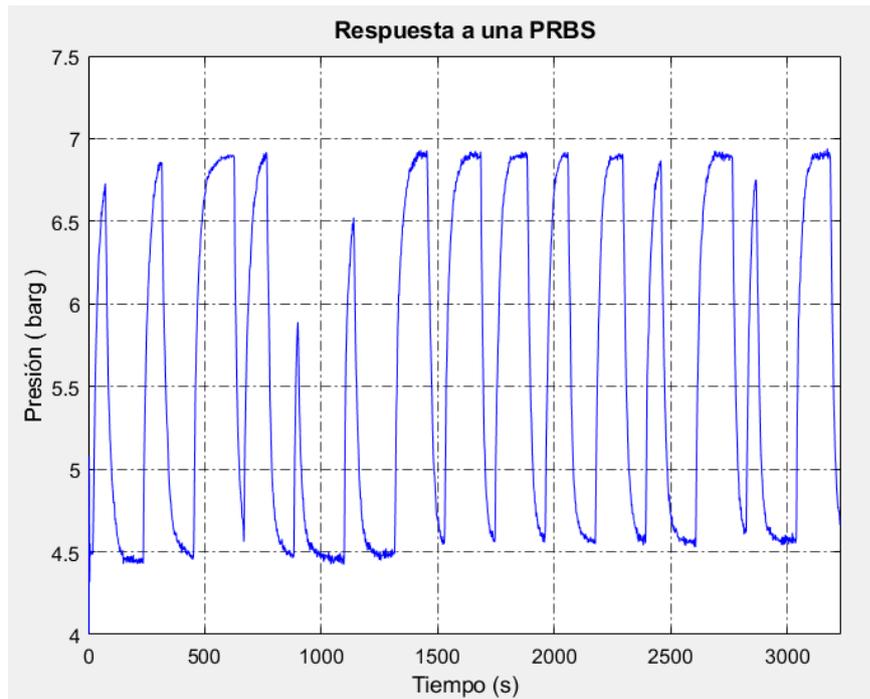


Figura 2.33. Variación de la presión frente a la señal PRBS de entrada.

Se realizó un tratamiento previo de los datos [143]. Las deficiencias en los datos deben ser corregidas.

En nuestro caso se presentaron oscilaciones al inicio de la toma de datos, pero estos no fueron tomados en cuenta por no ser coherentes con los siguientes datos muestreados. Las deficiencias de derivas y offset de los datos adquiridos pueden ser eliminados mediante la función *detrend* de Matlab. Los datos de entrada/salida adquiridos luego de ser pretratados se exhiben en las figuras 2.34 y 2.35.

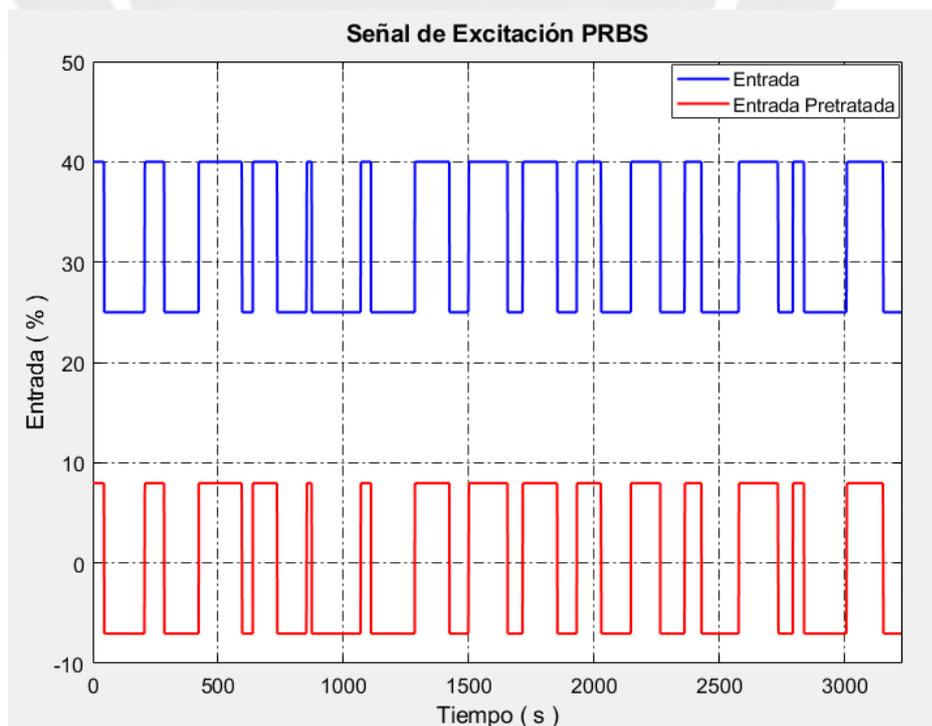


Figura 2.34. Datos de entrada pretratados con la función *detrend* de Matlab.

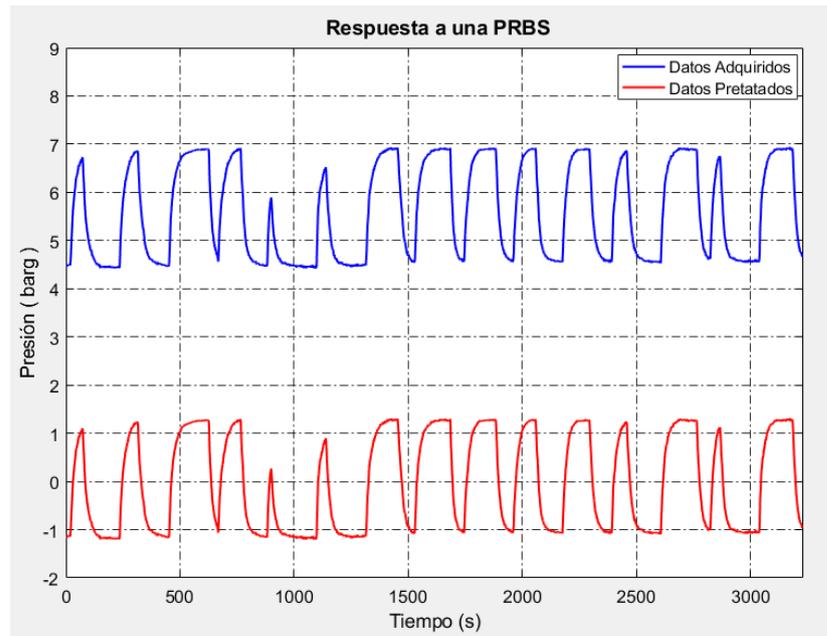


Figura 2.35. Datos de salida pretratados con la función *detrend* de Matlab.

Los datos adquiridos y tratados se dividen en datos para la identificación y datos para la validación [143]. De las figuras 2.32 y 2.33 se observa que se obtuvieron 3225 datos de entrada/salida que se corresponden con 645 muestras (periodos de muestreo). Las primeras 490 muestras (z_e) se utilizan en el procedimiento de estimación de parámetros y las últimas 420 muestras (z_v) se utilizan en el procedimiento de validación.

2.5.4. Selección de la Estructura del Modelo Paramétrico

El criterio de mínimos cuadrados resulta efectivo en la estimación de parámetros de diferentes estructuras de modelos, entre las que se destaca la ARMAX [143]. La estructura ARMAX dispone de una función determinística y de otra estocástica [144].

En Matlab existen algoritmos implementados de identificación con las funciones **ARX** y **ARMAX**. En esta tesis se utiliza la estructura ARMAX debido a sus ventajas. En la figura 2.36 se exhibe el diagrama de la estructura ARMAX [143].

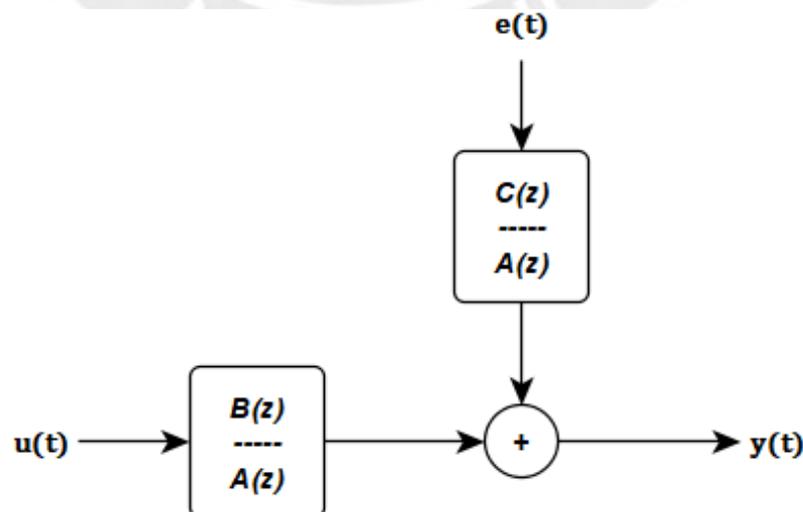


Figura 2.36. Diagrama de la estructura de modelo ARMAX.

El modelo con estructura ARMAX se describe mediante la siguiente expresión polinomial [143]:

$$A(q^{-1})y(t) = B(q^{-1})u(t) + C(q^{-1})e(t), \quad (2.9)$$

donde:

$$A(q^{-1}) = 1 + a_1q^{-1} + a_2q^{-2} + \dots + a_{na}q^{-na}, \quad (2.10)$$

$$B(q^{-1}) = b_1q^{-1} + b_2q^{-2} + \dots + b_{nb}q^{-nb}, \quad (2.11)$$

$$C(q^{-1}) = 1 + c_1q^{-1} + c_2q^{-2} + \dots + c_{nc}q^{-nc}, \quad (2.12)$$

$e(t)$ es la señal de ruido blanco de media cero,

na, nb, nc son los órdenes de los respectivos polinomios.

La expresión polinomial (2.9) considerando (2.10)-(2.12) en el dominio de tiempo discreto se representa como [143]:

$$y(t) + a_1y(t-1) + a_2y(t-2) + \dots + a_{na}y(t-na) = b_1u(t-1) + b_2u(t-2) + \dots + b_{nb}u(t-nb) + e(t) + c_1e(t-1) + \dots + c_{nc}e(t-nc), \quad (2.13)$$

Durante los experimentos desarrollados para la adquisición de datos se observó un retardo de tiempo $t_d = 30$ s, el cual se corresponde con 6 periodos de muestreo de retardo de tiempo.

Considerando que el proceso de variación de presión se caracteriza por presentar retardo de tiempo el modelo con estructura ARMAX se representa en la siguiente forma polinomial:

$$A(q^{-1})y(t) = q^{-d}B(q^{-1})u(t) + C(q^{-1})e(t), \quad (2.14)$$

donde,

q^{-d} es el operador de retardo de tiempo;

$d = nk$ es el número de periodos de muestreo de retardo de tiempo.

La expresión (2.14) en el dominio de tiempo discreto se presenta como:

$$y(t) + a_1y(t-1) + \dots + a_{na}y(t-na) = b_1u(t-1-d) + b_2u(t-2-d) + \dots + b_{nb}u(t-nb-d) + e(t) + c_1e(t-1) + \dots + c_{nc}e(t-nc). \quad (2.15)$$

2.5.5. Estimación de Parámetros y Validación del Modelo

Luego de la selección la estructura de modelo, se deben estimar los mejores parámetros de dicha estructura [143]. Se realizó la estimación de parámetros de la estructura ARMAX seleccionada mediante el método de máxima probabilidad utilizando un algoritmo de búsqueda iterativa [143].

Validar un modelo significa evaluar el grado de confianza (aceptación) del mismo [143]. La aceptación del modelo depende del propósito de su uso [143]. Estas pruebas permiten aceptar o no el modelo.

El criterio propuesto por Akaike, conocido como el Criterio del Error Final de Predicción, por sus siglas en inglés (FPE) constituye uno de estos métodos más utilizados para la validación de modelos [143]:

$$FPE(p) = \frac{N + p}{N - p} J(\theta), \quad (2.16)$$

donde:

$J(\theta)$ es la función de coste;

p es el número de parámetros;

N es el número de muestras.

Otro de los métodos utilizados es la evaluación de sus polos y ceros [144].

Otro de los métodos de validación de modelos utilizados es el de validación cruzada, que consiste en comparar la salida del modelo y la salida real del proceso [143]. Este método se considera como uno de los mejores para la validación de modelos [143].

El grado de aproximación del modelo a los datos reales se puede cuantificar utilizando un índice de desempeño (FIT), el cual puede obtenerse mediante la expresión [143]:

$$FIT = \left(1 - \frac{\|y - \hat{y}\|}{\|y - \bar{y}\|} \right) \times 100\%, \quad (2.17)$$

donde:

y es la salida medida;

\hat{y} es la salida estimada;

\bar{y} es la media de y .

Este índice representa a las variaciones de la salida real con respecto a las reproducidas por el modelo [143]. El FIT obtenido más cercano a 100% significa una mejor aproximación del modelo al proceso real. La selección de los parámetros estimados del modelo se realizó escogiendo el mejor índice de desempeño (FIT), y también mediante el correspondiente análisis de polos y ceros del modelo estimado.

Con la ayuda de Matlab se ejecutó el siguiente algoritmo para encontrar la mejor combinación de los parámetros estimados mediante iteraciones dentro un rango de valores para que dichos parámetros sean adecuados:

```

fit1=0;
nk=6;
for r=1:6
for q=1:6
for p=1:6
mx = armax(ze,[p q r nk]);
[yh fit2 x0] = compare(zv,mx);
if fit2>fit1
comp12=p; comp22=q; comp32 = r;
fit1 = fit2;
end
end
end
end

```

na=comp12; nb=comp22; nc=comp32;

El mejor modelo con estructura ARMAX (FIT: 95.62%) se obtuvo con: na=4, nb=2, nc=5, y nk=6.

Los parámetros de los polinomios A, B, C del modelo ARMAX obtenido mediante Matlab se exhiben en la tabla 2.1.

Tabla 2.1. Parámetros de los polinomios A(q), B(q) y C(q) de la estructura del modelo ARMAX.

A(q)	a_1	a_2	a_3	a_4	a_5	a_6
	-1.439	0.6905	-0.1752	0.03211	0	0
B(q)	b_1	b_2	b_3	b_4	b_5	b_6
	0.03675	-0.01944	0	0	0	0
C(q)	c_1	c_2	c_3	c_4	c_5	c_6
	-0.2604	-0.3554	0.02547	0.07874	0.02897	0

En la figura 2.37 se muestran los resultados de la validación cruzada desarrollada y en la figura 2.38 se exhibe el gráfico de la localización de polos y ceros del modelo obtenido, en el cual es posible observar que los polos y ceros se encuentran localizados dentro del círculo unitario del modelo y por consiguiente el modelo no es inestable.

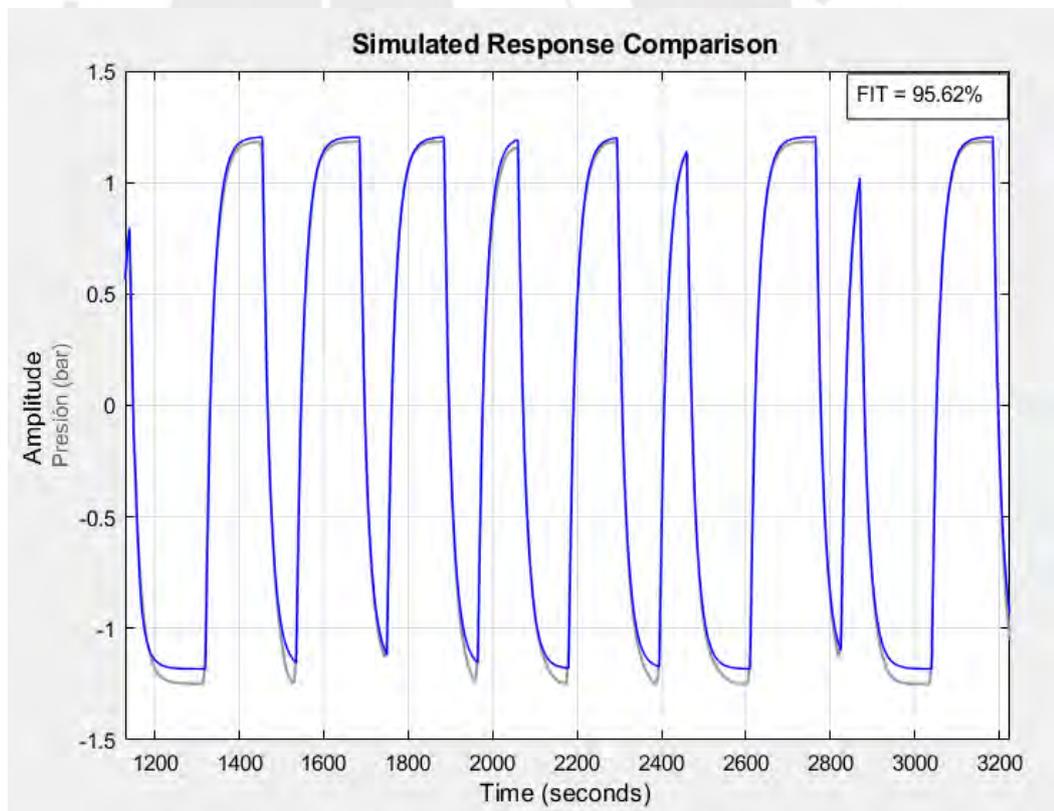


Figura 2.37. Validación cruzada del modelo ARMAX - [4 2 5 6].

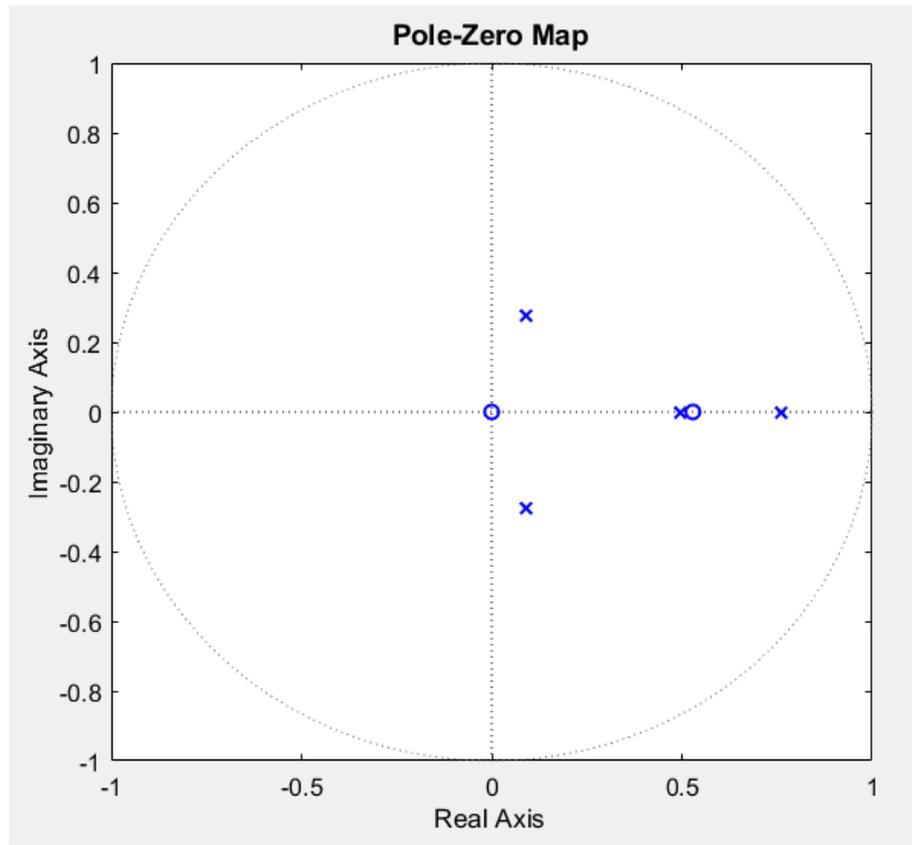


Figura 2.38. Localización de polos y ceros del modelo ARMAX - [4 2 5 6].

2.6. Conclusiones

- Se efectuó un estudio sobre el comportamiento dinámico de las calderas pirotubulares. Se evidenció que las calderas presentan un comportamiento dinámico con retardo de tiempo.
- La presión del vapor constituye la variable más importante del proceso de combustión de las calderas.
- Mediante la identificación de sistemas se obtuvo un modelo con estructura ARMAX que describe la dinámica de la presión. El modelo obtenido se caracteriza por presentar $n_a=4$, $n_b=2$, $n_c=5$ y $n_k=6$, con un tiempo de muestreo $T_s=5$ s.
- Los resultados de validación mediante el método de validación cruzado mostraron que el modelo ARMAX obtenido describe al proceso real con un índice de desempeño FIT = 95.62 %.

CAPÍTULO 3. DISEÑO DE UN CONTROLADOR DMC DE LA PRESIÓN EN LA CALDERA PIROTUBULAR

3.1. Introducción

Actualmente, la industria de procesos requiere mantener la operatividad de sus procesos productivos optimizando los costos de operación y satisfaciendo criterios económicos, y medioambientales [154].

El control CPBM es una de las herramientas efectivas del control avanzado disponible en el mercado para afrontar estos grandes retos [40].

En este capítulo se realiza un estudio de las tendencias en el control y se fundamenta la elección del controlador DMC. Se realiza el diseño del controlador DMC en base al modelo matemático que se obtuvo. Se realizan evaluaciones del DMC diseñado mediante simulaciones para verificar su efectividad.

3.2. Fundamentación de la Estrategia de Control a Desarrollar

Las estrategias y metodologías actuales del control avanzado de procesos posibilitan el cumplimiento de las nuevas exigencias de operación y funcionamiento de los procesos productivos [105].

Las estrategias actuales de control avanzado tienen diferencias en su formulación matemática debido a la consideración de criterios de funcionamiento y a la forma de simbolizar los procesos [106].

El CPBM representa una de las estrategias con gran aplicación y éxito [40, 41],

Ello ha posibilitado que el CPBM haya tenido un desarrollo importante en el ámbito académico y científico.

Existen diversas aplicaciones del CPBM en la industria, ver por ejemplo [43]. La mayor parte de las aplicaciones se encuentran en el sector petroquímico [44], pero también existen aplicaciones en la agricultura, gas, minería, hornos, metalurgia, industria aeroespacial, industria automovilística, etc. [41].

Los resultados de un estudio realizado para la Sociedad de Instrumentación e Ingeniería del Control [132] reflejan la problemática actual de la industria.

En el informe se muestran los problemas de control existentes, el estado de las diferentes tecnologías, el nivel de satisfacción de los operadores con estas herramientas y sus expectativas.

De acuerdo con el informe los problemas que se presentan en el sector industrial están relacionados con el retardo de tiempo, las perturbaciones y las interacciones entre las variables.

En el informe se muestran las expectativas de las estrategias de control avanzado mediante la figura 3.1, en la cual la flecha indica la tendencia futura [41]. De la figura 3.1 es posible observar que el PID avanzado, la compensación de retardo de tiempo, la lógica difusa, el desacoplo de variables y el CPBM son estrategias utilizadas considerablemente. El control basado en RNA (redes neuronales artificiales) presenta un gran interés, pero tiene limitaciones, el control con autoajuste ha perdido seguidores. Las estrategias LQR, filtro de Kalman, H_∞ y adaptativo presentan una difícil implementación.

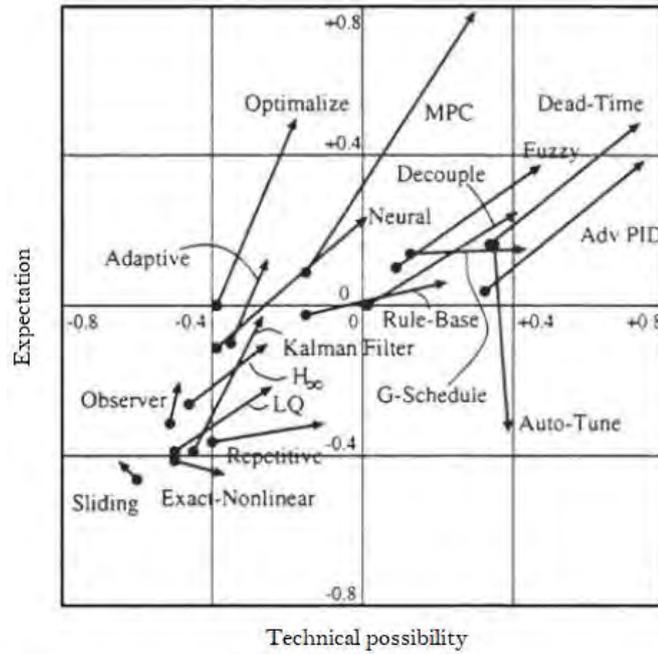


Figura 3.1. Expectativas y posibilidades técnicas de las estrategias de control avanzado.

En el informe citado se refleja que todos los usuarios del CPBM están conformes con esta estrategia de control.

Considerando que actualmente los CPBM se están utilizando satisfactoriamente en el control de procesos con dinámicas complejas, ver por ejemplo [160, 161], en esta tesis se seleccionó el controlador de matriz dinámica (DMC), el cual constituye uno de los controladores CPBM con amplia aplicación en el sector industrial [43].

Se decidió utilizar un controlador DMC y no un controlador GPC (controlador predictivo generalizado) debido a que el proceso objeto de estudio se describe mediante un modelo matemático de segundo orden (proceso estable). Cuando los procesos presentan comportamientos dinámicos estables el controlador CPBM más apropiado es el DMC debido a su efectividad y relativa simplicidad [41].

3.3. Estrategia de Control Predictivo Basado en Modelo

En la figura 3.2 se muestra una representación en el dominio del tiempo discreto de la estrategia CPBM [41].

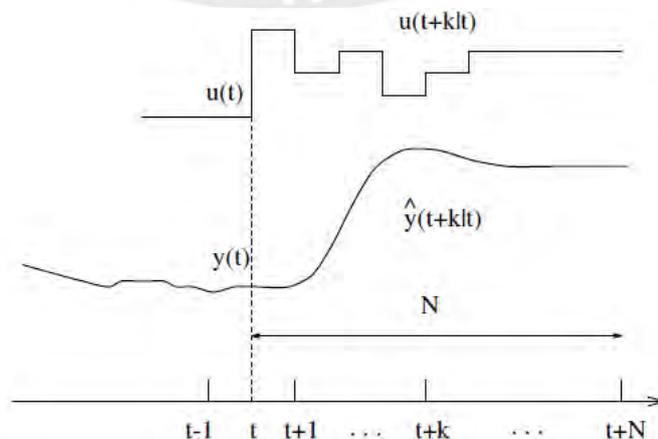


Figura 3.2. Representación de la estrategia CPBM.

En base a esta estrategia de control se tiene [40]:

1. Las salidas futuras para un determinado horizonte de predicción N , son predichas en cada instante t utilizando el modelo del proceso. Estas salidas predichas $y(t+k|t)$ para $k = 1 \dots N$ dependen de los valores conocidos (entradas y salidas pasadas) hasta el instante t y de las señales futuras de control $u(t+k|t)$ para $k = 0 \dots N-1$.
2. Las señales futuras de control se calculan optimizando un determinado criterio para mantener la salida del proceso cercana a la trayectoria de referencia interna $w(t+k)$. Este criterio usualmente es una función cuadrática de los errores entre la salida predicha y la trayectoria de referencia interna.
3. La señal $u(t|t)$ se envía al proceso, y las restantes señales de control calculadas son rechazadas, debido a que todo el procedimiento de cálculo se repite en el siguiente periodo de muestreo y todas las secuencias son actualizadas.

3.3.1. Estructura de los Controladores CPBM

En la figura 3.3 se exhibe un diagrama de la estructura básica de un CPBM [41]. Mediante el modelo se predicen las salidas futuras del proceso utilizando los valores pasados y presentes de las entradas/salidas, y las acciones futuras de control propuestas [44].

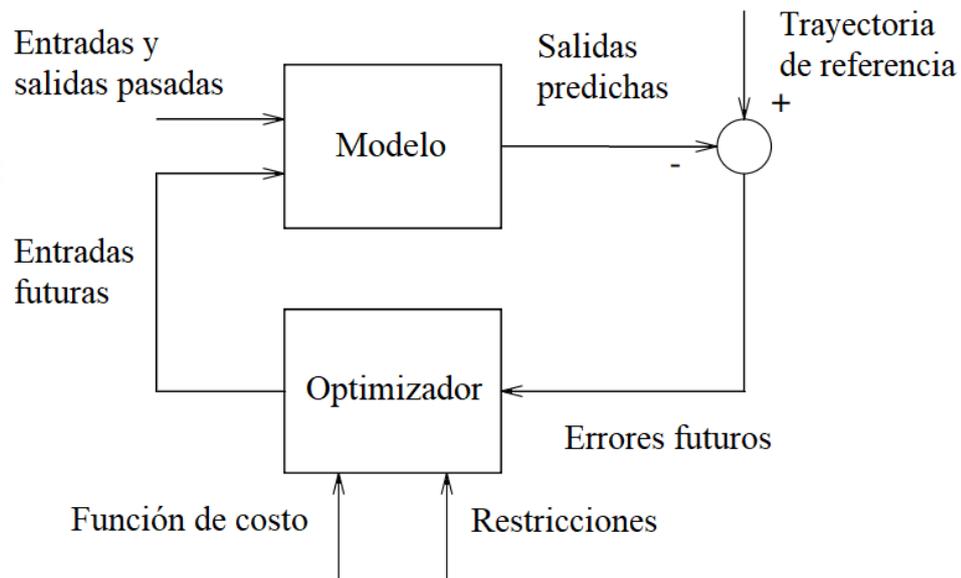


Figura 3.3. Estructura básica del controlador CPBM.

Por consiguiente, el modelo del proceso tiene un rol esencial. El modelo debe capturar la dinámica y predecir las salidas futuras y debe ser de sencilla implementación y entendimiento [40].

Como el CPBM no es una técnica única sino un conjunto de metodologías, se utilizan modelos con diferentes formulaciones, como la respuesta impulso, la respuesta escalón, el modelo en espacio de estados, la función de transferencia, etc. [41].

El optimizador calcula las acciones de control presente y futuras [40]. Si existen restricciones la solución se logra mediante algoritmos numéricos más exigentes computacionalmente [41].

3.3.2. Desarrollo Histórico del Control Predictivo Basado en Modelo

Desde los finales de la década del 70 surgieron muchos artículos mostrando un incipiente interés del CPBM en la industria con publicaciones de Richalet sobre el control predictivo con modelo heurístico (MPHC), y luego de Cutler y Ramaker con el control de matriz dinámica (DMC) [40].

El CPBM rápidamente recibió gran aceptación principalmente en la industria química [41]. Las aplicaciones se realizaron en plantas MIMO con restricciones. Estas formulaciones carecían de teorías formales que proporcionaran estabilidad y robustez.

Independientemente, surgió otra línea de investigación relacionada con el control adaptativo de procesos SISO formulados con modelos de entrada-salida. Fue incluido el control con predictor basado en autosintonía de Peterka. También en base a la teoría del control adaptativo [40] se propuso el control auto-adaptativo de predicción extendida (EPSAC) de DeKeyser y Van Cuawenberghe [41], así como el control adaptativo de horizonte extendido (EHAC) de Ydstie [40]. En este contexto emergió el control predictivo generalizado (GPC) desarrollado por Clarke utilizando las ideas de mínima varianza generalizada, el cual es uno de los métodos más populares en la industria [41].

Existen numerosas formulaciones de controladores predictivos basados en ideas comunes como el PFC (control predictivo funcional), el control predictivo unificado (UPC), entre otros [43].

En el contexto del CPBM también se han obtenido resultados utilizando enfoques de diseño de control robusto [45]. La idea clave consiste en considerar las incertidumbres del proceso de manera explícita y diseñar el CPBM para optimizar la función objetivo considerando las peores incertidumbres [45]. Estos desafiantes resultados permiten predecir que el CPBM experimentará una gran difusión en los ámbitos académico y de profesionales del control. En este contexto Honeywell, incorporó el control predictivo multivariable robusto (RMPC) en su sistema de control TDC 3000 y anunció que contiene varios avances en tecnología [41].

Aunque existen algunas compañías que utilizan controladores predictivos que han sido desarrollados para mejorar sus procesos productivos, estos no los ofrecen en el mercado. Sin embargo, existen otras que sí suministran dichos controladores:

- AspenTech: Controlador de matriz dinámica (DMC).
- Adersa: Identificación y comando (IDCOM), control con restricciones jerárquico (HIECON), y control predictivo funcional (PFC).
- Honeywell Profimatics: Tecnología de control predictivo robusto (RMPCT) y tecnología de control predictivo (PCT).
- Setpoint Inc.: Arquitectura de control multivariable con referencia (SMCA) y IDCOM-M (multivariable).
- TreiberControls: Control predictivo óptimo (OPC).
- ABB: 3d MPC.

3.3.3. Limitaciones y Éxitos de los Controladores CPBM

Existen diversas aplicaciones de controladores CPBM en la industria, la mayoría aplicadas en el sector petroquímico [41]. Las áreas de crecimiento significativas incluyen pulpa y papel, procesamiento de alimentos, industria aeroespacial e industria automotriz. En otras áreas como gas, servicios públicos, hornos o minería y metalurgia

también aparecen aplicaciones [40]. Además, se pueden encontrar algunas aplicaciones en la industria del cemento o en las fábricas de pulpa.

La tecnología industrial existente del CPBM tiene varias limitaciones, entre las que se encuentran [41]:

- Modelos sobre parametrizados: La mayoría de los productos comerciales usan el modelo de la planta basado en la respuesta escalón o impulso, que son conocidos por ser sobre parametrizados. Por ejemplo, un proceso de primer orden puede describirse mediante un modelo de función de transferencia utilizando solo tres parámetros (ganancia, constante de tiempo y tiempo muerto), mientras que un modelo de respuesta escalón requiere más de 30 coeficientes para describir la misma dinámica. Además, estos modelos no son válidos para procesos inestables.
- Sintonización: El procedimiento de sintonización no está claramente definido ya que no hay claridad en la compensación entre los parámetros de ajuste y el comportamiento del lazo cerrado de control. Sintonizar en presencia de restricciones puede ser aún más difícil, e incluso para el caso nominal, no es fácil garantizar la estabilidad en el lazo cerrado debido al enorme esfuerzo que se debe realizar en las simulaciones previas.
- Muchos paquetes proporcionan soluciones sub-óptimas para la minimización de la función de coste con el fin de acelerar el tiempo de llegar a la solución. Puede ser aceptado en aplicaciones de alta velocidad (sistemas de seguimiento) donde resolver el problema en cada periodo de muestreo no es factible, pero es difícil justificar en aplicaciones de control de procesos, a menos que se pueda demostrar que la solución sub-óptima es cercana a la óptima.
- Incertidumbre del modelo: Aunque los paquetes de identificación del modelo proporcionan estimaciones de incertidumbre del modelo, solo un producto (RMPCT) usa esta información en el diseño del controlador. Todos los otros controladores pueden ser desintonizados para mejorar robustez, aunque la relación entre rendimiento y robustez no es muy clara.
- Suposiciones de perturbación constante: Aunque quizás la más razonable suposición es considerar que la perturbación de la salida permanece constante en el futuro.
- Análisis: Un análisis sistemático de las propiedades de estabilidad y robustez del CPBM no es posible en su formulación original de horizonte finito. La ley de control en general es variante en el tiempo y no puede ser representada en una forma estándar de lazo cerrado, especialmente en el caso con restricciones. Además, los resultados obtenidos sobre estabilidad y robustez solo se pueden aplicar en procesos simples.

A pesar de lo descrito anteriormente, el CPBM ha tenido éxito en la industria [40]:

3.3.4. Principios Básicos del CPBM

Los CPBM presentan siguientes principios básicos comunes:

- Uso de un modelo interno.
- Cálculo de las señales de control minimizando una función objetivo, con posibilidad de considerar restricciones.
- Estrategia de control deslizante.

Las principales diferencias entre los diversos controladores CPBM son [41]:

- El modelo utilizado del proceso y sus perturbaciones.
- La función de coste con o sin restricciones.

Uno de los principales inconvenientes del CPBM es la elevada carga de cálculos necesarios para la obtención de la señal de control [40]. El mayor inconveniente radica en la necesidad de disponer de un modelo confiable del proceso, para posibilitar una operación eficiente del controlador [41].

3.3.5. Elementos de los Controladores CPBM

Los CPBM tiene elementos comunes y se pueden elegir diferentes opciones dando lugar a diferentes controladores CPBM [41]. Estos elementos son:

3.3.5.1. El Modelo de Predicción

El modelo es la piedra angular de los controladores CPBM [40]. El modelo determina la salida del proceso en los instantes futuros de tiempo $\hat{y}(t+k/t)$. El modelo puede ser separado en dos partes: 1) el modelo del proceso; y 2) el modelo de las perturbaciones [41]. Todos los métodos utilizan ambas partes.

El modelo del proceso

Los modelos más utilizados para modelar el proceso son:

La respuesta impulsional: es un tipo de respuesta donde la salida se relaciona con la entrada mediante la siguiente expresión [40]:

$$y(t) = \sum_{i=1}^{\infty} h_i u(t-i), \quad (3.1)$$

donde:

$y(t)$ es la salida del proceso, $u(t-i)$ es la entrada al proceso, desplazada en i periodos de muestreo, h_i son los valores del muestreo.

En la Figura 3.4 se exhibe un gráfico de la respuesta impulsional [40].

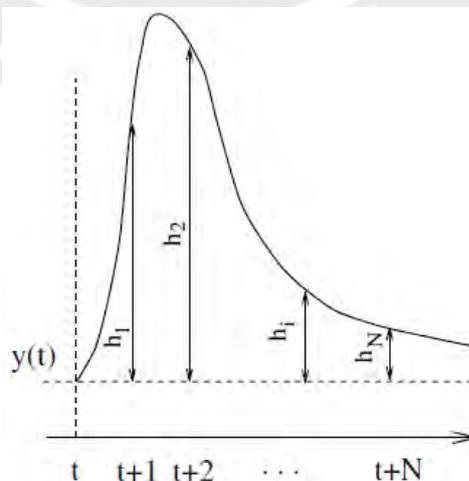


Figura 3.4. Respuesta impulsional.

En la sumatoria de la ecuación (3.1) solo se consideran N valores, por lo que la

expresión (3.1) se representa en la forma:

$$y(t) = \sum_{i=1}^N h_i u(t-i) = H(z^{-1})u(t), \quad (3.2)$$

donde:

$$H(z^{-1}) = h_1 z^{-1} + h_2 z^{-2} + \dots + h_N z^{-N}, \quad (3.3)$$

La salida de predicción viene dada por:

$$\hat{y}(t+k | t) = \sum_{i=1}^N h_i u(t+k-i | t), \quad (3.4)$$

Esta clase de modelos permite describir procesos estables, sin integradores y presenta el inconveniente de necesitar un elevado número de parámetros, debido a que N es de orden de 40 o 50.

La respuesta escalón: en este tipo de respuesta la entrada es un escalón [40]. Es utilizada por el DMC. Para plantas estables se tiene:

$$y(t) = y_0 + \sum_{i=1}^N g_i \Delta u(t-i), \quad (3.5)$$

$$y(t) = y_0 + G(z^{-1})(1-z^{-1})u(t), \quad (3.6)$$

donde:

$y(t)$ es la salida del proceso;

$$\Delta u(t) = u(t) - u(t-1), \quad (3.7)$$

g_i son los valores obtenidos de las amplitudes de la respuesta escalón en cada periodo de muestreo; y_0 es el valor inicial de la señal de salida, que puede tomarse como cero.

La salida de predicción del modelo viene dada por:

$$\hat{y}(t+k | t) = \sum_{i=1}^N g_i \Delta u(t+k-i | t), \quad (3.8)$$

En la figura 3.5 se exhibe la respuesta escalón para N valores de g_i [40].

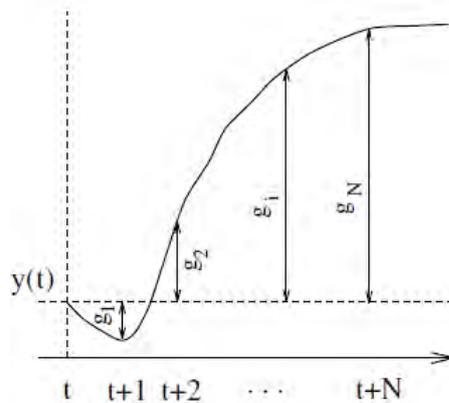


Figura 3.5. Respuesta escalón.

Este modelo es muy aceptado en la industria.

La función de transferencia: Se representa como:

$$A(z^{-1})y(t) = B(z^{-1})u(t), \quad (3.9)$$

donde:

$$A(z^{-1}) = 1 + a_1z^{-1} + a_2z^{-2} + \dots + a_{na}z^{-na}, \quad (3.10)$$

$$B(z^{-1}) = b_1z^{-1} + b_2z^{-2} + \dots + b_{nb}z^{-nb}, \quad (3.11)$$

La salida de predicción viene dada por:

$$\hat{y}(t+k|t) = \frac{B(z^{-1})}{A(z^{-1})}u(t+k|t), \quad (3.12)$$

Esta clase de modelos se puede utilizar para plantas inestables y tiene la ventaja de no requerir muchos parámetros. Previamente se necesita conocer el proceso para la determinación del orden de los polinomios A y B.

Modelo de perturbaciones

Elegir el modelo para representar las perturbaciones es tan importante como la elección del modelo de proceso. Un modelo ampliamente utilizado para representar las perturbaciones es el siguiente [40]:

$$n(t) = \frac{C(z^{-1})e(t)}{D(z^{-1})}, \quad (3.13)$$

donde:

$n(t)$ representa al modelo de perturbaciones;

$e(t)$ es el ruido blanco de media cero;

$D(z^{-1})$ es un polinomio, incluye explícitamente un integrador $\Delta = 1 - z^{-1}$;

$C(z^{-1})$ es un polinomio mónico, considerado generalmente igual a uno.

El modelo (3.13) se puede representar mediante la expresión:

$$n(t) = \frac{e(t)}{1 - z^{-1}}, \quad (3.14)$$

3.3.5.2. Respuesta Libre y Forzada

Los controladores CPBM utilizan los términos de respuesta libre y forzada [40]. La secuencia de control se expresa como:

$$u(t) = u_f(t) + u_c(t), \quad (3.15)$$

donde;

$u_f(t)$ es la señal correspondiente a las entradas pasadas y se representa en el pasado, y presente y futuro respectivamente como:

$$u_f(t-j) = u(t-j) \text{ para } j = 1, 2, \dots; \quad (3.16)$$

$$u_f(t+j) = u(t-1) \text{ para } j = 0, 1, 2, \dots; \quad (3.17)$$

$u_c(t)$ es la señal correspondiente a las entradas presente y futuras, en el pasado es igual a cero, y en el futuro es igual a los siguientes movimientos presente y futuros de control. Se representa como:

$$u_c(t-j) = 0 \text{ para } j = 1, 2, \dots; \quad (3.18)$$

$$u_c(t+j) = u(t+j) - u(t-1) \text{ para } j = 0, 1, 2, \dots; \quad (3.19)$$

En la figura 3.6 se observa que la predicción de la salida se divide en: la respuesta libre $y_f(t)$, y la respuesta forzada $y_c(t)$.

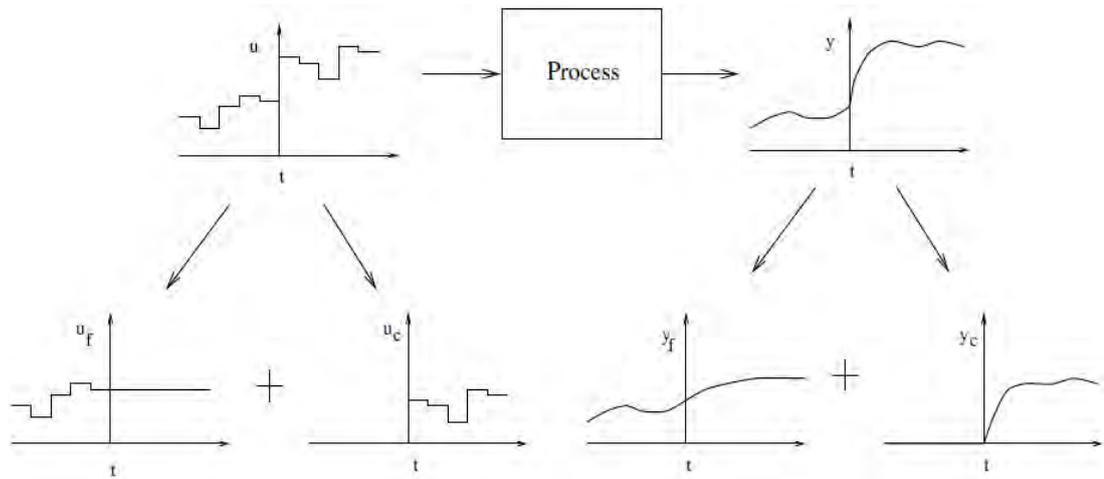


Figura 3.6. Respuestas libre y forzada.

3.3.5.3. Función de Coste

Los algoritmos CPBM utilizan diferentes funciones de coste, que se representan como [40]:

$$J(N_1, N_2, N_u) = \sum_{j=N_1}^{N_2} \delta(j) [\hat{y}(t+j|t) - w(t+j)]^2 + \sum_{j=1}^{N_u} \lambda(j) [\Delta u(t+j-1)]^2, \quad (3.20)$$

donde:

$J(N_1, N_2, N_u)$ es la función de coste;

N_1 y N_2 son los horizontes de predicción mínimo y máximo. Para los procesos con retardo d , N_1 no puede ser menor que d puesto que la salida recién evolucionará en el instante $t+d$;

N_u es el horizonte de control.

$\delta(j)$ y $\lambda(j)$ son coeficientes de ponderación. Se consideran valores constantes o secuencias exponenciales. Es posible obtener un peso exponencial de $\delta(j)$ mediante la siguiente expresión:

$$\delta(j) = \alpha^{N_2-j}, \quad (3.21)$$

$w(t+j)$ es la trayectoria de referencia interna.

Normalmente $w(t+j)$ es una aproximación suave desde el valor actual de la salida hacia la referencia externa $r(t+j)$ mediante un sistema de primer orden:

$$w(t) = y(t), \quad (3.22)$$

$$w(t+k) = \alpha w(t+k-1) + (1-\alpha)r(t+k) \quad k = 1 \dots N, \quad (3.23)$$

donde:

α es un parámetro ajustable comprendido entre 0 y 1.

En la figura 3.7 se exhibe la trayectoria interna para dos valores diferentes de α [40].

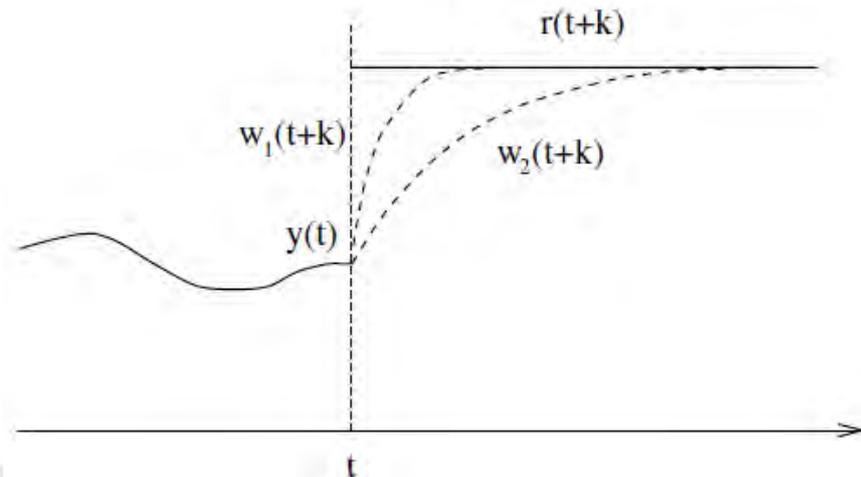


Figura 3.7. Trayectoria de referencia interna.

3.3.5.4. Restricciones

Todos los procesos están sujetos a restricciones por diversas razones. Por ejemplo, las válvulas tienen un campo de acción limitado.

Como restricciones, generalmente se consideran los límites en la amplitud y en la velocidad de respuesta de la señal de control y también los límites en la salida. Estas restricciones se representan mediante las siguientes expresiones [44]:

$$u_{min} \leq u(t) \leq u_{max} \quad \forall t, \quad (3.24)$$

$$du_{min} \leq u(t) - u(t-1) \leq du_{max} \quad \forall t, \quad (3.25)$$

$$y_{min} \leq y(t) \leq y_{max} \quad \forall t, \quad (3.26)$$

donde:

u_{min} , u_{max} son los valores mínimo y máximo de la amplitud de la señal de control;

du_{min} , du_{max} son los valores mínimo y máximo de los cambios de la señal de control;

y_{min} , y_{max} son los valores mínimo y máximo de la salida del proceso.

3.3.5.5. Obtención de la Ley de Control

Para obtener la señal de control $u(t+k/t)$ es necesario minimizar la función de coste (3.24) [40].

Para ello se requiere imponer una determinada estructura a la ley de control [41] que consiste en considerar que después de cierto intervalo $N_u < N_2$:

$$\Delta u(t + j - 1) = 0 \quad j > N_u, \quad (3.27)$$

3.4. Controlador de Matriz Dinámica (DMC)

El DMC fue desarrollado por los investigadores Cutler y Ramaker a finales de los años setenta, y ha sido ampliamente aceptado en la industria, principalmente por las industrias petroquímicas [40]. El DMC se caracteriza por utilizar un modelo basado en la respuesta escalón donde sólo se considera los N primeros términos y se asume que el proceso es estable y sin integradores. Con respecto a las perturbaciones, su valor se considera igual a la diferencia entre el valor de la salida (y_m) y el estimado por el modelo $\hat{y}(t|t)$ como se muestra en la siguiente expresión [41]:

$$\hat{n}(t + k|t) = \hat{n}(t|t) = y_m(t) - \hat{y}(t|t), \quad (3.28)$$

donde:

$\hat{n}(t + k|t)$ es el valor de la perturbación en el tiempo $t+k$ con la información obtenida hasta t .

Como modelo de respuesta escalón se utiliza [40]:

$$y(t) = \sum_{i=1}^{\infty} g_i \Delta u(t - i), \quad (3.29)$$

Por lo tanto, los valores predichos a lo largo del horizonte se representan como:

$$\hat{y}(t + k|t) = \sum_{i=1}^{\infty} g_i \Delta u(t + k - i) + \hat{n}(t + k|t), \quad (3.30)$$

$$\hat{y}(t + k|t) = \sum_{i=1}^k g_i \Delta u(t + k - i) + \sum_{i=k+1}^{\infty} g_i \Delta u(t + k - i) + \hat{n}(t + k|t), \quad (3.31)$$

donde:

$\hat{y}(t + k|t)$ es el valor de la salida en el tiempo $t+k$ con la información obtenida hasta el tiempo t .

En la expresión (3.31) el primer término contiene las acciones futuras de control que se calcularán, el segundo contiene los valores pasados de las acciones de control los cuales son conocidos, y el último término representa las perturbaciones. Considerando (3.28) en la expresión (3.31) se obtiene:

$$\begin{aligned} \hat{y}(t + k|t) &= \sum_{i=1}^k g_i \Delta u(t + k - i) + \sum_{i=k+1}^{\infty} g_i \Delta u(t + k - i) + \\ &+ y_m(t) - \sum_{i=1}^{\infty} g_i \Delta u(t - i), \end{aligned} \quad (3.32)$$

Por consiguiente:

$$\hat{y}(t + k|t) = \sum_{i=1}^k g_i \Delta u(t + k - i) + f(t + k), \quad (3.33)$$

donde $f(t+k)$ es la respuesta libre del sistema y se representa como:

$$f(t+k) = y_m(t) + \sum_{i=1}^{\infty} (g_{k+i} - g_i) \Delta u(t-i), \quad (3.34)$$

Si el proceso es asintóticamente estable se cumple:

$$g_{k+i} - g_i \approx 0 \text{ para } i > N,$$

De acuerdo a esta consideración, la respuesta libre se calcula como:

$$f(t+k) = y_m(t) + \sum_{i=1}^N (g_{k+i} - g_i) \Delta u(t-i), \quad (3.35)$$

Las predicciones pueden ser calculadas como:

$$\hat{y}(t+1|t) = g_1 \Delta u(t) + f(t+1), \quad (3.36)$$

$$\hat{y}(t+2|t) = g_2 \Delta u(t) + g_1 \Delta u(t+1) + f(t+2), \quad (3.37)$$

$$\hat{y}(t+N_2|t) = \sum_{i=N_2-N_u+1}^{N_2} g_i \Delta u(t+N_2-i) + f(t+N_2), \quad (3.38)$$

La matriz dinámica \mathbf{G} del sistema presenta la forma:

$$\mathbf{G} = \begin{bmatrix} g_1 & 0 & \dots & 0 \\ g_2 & g_1 & \dots & 0 \\ g_3 & g_2 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{N_u} & g_{N_u-1} & \dots & g_1 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{N_2} & g_{N_2-1} & \dots & g_{N_2-N_u+1} \end{bmatrix}, \quad (3.39)$$

Observar que la matriz \mathbf{G} está formado por N_u columnas de la respuesta escalón ordenadas adecuadamente hacia abajo.

De la expresión (3.38) considerando (3.39) se obtiene:

$$\hat{\mathbf{y}} = \mathbf{G} \Delta \mathbf{u} + \mathbf{f}, \quad (3.40)$$

donde:

$\hat{\mathbf{y}}$ es el vector de predicciones de la salida de dimensión N_2 ;

$\Delta \mathbf{u}$ es el vector de control de dimensión N_u ;

\mathbf{f} es el vector de respuesta libre.

La expresión (3.40) representa al vector de predicciones de la salida, la cual se utiliza en el diseño del DMC.

3.5. Diseño del DMC

El diseño del controlador de matriz dinámica (DMC) se desarrolla en base al modelo ARMAX obtenido.

El modelo ARMAX obtenido del proceso identificado se representa mediante la expresión:

$$A(z^{-1})y(t) = B(z^{-1})u(t-d) + C(z^{-1})e(t), \quad (3.41)$$

donde:

$$A(z^{-1}) = 1 - 2.154z^{-1} + 1.601z^{-2} - 0.5871z^{-3} + 0.1643z^{-4} - \dots \\ \dots - 0.02589z^{-5} + 0.001947z^{-6}, \quad (3.42)$$

$$B(z^{-1}) = 0.0384z^{-6} - 0.0488z^{-7} + 0.0104z^{-8}, \quad (3.43)$$

$$C(z^{-1}) = 1 - 1.195z^{-1} - 0.1281z^{-2} + 0.3255z^{-3}, \quad (3.44)$$

$$d=nk=6,$$

$$T_s=5 \text{ s.}$$

En el diseño del DMC se utiliza el modelo respuesta escalón y se minimiza la siguiente función de coste:

$$J = \sum_{k=N_1}^{N_2} \alpha [\hat{y}(t+k|t) - r(t+k)]^2 + \sum_{k=0}^{N_u-1} \beta [\Delta u(t+k)]^2, \quad (3.45)$$

donde:

α y β son factores de peso que ponderan el desempeño del sistema de control.

Las predicciones ($k=1,2,\dots,N_2$) se representa como:

$$\hat{y}(t+k) = G\Delta u(t+k) + f(t+k), \quad (3.46)$$

Para la obtención de la respuesta forzada se construye la matriz dinámica \mathbf{G} con dimensión $N_2 \times N_u$ formada por los coeficientes del modelo respuesta escalón [40]:

$$\mathbf{G} = \begin{bmatrix} g_1 & 0 & \dots & 0 \\ g_2 & g_1 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{N_u} & g_{N_u-1} & \dots & g_1 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{N_2} & g_{N_2-1} & \dots & g_{N_2-N_u+1} \end{bmatrix}, \quad (3.47)$$

En la figura 3.8 se exhibe la respuesta escalón obtenida del proceso objeto de estudio.

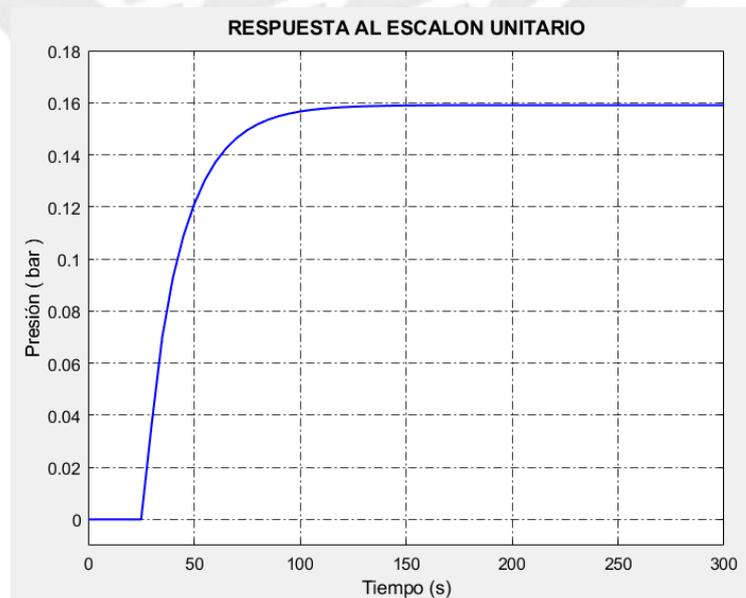


Figura 3.8. Respuesta escalón del proceso objeto de estudio.

Considerando la matriz dinámica \mathbf{G} obtenida y mediante la minimización de la función de coste (3.49) se obtiene la ley de control [41]:

$$\Delta \mathbf{u}(t) = [\alpha \mathbf{G}^T \mathbf{G} + \beta \mathbf{I}]^{-1} \mathbf{G}^T \alpha \mathbf{e}, \quad (3.48)$$

donde:

$$\mathbf{e} = \mathbf{w} - \mathbf{f}, \quad (3.49)$$

\mathbf{e} es el vector de errores futuros a lo largo del horizonte de predicción. Los factores de peso α y β son secuencias que ponderan el comportamiento futuro del sistema de control. Para su selección se utilizaron los siguientes criterios [40, 41]:

- Si $0 < \alpha < 1$ se penalizan más los errores alejados.
- Si $\alpha > 1$ se penalizan más los primeros errores.
- Si β aumenta se mejora la robustez y la estabilidad numérica.

De la expresión (3.48) se define la matriz \mathbf{H} como:

$$\mathbf{H} = [\alpha \mathbf{G}^T \mathbf{G} + \beta \mathbf{I}]^{-1} \mathbf{G}^T \alpha, \quad (3.50)$$

La matriz \mathbf{H} es de dimensión $N_u \times N_2$. Para calcular la señal de control $\mathbf{u}(t)$ efectiva que se envía al proceso se requiere sólo la primera fila de la matriz \mathbf{H} , es decir se obtiene un vector de dimensión $1 \times N_2$ que denominamos \mathbf{K} y $\mathbf{u}(t)$ es el primer elemento del vector $\Delta \mathbf{u}(t)$ de la expresión (3.48).

El vector \mathbf{f} de respuesta libre se desarrolla como sigue:

$$\mathbf{f} = [f(t+1) \ f(t+2) \ f(t+3) \ \dots \ f(t+N_1) \ \dots \ f(t+N_2)]^T, \quad (3.51)$$

$$\mathbf{f} = \begin{bmatrix} 1 & g_2 - g_1 & g_3 - g_2 & \dots & g_{N+1} - g_N \\ 1 & g_3 - g_1 & g_4 - g_2 & \dots & g_{N+2} - g_N \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 1 & g_{N_1+1} - g_1 & g_{N_1+2} - g_2 & \dots & g_{N_1+N} - g_N \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 1 & g_{N_2+1} - g_1 & g_{N_2+2} - g_2 & \dots & g_{N_2+N} - g_N \end{bmatrix} \begin{bmatrix} y_m(t) \\ \Delta u(t-1) \\ \vdots \\ \Delta u(t-N_1) \\ \vdots \\ \Delta u(t-N) \end{bmatrix}, \quad (3.52)$$

Como el proceso es asintóticamente estable, los coeficientes g_i tienden a un valor constante después de N períodos de muestreo. Por lo tanto, la expresión (3.56) queda como sigue:

$$\mathbf{f} = \begin{bmatrix} 1 & g_2 - g_1 & \dots & g_N - g_{N-1} & 0 \\ 1 & g_3 - g_1 & \dots & g_{N+1} - g_{N-1} & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots & \vdots \\ 1 & g_{N_2+1} - g_1 & \dots & g_{N_2+N-1} - g_{N-1} & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} y_m(t) \\ \Delta u(t-1) \\ \vdots \\ \Delta u(t-N) \end{bmatrix}, \quad (3.53)$$

Simplificando se tiene:

$$\mathbf{f} = \begin{bmatrix} 1 & g_2 - g_1 & \dots & g_N - g_{N-1} \\ 1 & g_3 - g_1 & \dots & g_{N+1} - g_{N-1} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 1 & g_{N_2+1} - g_1 & \dots & g_{N_2+N-1} - g_{N-1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} y_m(t) \\ \Delta u(t-1) \\ \vdots \\ \Delta u(t-(N-1)) \end{bmatrix}, \quad (3.54)$$

La matriz \mathbf{F} se obtiene como:

$$\mathbf{F} = \begin{bmatrix} 1 & g_2 - g_1 & \cdots & g_N - g_{N-1} \\ 1 & g_3 - g_1 & \cdots & g_{N+1} - g_{N-1} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 1 & g_{N_2+1} - g_1 & \cdots & g_{N_2+N-1} - g_{N-1} \end{bmatrix}, \quad (3.55)$$

Para desarrollar los cálculos iterativos en el controlador en cada instante t se expande la expresión (3.55) como sigue:

$$\mathbf{f} = \begin{bmatrix} y_m(t) \\ y_m(t) \\ \vdots \\ y_m(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} g_2 - g_1 & \cdots & g_N - g_{N-1} \\ g_3 - g_1 & \cdots & g_{N+1} - g_{N-1} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{N_2+1} - g_1 & \cdots & g_{N_2+N-1} - g_{N-1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta u(t-1) \\ \Delta u(t-2) \\ \vdots \\ \Delta u(t-(N-1)) \end{bmatrix}, \quad (3.56)$$

En base a la expresión (3.56), se define la matriz \mathbf{M} de dimensión $N_2 \times N-1$ y el vector $\Delta \mathbf{u}_f$ de dimensión $N-1 \times 1$:

$$\mathbf{M} = \begin{bmatrix} g_2 - g_1 & g_3 - g_2 & \cdots & g_N - g_{N-1} \\ g_3 - g_1 & g_4 - g_2 & \cdots & g_{N+1} - g_{N-1} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{N_2+1} - g_1 & g_{N_2+2} - g_2 & \cdots & g_{N_2+N-1} - g_{N-1} \end{bmatrix}, \quad (3.57)$$

$$\Delta \mathbf{u}_f = [\Delta u(t-1) \quad \Delta u(t-2) \quad \cdots \quad \Delta u(t-(N-1))]^T, \quad (3.58)$$

donde $\Delta \mathbf{u}_f$ es el vector de control de la respuesta libre y está en el pasado.

Por tanto, la expresión (3.56) se representa como:

$$\mathbf{f} = \mathbf{y}_m + \mathbf{M} \Delta \mathbf{u}_f, \quad (3.59)$$

La respuesta libre depende de la medida actual de la salida $y_m(t)$, por tanto, tiene valores calculados en cada muestreo real del proceso.

Para la obtención de $\mathbf{u}(t)$ se reemplaza la matriz \mathbf{H} en la expresión (3.52):

$$\Delta \mathbf{u}(t) = \mathbf{H} \mathbf{e}, \quad (3.60)$$

El vector \mathbf{e} de errores futuros a lo largo del horizonte de predicción se define como:

$$\mathbf{e} = [SP(t+N_1) - f(t+N_1) \quad \cdots \quad SP(t+N_2) - f(t+N_2)]^T, \quad (3.61)$$

Como la matriz \mathbf{H} diseñada es de dimensión $N_u \times N_2$, se escoge $N_1=1$ para obtener el vector error de $N_2 \times 1$:

$$\mathbf{e} = [SP(t+1) - f(t+1) \quad \cdots \quad SP(t+N_2) - f(t+N_2)]^T, \quad (3.62)$$

De la expresión (3.64) se obtiene el vector $1 \times N_u$ de futuros incrementos en la señal de control, el cual se define como:

$$\Delta \mathbf{u}(t) = [\Delta u(t) \quad \Delta u(t+1) \quad \Delta u(t+2) \quad \cdots \quad \Delta u(t+(N_u-1))]^T, \quad (3.63)$$

Para el cálculo de la señal de control que se envía a la planta se requiere sólo $u(t)$ que es el primer elemento del vector $\Delta \mathbf{u}(t)$.

Finalmente, la señal de control se obtiene como:

$$u(t) = u(t - 1) + \Delta u(t), \quad (3.64)$$

donde $\Delta u(t)$ es el incremento de la señal de control en el instante t .

Con los resultados y expresiones obtenidos se desarrolla el algoritmo DMC en dos fases: una fase inicial (modo fuera de línea), y el controlador actual (modo en línea).

La obtención de \mathbf{G} , \mathbf{H} , \mathbf{K} y \mathbf{M} se realiza fuera de línea con la selección adecuada de los parámetros N_2 , N_u , α y β . Para la obtención de \mathbf{K} (primera fila de \mathbf{H}) y \mathbf{M} se asumió $N_1=1$.

Los cálculos para obtener la respuesta libre f y la señal de control u como acción aplicada al proceso se realizan en línea y se utilizan las matrices y algunos parámetros obtenidos fuera de línea.

3.6. Implementación del Controlador DMC en Matlab-Simulink

Las expresiones obtenidas en el diseño del controlador DMC se implementaron en Matlab y también en su entorno de programación visual de Simulink.

Para el modo fuera de línea se generaron códigos que permiten obtener las matrices y vectores requeridos mediante la selección de los parámetros N_1 , N_2 , N_u , α y β para que puedan ser utilizados por el controlador en línea. De acuerdo al diseño realizado, se eligió el parámetro $N_1=1$.

Para el modo en línea se utilizó la herramienta Simulink de Matlab para la creación del controlador DMC mediante una función que procesa los datos de memoria, los datos medidos en tiempo real, y ejecuta los cálculos para obtener la señal de control en base a los parámetros de diseño establecido.

El código desarrollado para el modo fuera de línea es el siguiente:

```

%% Vector de coeficientes gi
g ;% Respuesta al escalón unitario de la planta
N=length(g);

%% Calculo de la Matriz G
gi=g(1:N); % g1=g(1) / g2=g(2) / g3=g(3)...
G=zeros(N2,Nu);
G(:,1)=gi(1:N2);
for i=2:Nu
for j=2:N2
G(j,i)=G(j-1,i-1);
end
end

%%Calculo de matriz H
H=inv(G'*alfa*G + beta*eye(Nu))*G'*alfa;

%%Obtención de K (Primera fila de H)
K=H(1,:);

%% Obtención la Matriz M
M=zeros(N2,N-1);
for kk=1:N2 % Creación de vector con las gkk+i - gkk
for i=1:N-1
if ((kk+i)>N)
M(kk,i)=gi(N)-gi(i);
% gi(N)=gi(N+1)=gi(N+2)...gi(N+N2-1)

```

```

else
    M(kk,i)=gi(kk+i)-gi(i);
end
end
end
end

```

Estos resultados se almacenan en la memoria del espacio de trabajo (workspace) de Matlab para ser utilizados por el controlador que funciona en línea.

En Simulink se creó el bloque de función DMC.m el cual permite ejecutar el controlador DMC enviando la señal de control $u(t)$ (ut en Simulink) al proceso. En la figura 3.9 se muestra dicha función en la que es posible observar que depende de los datos cargados en el espacio de trabajo (N , $N2$, K y M), de la medida de la salida de la planta (ym_t), de la referencia (SP), y de la señal de control pasada enviada (ut_1).

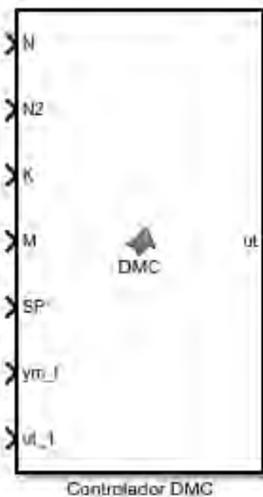


Figura 3.9. Bloque función DMC.m creado en Simulink.

Dentro de la función DMC.m se desarrolló un código de Matlab para calcular la respuesta libre f y la señal de control u que se envía al proceso. Esta función utiliza los datos obtenidos fuera de línea y ejecuta el algoritmo del controlador DMC en línea.

El código principal desarrollado para el modo en línea y que ejecuta la función DMC.m es el siguiente:

```

function ut = DMC(N,N2,K,M,SP,ym_t,ut_1)
% Cálculo de la Respuesta libre f
f=zeros(1,N2);
for kk=1:N2
    f(kk)=ym_k+M(kk,:)*duf';
end
% Cálculo de la ley de control
delta_u=K*(SP-f');
uk=uk_1+delta_u;
end

```

Finalizada la implementación del controlador se procedió a implementar el modelo de la planta. En Simulink se añadió un nuevo subsistema y se configuraron las entradas y salida en correspondencia con la figura 3.10.



Figura 3.10. Subsistema del modelo dinámico identificado de la caldera

El modelo identificado del proceso tiene estructura ARMAX, por lo que el subsistema fue implementado utilizando bloques de funciones de transferencia discreta como se exhibe en la figura 3.11.



Figura 3.11. Modelo paramétrico con estructura ARMAX identificado de la caldera.

Los bloques del subsistema que representa a la planta utilizan los polinomios obtenidos en la identificación. El controlador a implementar se logra enlazando los datos y bloques mencionados anteriormente.

La implementación final del controlador DMC en Simulink se muestra en la figura 3.12. La referencia o setpoint (SP) del controlador se implementó mediante un generador de pulsos o secuencias de entradas de escalones y el ruido se representó mediante una entrada de números aleatorios de media cero.

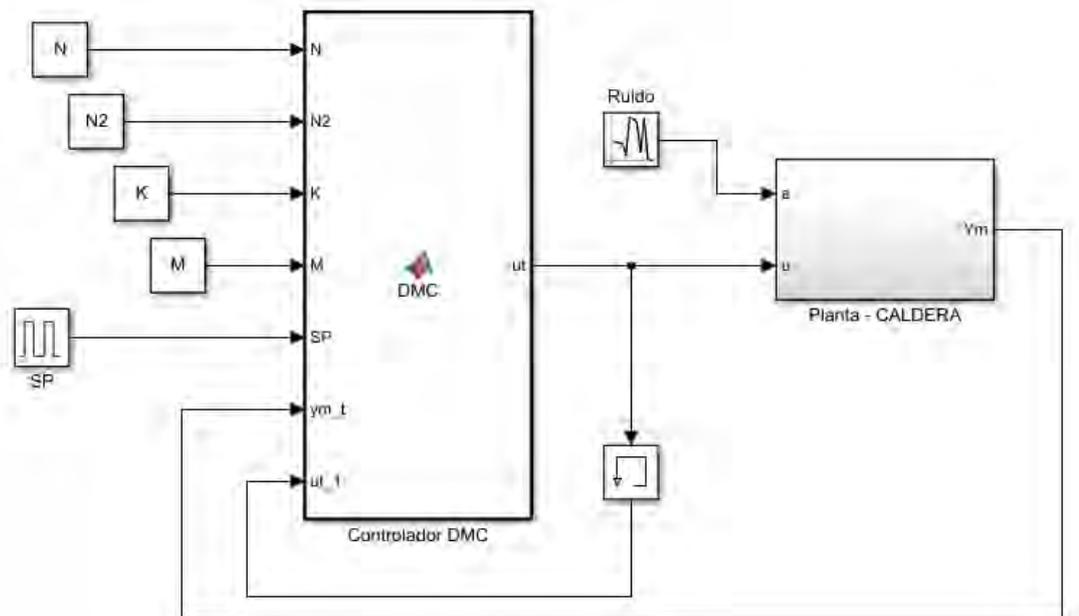


Figura 3.12. Implementación del controlador DMC diseñado en Simulink.

3.7. Evaluación del Desempeño del DMC

La evaluación del desempeño del controlador DMC diseñado se realiza mediante simulación.

Para la simulación se deben escoger los parámetros N_2 , N_u , α y β de sintonización para obtener los mejores resultados de la respuesta temporal.

Para la selección de los parámetros de ajuste del DMC no existen reglas fijas, sin embargo, han sido propuesto algunos criterios que se consideran a continuación [40, 41]:

- El horizonte de predicción N_2 se determina en base al número de periodos de muestreo necesarios para que la respuesta escalón alcance el valor de estado estacionario, es decir el valor de N que en este proceso $N=50$ y el rango de selección es $d+1=7 \leq N_2 \leq N_1+N=51$.
- Otro criterio consiste en seleccionar N_2 entre 10 y 30 periodos de muestreo. El incremento de N_2 resulta en acciones de control más agresivas.
- El horizonte de control N_u se selecciona aproximadamente igual al valor del orden del proceso, que en este proceso es 4.
- Otro criterio es el de seleccionar N_u entre 1 y 3 que son valores típicos de diseño. El incremento de N_u resulta en acciones de control menos agresivas y en un esfuerzo computacional mayor.

Existen diferentes criterios de selección de los parámetros del DMC N_2 , N_u , α y β , ver por ejemplo [40, 41, 43-45]. En este trabajo se utilizan los criterios de selección que se ofrecen en [40, 41] debido a su reconocida efectividad.

Para la simulación del sistema de control diseñado se elaboraron dos archivos, uno para el modo fuera de línea en Matlab y otro para el modo en línea en Simulink.

El archivo en Matlab carga el modelo ARMAX obtenido, inicializa las constantes necesarias, almacena los coeficientes de los polinomios y el retardo, y ejecuta parte del algoritmo de diseño del DMC.

El archivo en Simulink completa el algoritmo del controlador y ejecuta la simulación en lazo cerrado con el modelo del proceso identificado.

En las primeras simulaciones la referencia (SP) se desarrolla mediante un generador de pulsos de amplitud 2.5 bares durante 1800 s.

Finalmente, escogiendo los parámetros adecuados de sintonización se utiliza una referencia de variación escalonada.

El tiempo de muestreo para las simulaciones es de 5 s.

3.7.1. Resultados de Simulación Variando α y β .

Para la simulación del sistema con el DMC diseñado variando los parámetros α y β se asumieron constantes los parámetros N_2 y N_u .

Se seleccionaron $N_2=30$ y $N_u=3$. No se consideraron perturbaciones.

Se realizaron 3 pruebas variando α y considerando $\beta=1$, y 3 pruebas variando β y considerando $\alpha=0.95$, como se muestra en la tabla 3.1.

Tabla 3.1. Valores de α y β para evaluar el DMC diseñado.

Prueba	α	β
1	0.1	1
2	0.5	1
3	0.95	1
4	0.95	0.2
5	0.95	1
6	0.95	3

Los resultados evaluativos de las respuestas temporales del sistema de control con el DMC diseñado y el % de apertura de la válvula de control variando α y considerando $\beta=1$ se exhiben en las figuras 3.13 y 3.14.

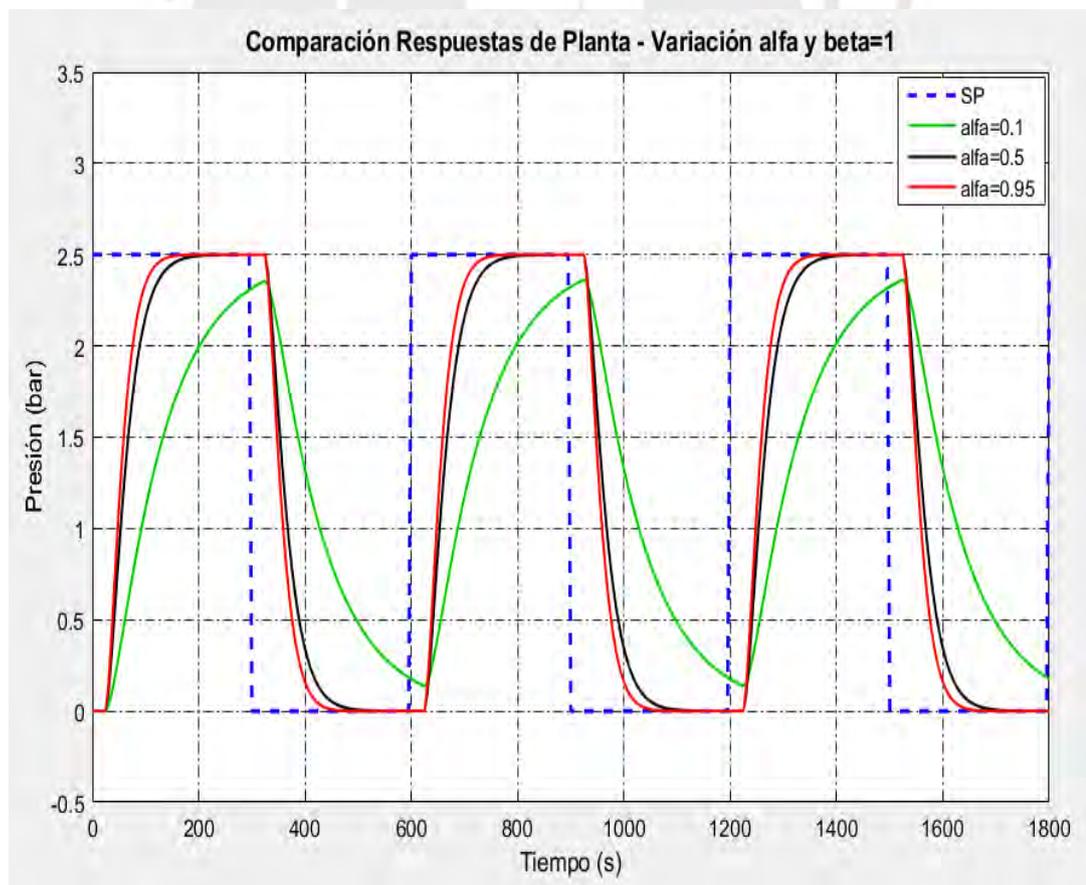


Figura 3.13. Respuestas temporales del sistema de control con variación de α y $\beta=1$.

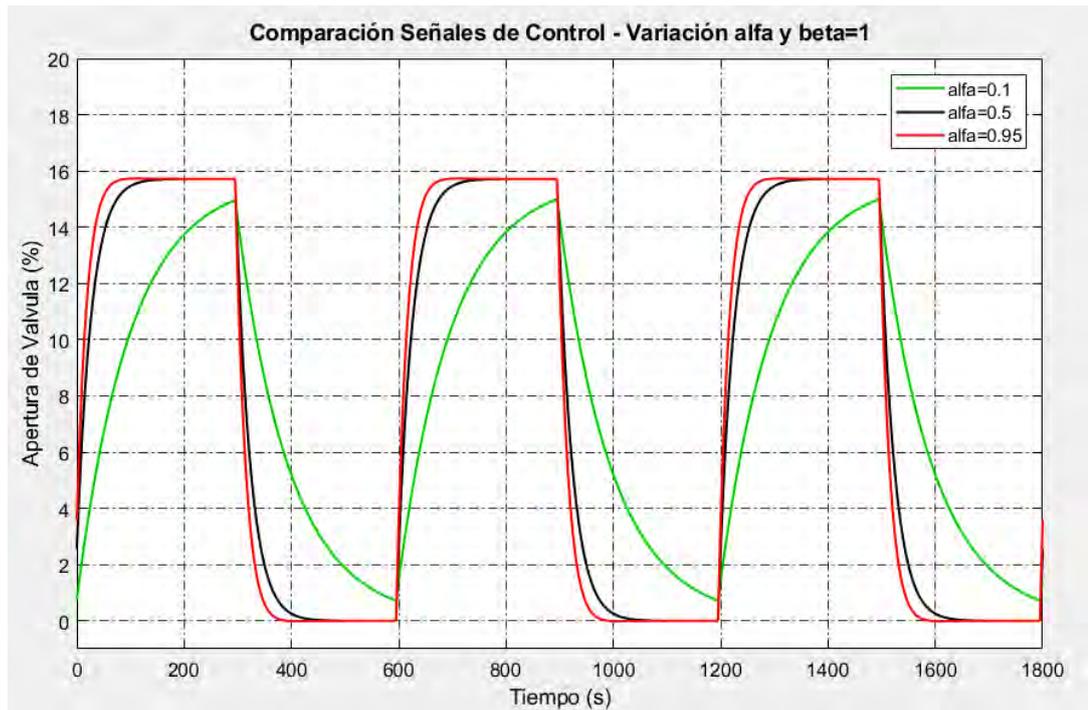


Figura 3.14. Aperturas de la válvula de control con variación de α y $\beta=1$.

Los resultados evaluativos de las respuestas temporales del sistema de control con el DMC diseñado y el % de apertura de la válvula de control variando β y considerando $\alpha=0.95$ se exhiben en las figuras 3.15 y 3.16.

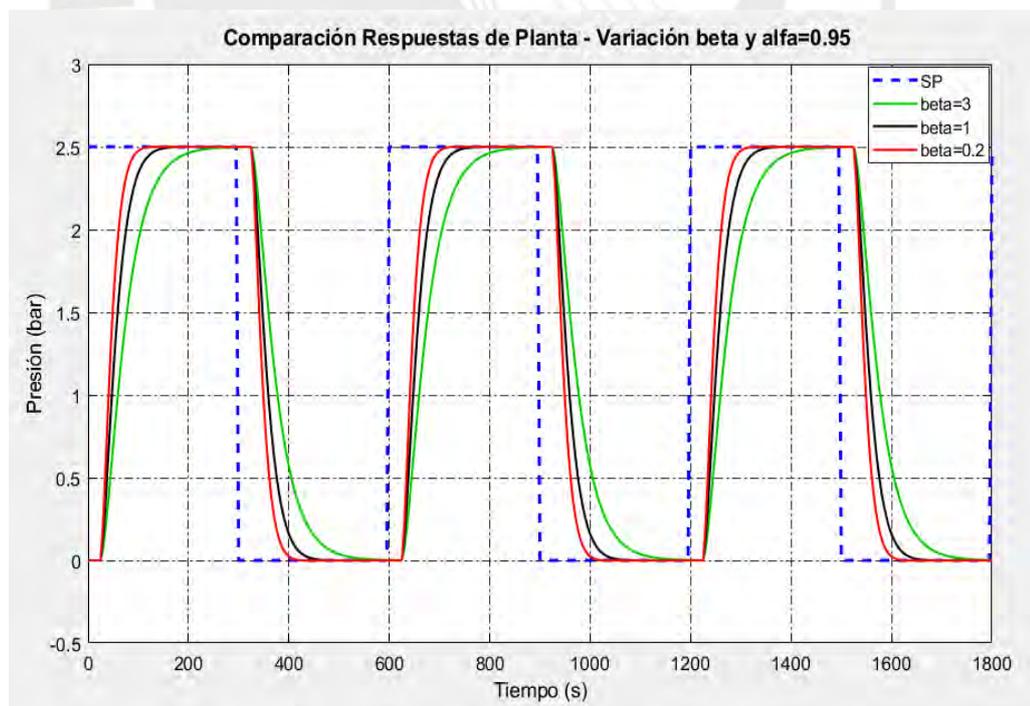


Figura 3.15. Respuestas temporales del sistema de control con variación de β y $\alpha=0.95$.

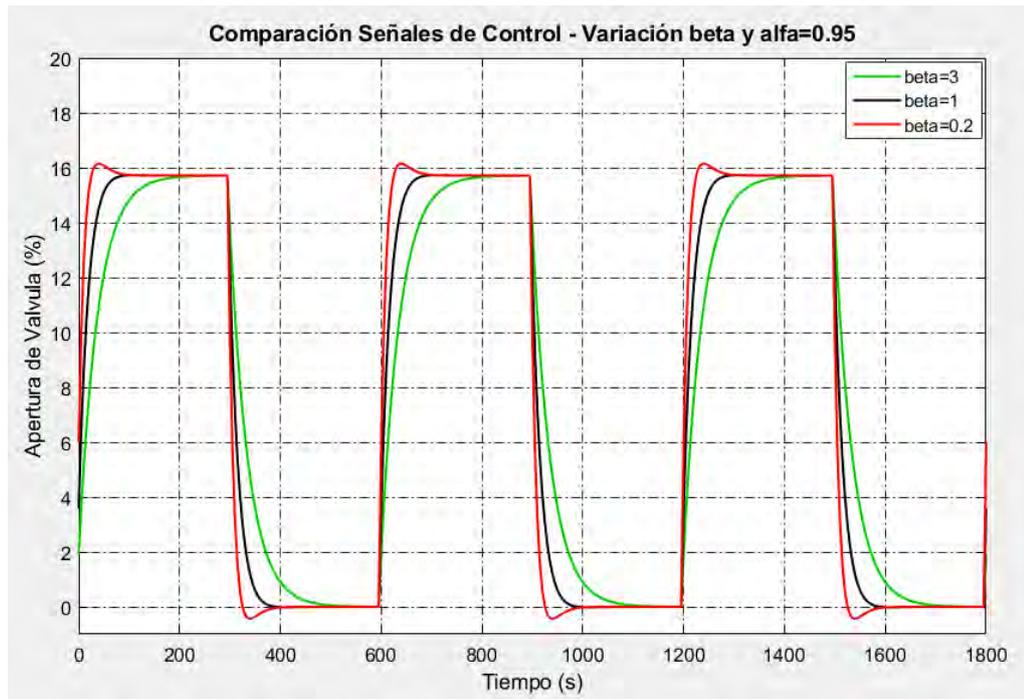


Figura 3.16. Aperturas de la válvula de control con variación de β y $\alpha=0.95$.

De acuerdo a los resultados obtenidos con la variación de α y β se concluye que al aumentar α o disminuir β se obtiene una respuesta más rápida pero la señal de control empieza a tener un ligero sobre-impulso, y al aumentar β o disminuir α se obtiene una respuesta más lenta, además de que la señal de control no presenta sobre-impulso y tiene un comportamiento más suave.

3.7.2. Resultados de Simulación variando N_2 y N_u

Para la simulación del sistema de control con el DMC diseñado variando los parámetros N_2 y N_u se asumieron constantes los parámetros α y β . Se determinó $\alpha=0.8$ y $\beta=1.5$. No se consideran perturbaciones. Se realizaron 3 pruebas variando N_2 y considerando $N_u=3$, y 3 pruebas variando N_u y considerando $N_2=25$, como se muestran en la tabla 3.2.

Tabla 3.2. Valores de N_2 y N_u para evaluar el DMC diseñado.

Prueba	N_2	N_u
1	15	3
2	25	3
3	50	3
4	25	1
5	25	3
6	25	10

Los resultados evaluativos de las respuestas temporales del sistema de control y el % de apertura de la válvula de control de cada prueba se exhiben en las figuras 3.17, 3.18, 3.19 y 3.20.

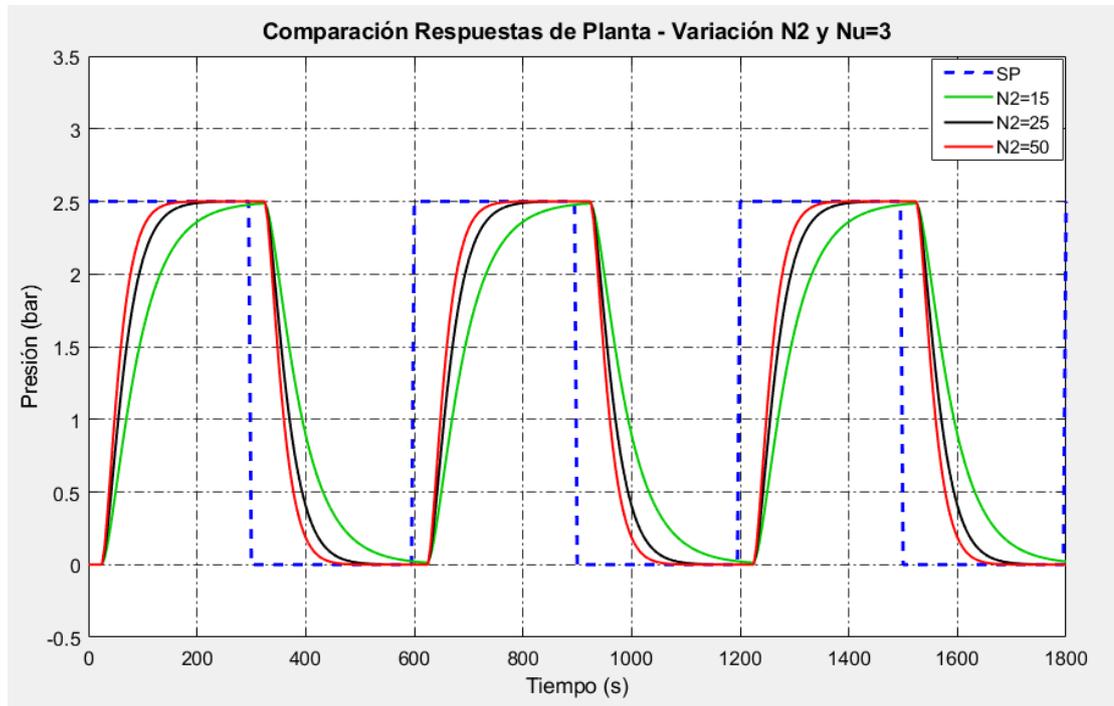


Figura 3.17. Respuestas temporales del sistema de control con variación de N_2 y $Nu=3$.

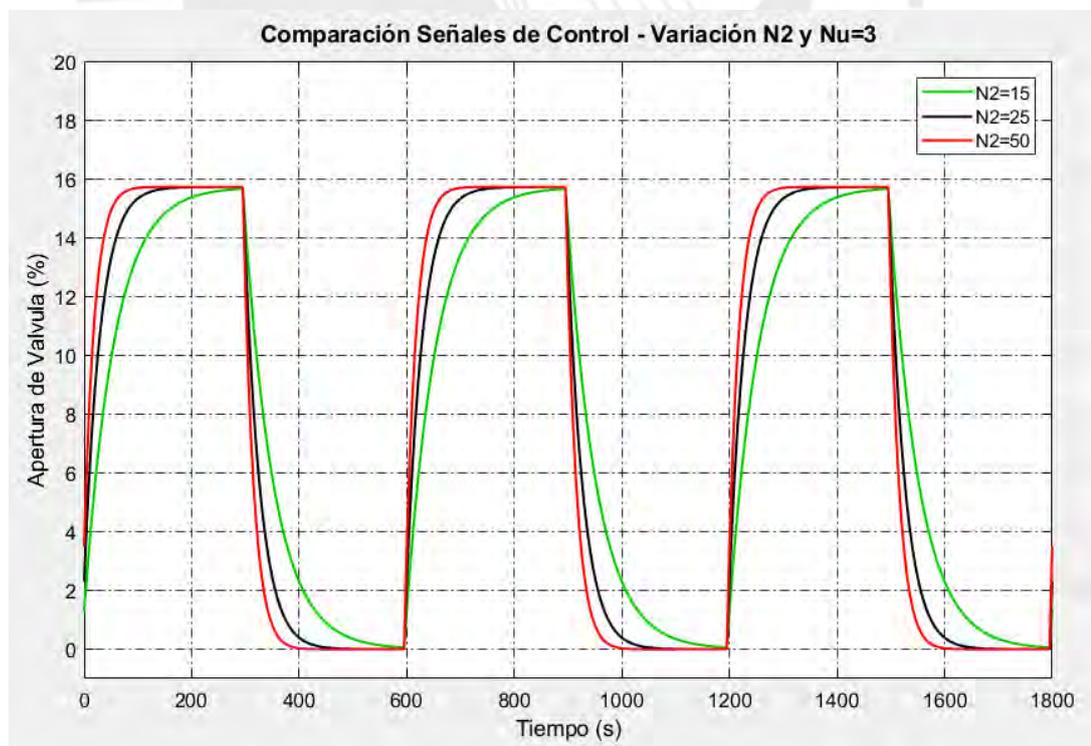


Figura 3.18. Aperturas de la válvula de control con variación de N_2 y $Nu=3$.

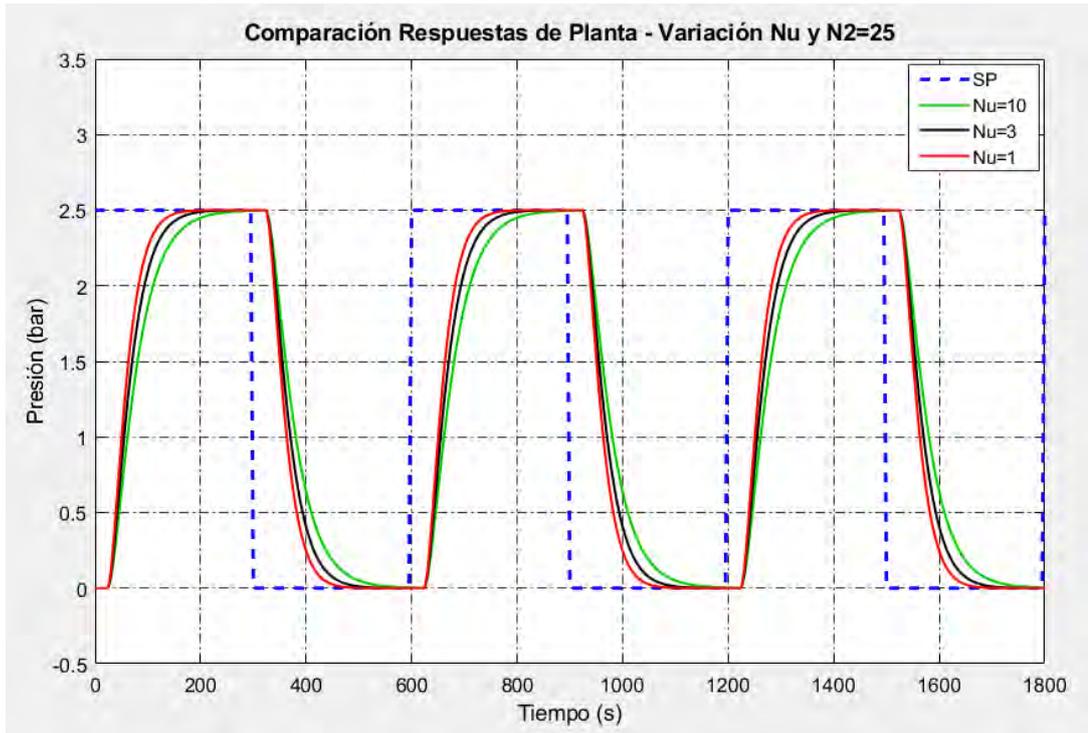


Figura 3.19. Respuestas temporales del sistema de control con variación de N_u y $N_2=25$.

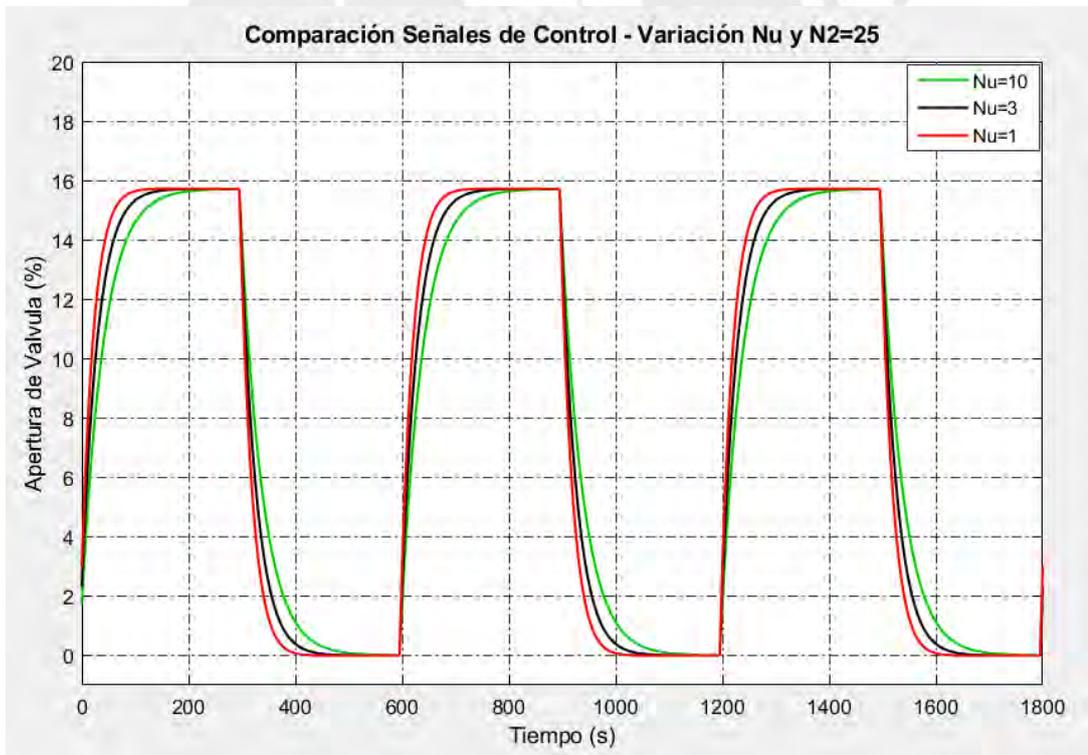


Figura 3.20. Aperturas de la válvula de control con variación de N_u y $N_2=25$.

En correspondencia con los resultados obtenidos de la variación de N_2 y N_u se concluye que al aumentar N_2 se obtiene una respuesta más rápida pero la señal de control empieza a presentar pequeños sobre impulsos.

Al aumentar N_u se obtiene una respuesta más lenta, la señal de control no presenta sobre-impulsos, pero a pesar de tener un comportamiento más suave el esfuerzo computacional es mayor.

Si N_2 disminuye la respuesta es más rápida, pero la señal de control presenta sobre-impulsos.

3.7.3. Resultados de Simulación Variando la Varianza de la Señal de Perturbación

Para la simulación del sistema de control con el DMC diseñado variando la varianza de la señal de perturbación se asumieron constantes los parámetros del controlador α , β , N_2 y N_u .

Se estableció $\alpha=0.8$, $\beta=1.2$, $N_2=35$ y $N_u=3$. Se realizaron tres pruebas de variación de la varianza con valores de 0.1, 1, y 2.

La amplitud de la perturbación de los números aleatorios se consideró hasta 4% de la entrada de referencia.

Los resultados evaluativos de las respuestas temporales del sistema de control se exhiben en las figuras 3.21, 3.22, y 3.23.

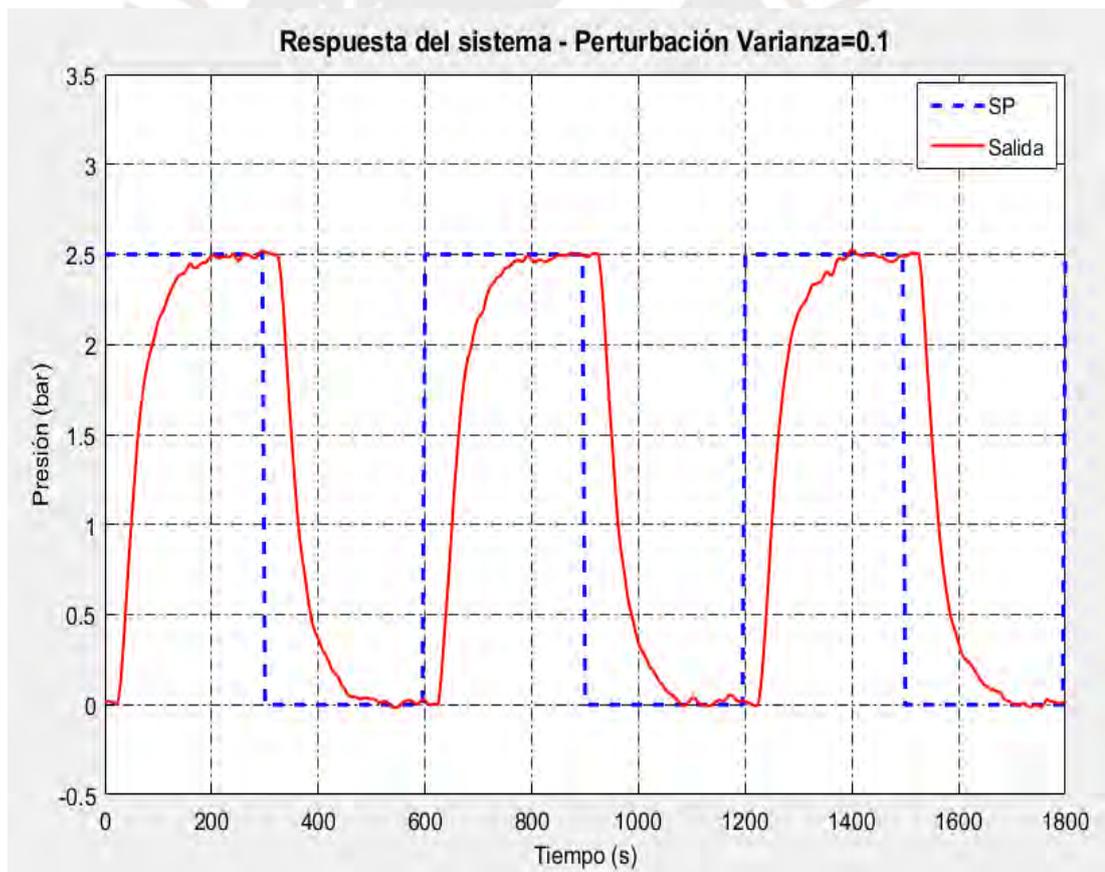


Figura 3.21. Respuesta temporal del sistema de control con varianza 0.1.

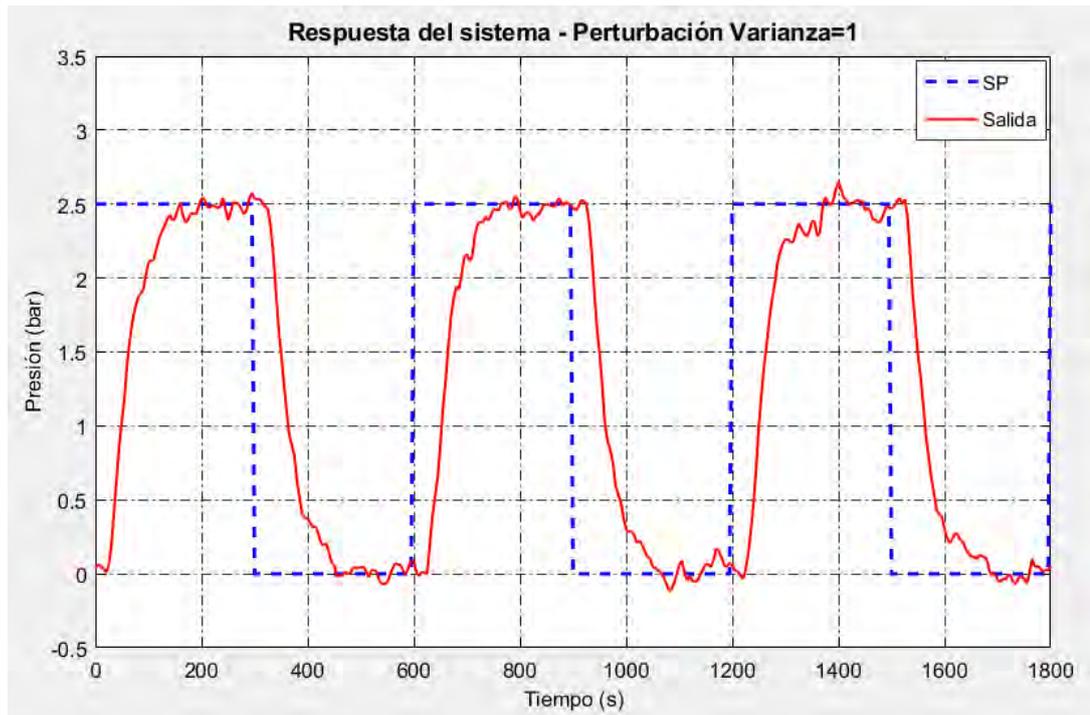


Figura 3.22. Respuesta temporal del sistema de control con varianza 1.

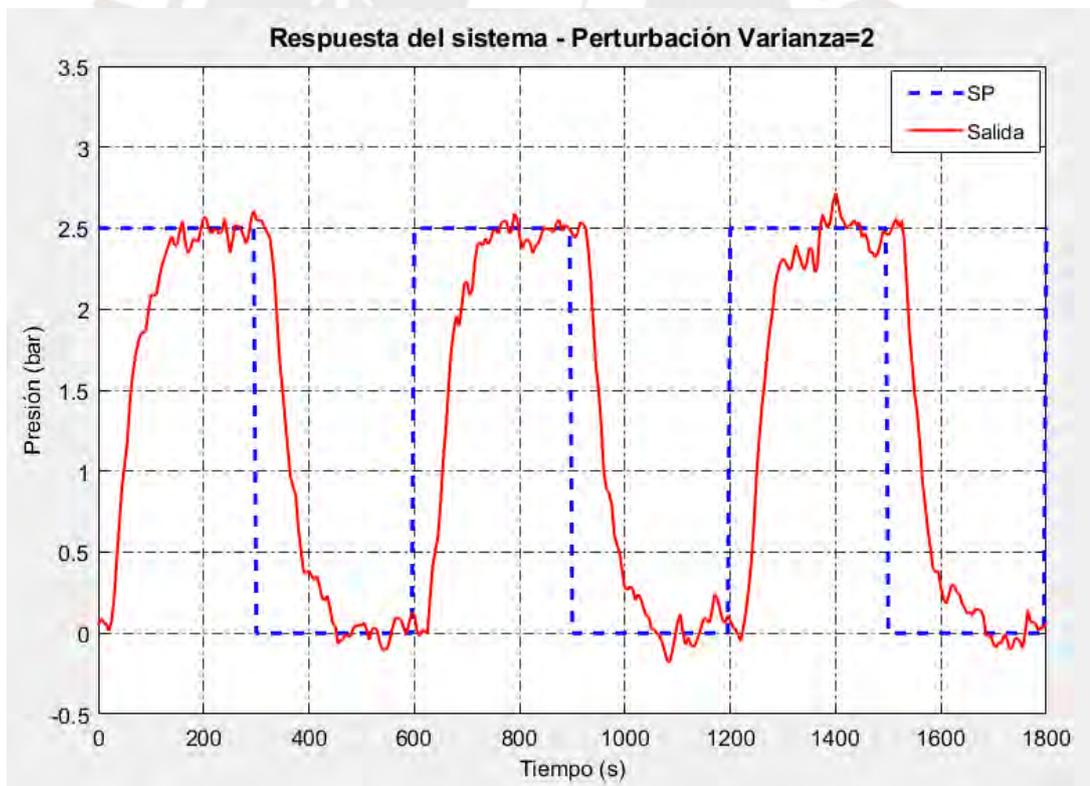


Figura 3.23. Respuesta temporal del sistema de control con varianza 2.

En base a los resultados obtenidos de la variación de la varianza de la señal de perturbación se concluye que el DMC diseñado se comporta de forma robusta frente a este efecto, y el sistema de control se mantiene estable.

3.7.4. Resultados de Simulación con Variación Escalonada de la Señal de Referencia Externa

Para la simulación del sistema de control con el DMC diseñado con variación escalonada de la señal de referencia se asumieron constantes los parámetros α , β , N_2 y N_u .

Se estableció $\alpha=0.8$, $\beta=1.2$, $N_2=35$ y $N_u=3$. No se consideraron perturbaciones en esta prueba.

Con estos parámetros se calculó el vector \mathbf{K} (primera fila de la matriz \mathbf{H} del controlador DMC), cuyos valores se muestran a continuación:

```

K =
Columns 1 through 10
    0    0    0    0    0    0.0198    0.0332    0.0368    0.0386    0.0403
Columns 11 through 20
    0.0418    0.0430    0.0439    0.0445    0.0450    0.0454    0.0457    0.0459    0.0461    0.0462
Columns 21 through 30
    0.0463    0.0464    0.0464    0.0465    0.0465    0.0465    0.0466    0.0466    0.0466    0.0466
Columns 31 through 35
    0.0466    0.0466    0.0466    0.0466    0.0466
  
```

Los resultados comparativos de las respuestas temporales del sistema de control se exhiben en las figuras 3.24 y 3.25.

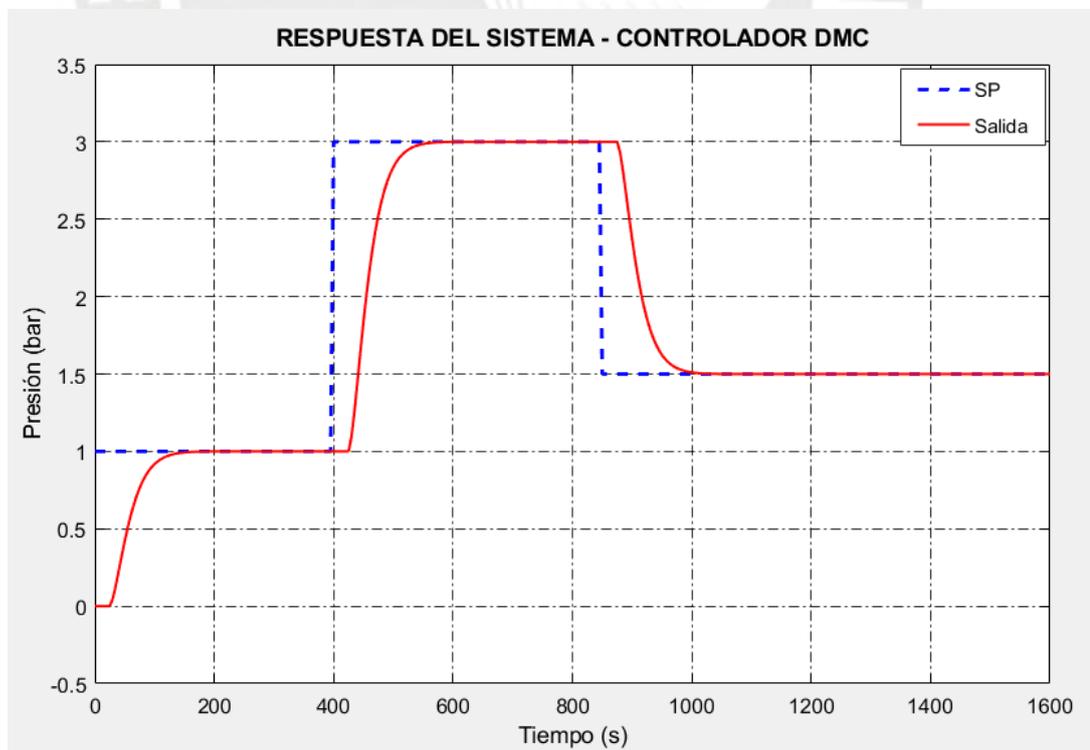


Figura 3.24. Respuesta temporal del sistema de control con variación escalonada de la señal de referencia externa.

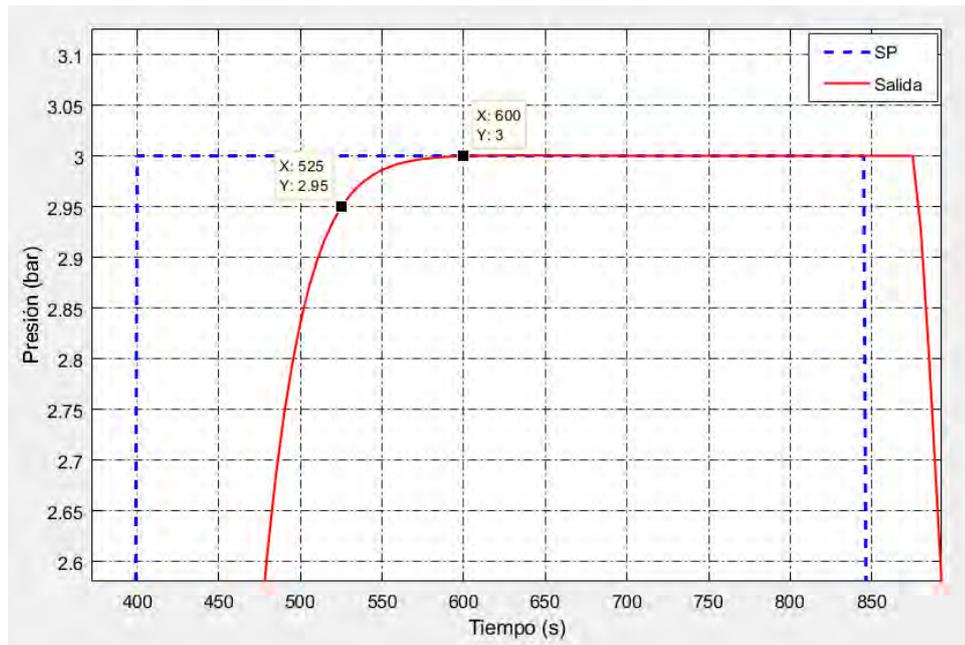


Figura 3.25. Imagen ampliada de la figura 3.24. Respuesta sin sobre-impulso.

De las figuras 3.24 y 3.25 es posible observar que la respuesta presenta un sobre-impulso despreciable (0.023%), el tiempo de establecimiento es aproximadamente 130 s y el error de estado estacionario es cero.

3.8. Conclusiones

- Se mostraron las principales tendencias actuales en el control automático de procesos industriales.
- Se estudiaron los conceptos básicos del CPBM. Se seleccionó el controlador DMC como estrategia de control a utilizar.
- Se diseñó el controlador DMC. Para ello se desarrollaron programas y funciones en Matlab.
- Se realizaron evaluaciones del controlador DMC diseñado mediante simulaciones variando los parámetros de sintonía α , β , N_2 y N_u . El mejor desempeño se obtuvo con $\alpha=0.8$, $\beta=1.2$, $N_2=35$ y $N_u=3$. Además, se realizaron evaluaciones del controlador DMC diseñado considerando variaciones en la varianza de la señal de perturbación, así como variación escalonada de la señal de referencia externa.
- Como resultado de las evaluaciones mediante simulación realizadas se obtuvo que el controlador DMC diseñado posibilita controlar de forma efectiva la presión del vapor.

CAPÍTULO 4. EVALUACIÓN DE LA ROBUSTEZ DEL CONTROLADOR DMC DISEÑADO

4.1. Introducción

Los controladores PI y PID han sido los más ampliamente implementados en la actividad práctica de la ingeniería de control durante siete décadas y han sido reconocidos como una de las decisiones de control más importante del siglo veinte [155].

En las aplicaciones de control más del 95% de los controladores son PI o PID [156]. Estos controladores son suficientes en muchas aplicaciones de control con requerimientos de desempeño no muy exigentes y han subsistido a los cambios tecnológicos a lo largo del tiempo [155].

Por tal motivo se considera que los controladores PID constituyen una buena alternativa para realizar comparaciones del desempeño con otros controladores utilizados en la actividad práctica industrial [156]. Es por ello, que en este trabajo se compara el DMC diseñado con el PID.

En este capítulo se diseña un controlador PID convencional y se evalúa su desempeño mediante simulación en el control de la presión en la caldera objeto de estudio. Finalmente, se realizan evaluaciones comparativas de la robustez de los controladores diseñados DMC vs PID.

4.2. Diseño del Controlador PID

En la práctica industrial la robustez de los controladores se evalúa utilizando diferentes criterios entre los que se encuentran: el PEM (porcentaje de error máximo), el criterio del 2% del tiempo de establecimiento (t_s), el IAE (la integral del error absoluto), el ISE (la integral del error cuadrático) [154].

El controlador convencional PID se diseñó utilizando el método de prueba y error, que es uno de los métodos más utilizado en la práctica industrial [155]. En la figura 4.1 se exhibe el diagrama del sistema de control del proceso objeto de estudio con ley de control PID, y en la figura 4.2 se exhibe un diagrama con la configuración del controlador PID en Simulink para realizar la evaluación comparativa de los controladores diseñados.

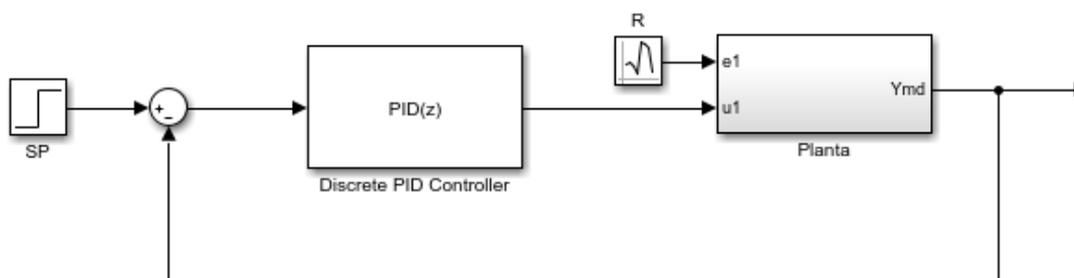


Figura 4.1. Diagrama del sistema de control de presión con ley de control PID.

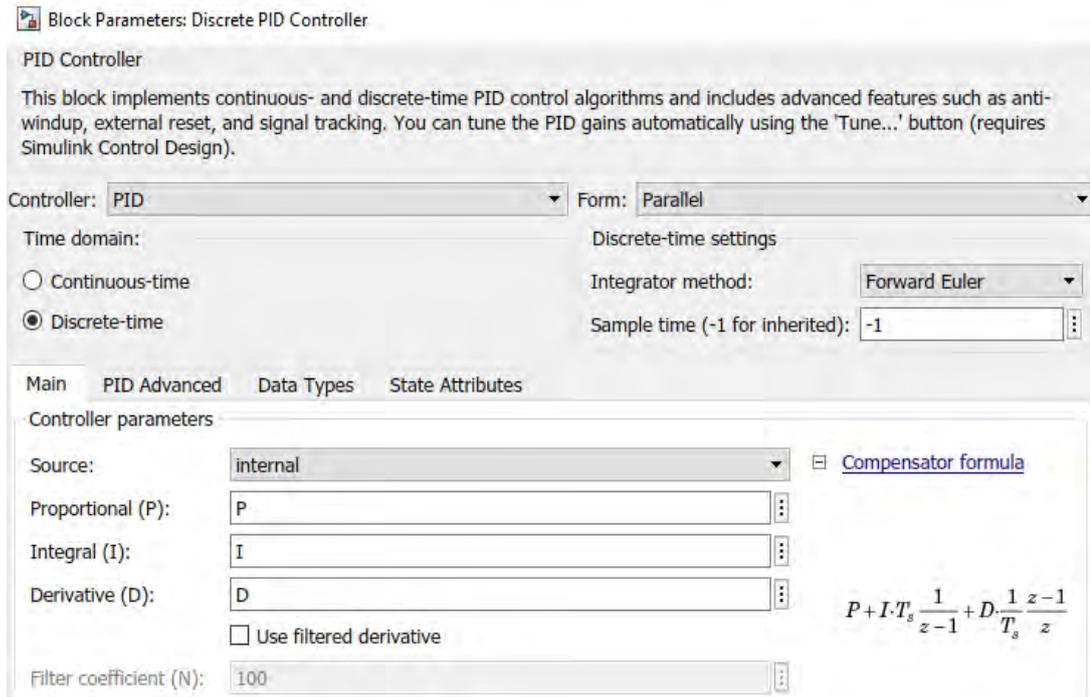


Figura 4.2. Configuración del controlador PID en Simulink.

4.3. Evaluación Comparativa de Robustez de los Controladores PID y DMC

Las expresiones de los índices de desempeño PEM, IAE e ISE para evaluar la robustez de los controladores DMC y PID son las siguientes [154]:

$$PEM = \frac{|y(t)_{max} - SP(t)|}{SP(t)} \times 100, \quad (4.1)$$

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt, \quad (4.2)$$

$$ISE = \int_0^{\infty} e^2(t) dt, \quad (4.3)$$

donde $SP(t)$ es la referencia, y $e(t)$ es la señal de error.

Se realizaron diversas evaluaciones de los controladores diseñados DMC y PID mediante simulaciones variando sus parámetros de sintonía para obtener la mejor respuesta temporal y el menor índice de desempeño.

En la tabla 4.1 se muestran los valores de ajuste del controlador PID, así como los valores obtenidos de los índices de desempeño considerados frente a un cambio en la referencia de 2.5 bares.

En la figura 4.3 se exhiben las respuestas temporales del sistema de control con controlador PID y el ajuste del controlador obtenido en las pruebas P1, P3, P5 y P7.

Tabla 4.1. Resultados del ajuste del controlador PID.

Prueba	<i>P</i>	<i>I</i>	<i>D</i>	PEM(%)	ts(s) - 2%	IAE	ISE
1	1.6	0.080	0.16	0	190	196.4	351.9
2	1.7	0.087	0	0.072	160	180.9	336.3
3	1.7	0.090	0.17	0.448	145	176.3	332.1
4	1.8	0.095	0	0.989	135	169.0	322.3
5	2.0	0.105	0	2.75	175	158.8	306.0
6	2.2	0.115	0.22	5.209	180	152.7	293.3
7	2.5	0.130	0.26	9.773	170	148.5	279.9

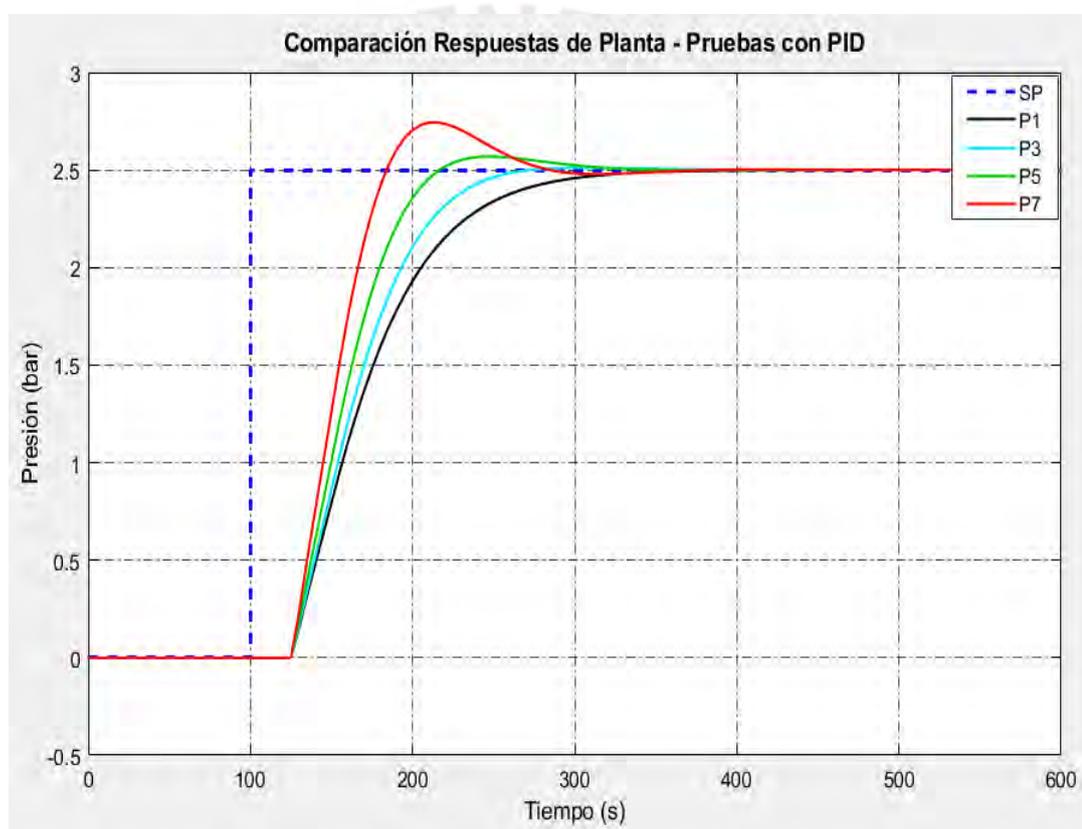


Figura 4.3. Respuestas temporales del sistema de control con PID considerando el ajuste de las pruebas P1, P3, P5 y P7.

En la tabla 4.2 se muestran los valores de ajuste del controlador DMC, así como los valores obtenidos de los índices de desempeño considerados frente a un cambio en la referencia de 2.5 bares.

En la figura 4.4 se exhiben las respuestas temporales del sistema de control con controlador DMC y el ajuste del controlador obtenido en las pruebas P1, P2, P5 y P7.

Tabla 4.2. Resultados del ajuste del controlador DMC.

Prueba	α	β	N_2	N_u	PEM(%)	t_s (s) - 2%	IAE	ISE
1	0.80	2.50	35	3	0.0001	175	187.7	350.7
2	0.80	1.20	35	3	0.0227	130	157.4	307.3
3	0.80	1.20	50	3	0.0257	125	149.9	295.3
4	0.95	1.20	35	3	0.0274	125	152.8	300.5
5	0.80	1.20	35	2	0.0282	120	148.0	292.8
6	0.95	0.20	40	2	0.0293	95	122.3	250.6
7	1.10	0.10	40	2	0.0295	90	117.4	243.4

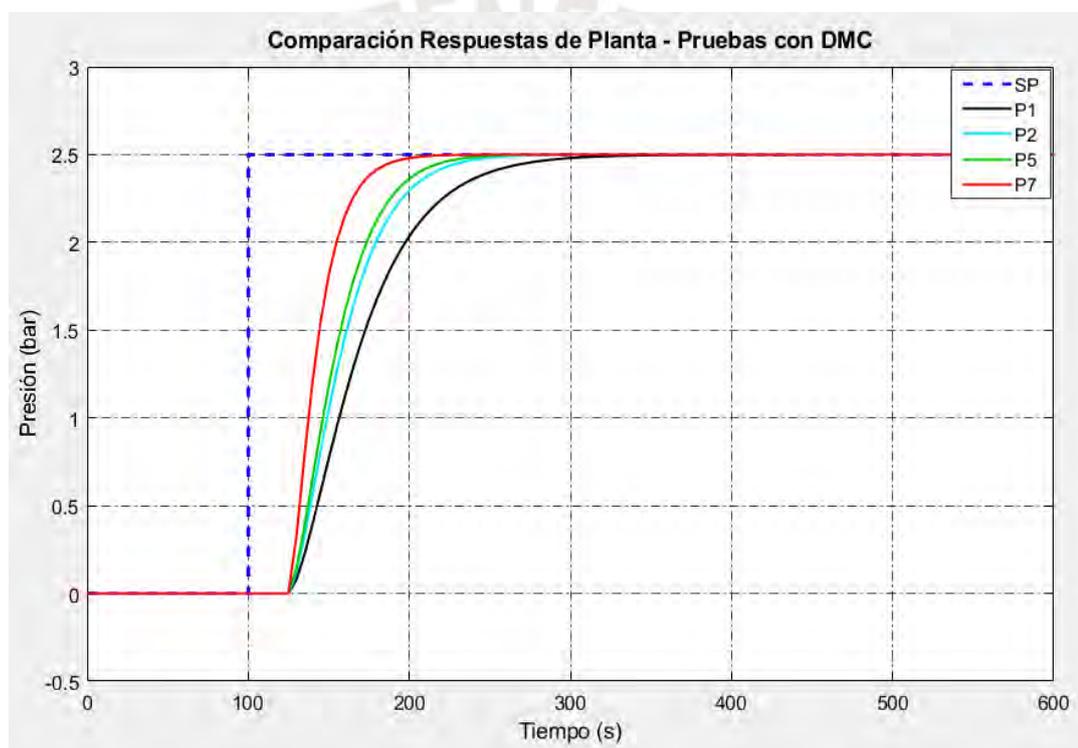


Figura 4.4. Respuestas temporales del sistema de control con el DMC considerando el ajuste de las pruebas P1, P3, P5 y P7.

Finalmente, en la figura 4.5 se muestran las respuestas temporales comparativas del sistema de control con controlador PID (P1 y P4), y controlador DMC (P2 y P6).

De las tablas y de las figuras se observa que los menores índices de desempeño y las mejores respuestas temporales se obtienen con el DMC. Con el DMC las respuestas son más rápida y los sobre impulsos son despreciable.

Adicionalmente, se desarrollaron evaluaciones del sistema de control con PID y DMC en presencia de perturbación de carga.

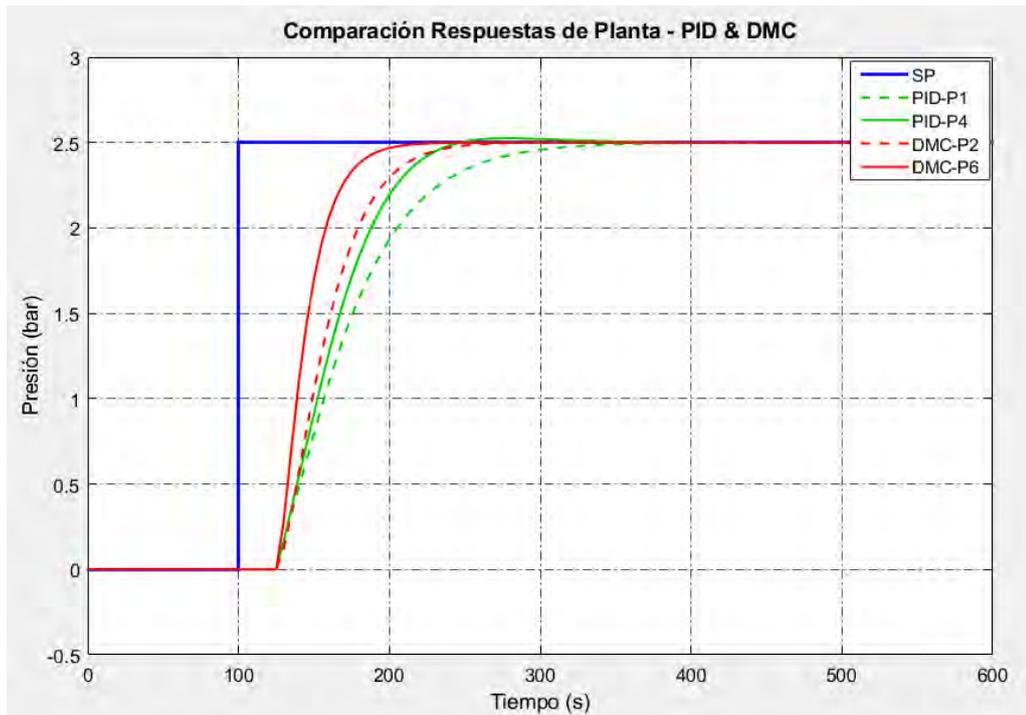


Figura 4.5. Respuestas temporales comparativas del sistema de control con controlador PID (P1 y P4) y controlador DMC (P2 y P4).

En la figura 4.6 se exhiben las respuestas temporales del sistema de control con controladores PID y DMC considerando una perturbación de carga. De la figura se observa que el mejor desempeño se obtiene con el DMC.

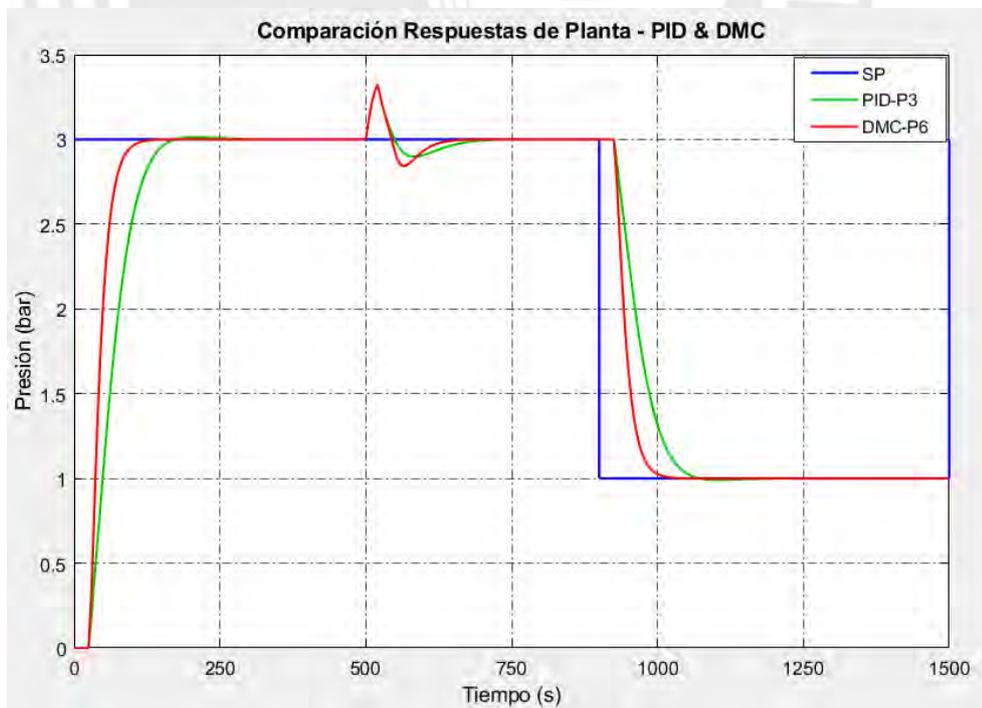


Figura 4.6. Respuestas temporales comparativas del sistema de control con controlador PID (P3) y controlador DMC (P6) frente a una perturbación de carga.

En la figura 4.7 se exhiben las señales de control de ambos controladores observándose la rapidez de la acción del controlador DMC con los parámetros seleccionados.

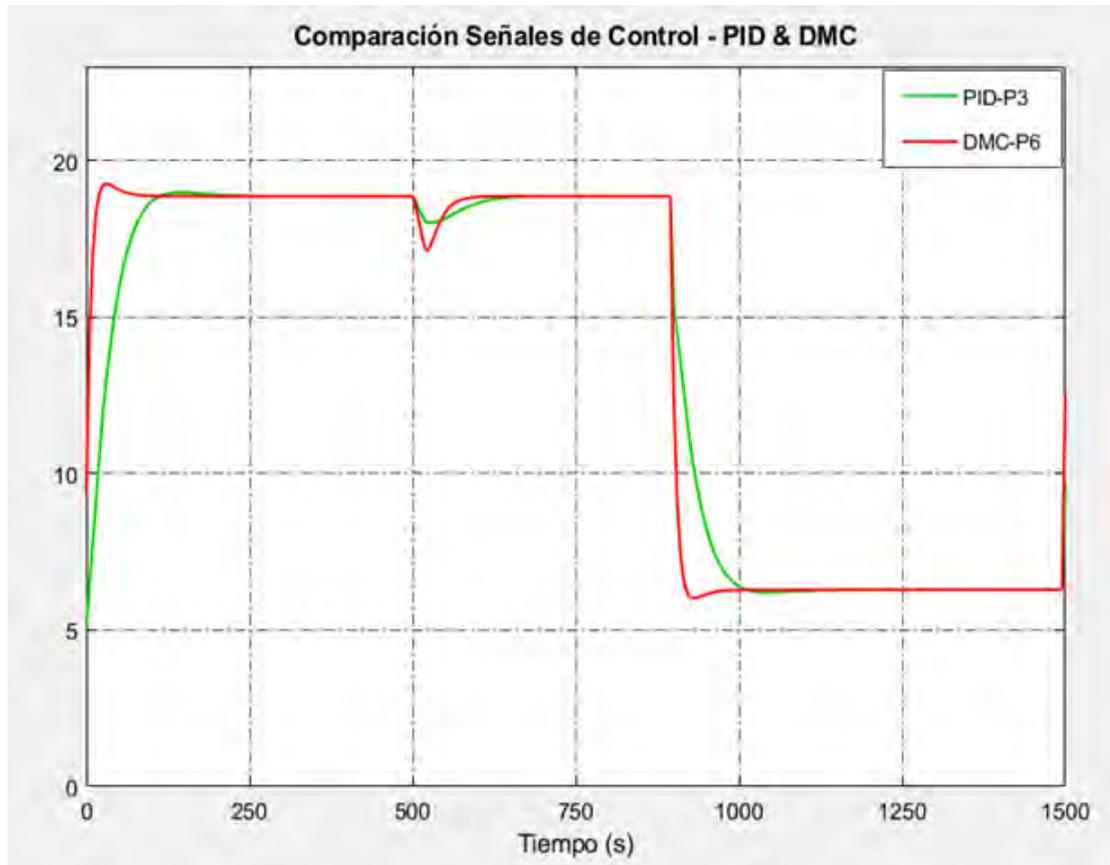


Figura 4.7. Señales de control del controlador PID (P3), y del controlador DMC (P6) frente a una perturbación de carga.

En la tabla 4.3 se presentan los resultados comparativos de los índices de desempeño con el PID y el DMC diseñados considerando el efecto de la perturbación de carga. De la tabla se observa que el menor índice de desempeño se obtiene con el controlador DMC.

Tabla 4.3. Resultados comparativos de los índices de desempeño considerando una perturbación de carga.

CONTROLADOR	IAE	ISE
PID - P3 (P=1.7 / I=0.09 / D=0.17)	368.7	693.1
DMC - P6 ($\alpha=0.95$ / $\beta=0.2$ / $N_2=40$ / $N_u=2$)	259.9	523.8

El controlador DMC es equivalente a un regulador lineal, por consiguiente, la estabilidad del sistema de control en lazo cerrado depende de los valores de sus parámetros de sintonía N_2 , N_u , β , y T_s [40].

El factor de peso β penaliza la señal de control para impedir que sea demasiado agresiva y que se originen oscilaciones y/o comportamientos inestables en la respuesta temporal del sistema de control [40]. Por consiguiente, β tiene el efecto de suavizar la respuesta temporal del sistema. Si β es excesivamente pequeño, el controlador DMC calcula un Δu que origina una señal de control agresiva que puede inestabilizar el sistema de control. Además, valores elevados de β implican que la respuesta temporal presente oscilaciones crecientes [40].

Los horizontes de predicción N_2 y control N_u influyen en la estabilidad del sistema de control [40]. Si el horizonte de predicción N_2 es muy grande, los incrementos en la señal de control pueden ser suficientemente grandes e inestabilizar el sistema de control. Por ende, conforme aumentan N_2 , y N_u el sistema de control tiende a la inestabilidad [40]. Este efecto puede compensarse mediante la selección de un adecuado factor de peso β [40]. Cuando se selecciona un correcto valor de β , valores elevados de N_2 y N_u no originan la inestabilidad del sistema de control [40].

El periodo de muestreo T_s también influye en la estabilidad del sistema de control [40]. La selección de un periodo de muestreo T_s demasiado pequeño implica que el sistema presente una baja velocidad de respuesta. Contrariamente, si T_s se selecciona demasiado grande, la respuesta temporal del sistema puede ser inestable debido a la incapacidad del sistema para reaccionar al efecto de las perturbaciones [40].

4.4. Conclusiones

- Se desarrolló el diseño de un PID convencional mediante el método de prueba y error para el control de la presión del vapor.
- Se realizaron evaluaciones comparativas mediante simulaciones del desempeño del sistema de control con el PID y el DMC diseñados.
- Los resultados de las evaluaciones realizadas mostraron que el mejor desempeño del sistema de control se obtuvo con el DMC.
- El controlador DMC diseñado funciona de manera efectiva y muestra un comportamiento fiable en el control de la presión del vapor.

CONCLUSIONES GENERALES

Todos los objetivos definidos fueron cumplidos, obteniéndose resultados originales.

Se desarrolló un estudio sobre el estado de los sistemas de control de calderas. Como resultado de este estudio se evidenció que el control efectivo de la combustión en calderas pirotubulares constituye un tema aún no resuelto de forma efectiva por la comunidad científica internacional. Por consiguiente, los trabajos encaminados a resolver este complejo problema presentan una elevada importancia.

Mediante la aplicación de los métodos de identificación de sistemas se obtuvo un modelo matemático con estructura ARMAX que describe adecuadamente la dinámica de la presión. Los resultados de validación mediante el método de validación cruzada mostraron que el modelo derivado describe al proceso de presión del vapor con un índice de desempeño FIT=95.62%.

Se diseñó un controlador DMC para el control efectivo de la presión del vapor. Se desarrollaron programas y funciones en Matlab para realizar el cálculo del algoritmo de control.

Se realizaron evaluaciones del controlador DMC diseñado mediante simulaciones. Como resultado se obtuvo que el controlador DMC diseñado posibilita controlar de forma efectiva la presión del vapor.

Se realizó el diseño de un PID convencional mediante el método de prueba y error para el control de la presión del vapor.

Se realizaron evaluaciones comparativas mediante simulaciones del desempeño del sistema de control con el PID y el DMC diseñados.

Los resultados de las evaluaciones realizadas mostraron que el mejor desempeño del sistema de control de la presión del vapor se obtuvo con el controlador DMC.

El trabajo futuro de investigación se concentrará en la implementación práctica del controlador DMC diseñado en la caldera pirotubular objeto de estudio.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Sanchez C., Furquen Gonzalez H. (2014). Eficiencia energética. Desarrollo Tecnológico e Innovación Empresarial, 1(3), 1–5.
2. Kreith, F. Goswami, D.Y. (2007). Handbook of energy efficiency and renewable energy. Taylor & Francis Group LLC, Boca Raton, USA.
3. Friedler F. (2010). Process integration, modelling and optimization for energy saving and pollution reduction. Applied Thermal Engineering, 30(16),2270–2280.
4. Mohammed Shahid A. (2018). Analysis and adaptation of cost-effective boiler. International Research Journal of Engineering and Technology, 5(3), 4–8.
5. Afolabi Morakinyo A.I. (2017). The optimization of operational parameters of a biomass fire-in-tube boiler using Taguchi design method. American Journal of Food Science and Technology, 5(june-2017), 6–11.
6. Barroso J., Barreras F., Amaveda H., Lozano A. (2003). On the optimization of boiler efficiency using bagasse as fuel. Fuel, 82(12), 1451–1463.
7. Alonso F. (1996). La seguridad en calderas. INSHT, Madrid, España.
8. Annaratone, D. (2008). Steam generators. Description and design. Springer-Verlag, Berlin, Germany.
9. Alena A., Sahu O. (2013). Cogenerations of energy from sugar factory bagasse, Journal of Energy Engineering, 1(2), 22–29.
10. Salcedo J., Feliu V., Rivas R. (2021). State feedback temperature control based on a Smith predictor in a precalciner of a cement kiln. IEEE Latin America Transactions, 19(1), 138–146.
11. De Prada Moraga, C., Baeyens Lazaro, E., Rivas-Perez, R. (2009). Introducción a la sección especial de modelado, control y optimización en la industria azucarera. Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial 6(3), 5–9.
12. Acedo Sánchez J. (2003). Control avanzado de procesos. Teoría y práctica. Ediciones Díaz de Santos, S. A., Madrid, España.
13. Bychko B.J. (1988). Procesos químicos y termo-energéticos. Dinámica y control, TII. Ediciones ENPES, La Habana, Cuba.
14. Lindsley D.M. (1991). Boiler control system. Mc-Graw Hill, London, UK.
15. Kohan, A.L. (2000). Manual de calderas. Mc Graw Hill, Madrid, España.
16. Basu P., Kefa C., Jestin L. (1999). Boilers and burners: design and theory, Springer-Verlag, NY, USA.
17. Rayaprolu, K. (2013). Boilers, a practical reference. CRC Press, USA.
18. Shields C.D. (1996). Boilers: types, characteristics and functions. McGraw-Hill, TX, USA.
19. Rhine J.M., Tucker R.J. (1994). Modelling of gas-fired furnaces and boilers and others industrial heating process. McGraw Hill, NY, USA.
20. Sintas Coll J. (1994). Control de calderas de vapor, tercera edición, Tiempo Real S.A, Madrid, España.
21. Sintas J. (1994). Steam boiler control (30th ed.). Tiempo Real S.A, Barcelona, Spain.
22. Rhinehart, R.R. (2000). The century's greatest contributions to control practice.

- ISA Transactions, 39, 3–13.
23. Milán García G., Rivas-Perez R., Herranz J. (1997). Control de generadores de vapor mediante autómatas programables. Memorias del Segundo Congreso de la Asociación Colombiana de Automática, Bucaramanga, Colombia, 164–165.
 24. Herranz Luis J., Rivas-Perez R., Llanes Santiago O., Cesar Sánchez E. (1994). Automatización integral de generadores de vapor. Memorias de la VIII Conferencia Científica de Ingeniería y Arquitectura del Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría, La Habana, Cuba.
 25. Rodríguez Vásquez J.R., Rivas-Perez R. (2011). Desarrollo de un sistema de control avanzado de la presión del vapor en una caldera de tubos de fuego. Editorial PUCP, Lima, Perú.
 26. Rivas-Perez R. (2011). Generadores de vapor de bagazo y su control. Libro blanco del control automático en la industria de la caña de azúcar. Programa CYTED, Red de Automatización y Control de la Industria de Transformación de la Caña de Azúcar, 195-230, España.
 27. Gilman G. F. (2010). Boiler control systems engineering. ISA – Instrumentation, Systems and Automation Society, USA.
 28. Rivas-Perez R., Cesar Sánchez E., Busoch Morlan C., Moreno Vega V. (2008). Modelado y control de calderas. Memorias de las Jornadas Iberoamericanas sobre Fortalecimiento y Sostenibilidad del Sector Industrial de la Caña de Azúcar (Antigua, junio 2-6), Guatemala.
 29. Lindsley D.M. (2000). Power-plant control and instrumentation. The control of boilers an HRSG systems. IEEE Control Engineering Series, London, UK.
 30. Dukelow S. (1991). The control of boilers. Instrument Society of America, Research Triangle Park, NC, USA.
 31. Astrom K., Hagglund T. (2009). Control PID avanzado. Pearson Educación S.A., Madrid, España.
 32. Astrom, K.J., Häggglund, T. (1995). PID controllers: theory, design and tuning. Instrument Society of America, NC, USA.
 33. Visioli A. (2006). Practical PID control. Springer, London, UK.
 34. Havlena V., Findejs J. (2005). Application of model predictive control to advanced combustion control. Control Engineering Practice, 13, 671–680.
 35. Salcedo Hernández J., Rivas-Perez R., Sotomayor-Moriano J. (2020). Design of a robust H_2 state feedback temperature controller for a steel slab reheating furnace. Applied Sciences, 10(5), 1731.
 36. Rivas-Perez R., Sotomayor-Moriano J., Pérez-Zuñiga G., Soto-Angles M.E. (2019). Real-time implementation of an expert model predictive controller in a pilot-scale reverse osmosis plant for brackish and seawater desalination. Applied Sciences, 9(14), 2932.
 37. Cardozo Galvez E.O., Rivas-Perez R. (2018). Diseño de un GPC con restricciones basado en un modelo ANFIS para el control del proceso de neutralización del pH en los efluentes residuales de una planta concentradora de minerales polimetálicos. Tesis de Maestría, Pontificia Universidad Católica del Perú, Lima, Perú.
 38. Rivas-Perez R., Sotomayor Moriano J., Perez-Zuñiga C.G. (2017). Adaptive expert generalized predictive multivariable control of seawater RO desalination plant for a mineral processing facility. IFAC-PapersOnLine, 50(1), 10244–

10249.

39. Rivas-Perez R., Sotomayor-Moriano J., Perez-Zuñiga C.G., Calderon-Mendoza E.M. (2016). Design of a multivariable GPC based on an industrial PC for control of a reverse osmosis unit of a pharmaceutical industry. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 15(1), 259–273.
40. Camacho E.F., Bordons C. (2012). *Model predictive control in the process industry*. Springer, London, UK.
41. Camacho E.F., Bordons C. (2007). *Model predictive control*, second edition, Springer-Verlag, London, UK.
42. Smith C., Corripio A. (2014). *Control automático de procesos*. John Wiley, Limusa, México.
43. Maciejowski J. (2002). *Predictive control with constraints*. Prentice Hall, Englewood Cliffs, NJ, USA.
44. Rossiter J.A. (2003). *Model-based predictive control*. CRC Press, USA.
45. Sunan H. (2002). *Applied predictive control*. Springer-Verlag, London, UK.
46. Hogg B.W., El-Rabaie N.M. (1990). Generalized predictive control of steam pressure in a drum boiler. *IEEE Transaction on Energy Conversion*, 5(3), 485–492.
47. Hogg B.W., El-Rabaie N.M. (1991). Multivariable generalized predictive control of a boiler system. *IEEE Transaction on Energy Conversion*, 6(2), 282–288.
48. Astrom, K.J., Bell, R.D. (2000). Drum-boiler dynamics. *Automatica*, 36(3), 363–378.
49. Rivas-Perez R., Beauchamb G., Saliceti Piazza L., Cesar Sanchez E. (1998). Automatic control system of steam generator. *Proceedings of XVIII Interamerican Congress of Chemical Engineering, IACChE'98*, Mayaguez, Puerto Rico.
50. Rivas Pérez R., Herranz J., Llanes O., Cartaya L. (1994). Modelo matemático dinámico de generadores de vapor. *Ingeniería Eléctrica, Automática y Comunicaciones*, 15(3), 45-54.
51. Rivas-Perez R., Cartaya Socas L., Herranz Luis J. (1994). Identificación de las características dinámicas de generadores de vapor. *Memorias de la Primera Conferencia Internacional Sobre el Control Automático en el Ahorro de Energía, Informatica'94*, La Habana, Cuba.
52. Normey-Rico J.E., Camacho E.F. (2007). *Control of dead-time processes*. Springer, London, UK.
53. Palmor Z.J. (1996). *The control handbook, time delay compensation: Smith predictor and its modifications*. CRC Press, Boca Raton, FL, USA.
54. Rivas-Perez R., Herranz Luis J., Ordaz Hernández A., Noriega Ponce A. (1996). Control digital óptimo de procesos tecnológicos con retardo múltiple de tiempo. *Memorias de la Segunda Conferencia Internacional Sobre el Control Automático en el Ahorro de Energía, Informatica'96*, La Habana, Cuba.
55. Rivas-Perez R. (1992). Algoritmo digital para el control automático de procesos tecnológicos multivariables con retardo múltiple de tiempo. *Memorias de la VII Conferencia Científica de Ingeniería y Arquitectura del Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría*. La Habana, Cuba.
56. Rivas-Perez R., Cao T.H. (1992). Synthesis of adaptive systems with pattern model for predictive control of technological processes with time delay. In:

- Proceedings of 5th Latin American Congress on Automatic Control, Informatica'92, Havana, Cuba, 1, 290-296.
57. Rivas-Perez R., Cao T.G., Franco Parellada C., Prokofiev V.E. (1987). Automatic control system of time delay plants. *Control, Cibernética y Automatización*, 20(1), 24–26.
 58. Liu Y., Fan G. (2016). Control algorithm and simulation research of electric boiler system. In: 6th International Conference on Electronic, Mechanical, Information and Management, 1857-1861.
 59. Kao T.G., Nguen M., Rivas-Perez R. (1989). Adaptive control of a time-delay plant using a searchless model-reference self-tuning system. *Automation and Remote Control*, 49(12, part. 2), 1620–1627.
 60. Kao T.G., Nguen M., Rivas-Perez R. (1988). Adaptive control of a delay plant by using a nonsearching self-adjusting system with a model. *Avtomatika i Telemekhanika*, 12, 106–116.
 61. Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R. (2020). Design of a robust fractional order controller for burning zone temperature control in an industrial cement rotary kiln. *Proceedings of the 21st IFAC World Congress, Berlin, Germany*, 3723–3728.
 62. Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R. (2019). Smith predictor based fractional-order integral controller for robust temperature control in a steel slab reheating furnace. *Transactions of the Institute of Measurement and Control*, 41(16), 4521–4534.
 63. Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R. (2016). Robust fractional-order controller for an EAF electrode position system. *Control Engineering Practice*, 56, 159–173.
 64. Calderon-Valdez S.N., Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R. (2015). Fractional-order mathematical model of an irrigation main canal pool. *Spanish Journal of Agricultural Research*, 13(3), e0212.
 65. Rivas-Perez R., Feliu-Batlle V., Castillo-Garcia F.J., Sanchez-Rodriguez L., Linares Saez A. (2014). Robust fractional order controller implemented in the first pool of the Imperial de Aragon main canal. *Tecnología y Ciencias del Agua*, 5(1), 23–42.
 66. Castillo-Garcia F.J., Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R., Sanchez L. (2011). Time domain tuning of a fractional order $PI\alpha$ controller combined with a Smith predictor for automation of water distribution in irrigation main channel pools. *IFAC Proceedings Volumes*, 44(1), 15049–15054.
 67. Calderon-Valdez S.N., Ruiz-Torija M.A., Rivas-Perez R., Feliu-Batlle V. (2009). Fractional PI controller design with optimized robustness to time delay changes in main irrigation canals. *Proceedings of the 14th IEEE International Conference on Emerging Technologies & Factory Automation, ETFA'09, Palma de Mayorca, Spain*.
 68. Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R., Sanchez Rodriguez L., Ruiz Torrija M.A. (2009). Robust fractional order PI controller implemented on a laboratory hydraulic canal. *Journal of Hydraulic Engineering-ASCE*, 135(4), 271–282.
 69. Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R., Sanchez Rodriguez L., Castillo Garcia F.J., Linares Saez A. (2008). Robust fractional order PI controller for a main irrigation canal pool. *IFAC Proceedings Volumes*, 41(2), 15535–15540.
 70. Castillo-Garcia F., Rivas-Perez R., Feliu-Batlle V. (2008). Fractional $II\alpha$ controller combined with a Smith predictor for effective water distribution in a

- main irrigation canal pool. IFAC Proceedings Volumes, 41(2), 14558–14563.
71. Vinagre, B.M., Monje, C.A., Calderon, A.J., Suarez, J.I. (2007). Fractional PID controllers for industry application. A brief introduction. *Journal of Vibration and Control* 13 (9-10), 1419-1429.
 72. Feliu- Batlle V., Rivas-Perez R., Castillo-García F., Sotomayor-Moriano J. (2005). Control fraccional. *Calderas industriales pirotubulares. Automática e Instrumentación*, 365, 90-95.
 73. Monje, C.A., Chen, Y.Q., Vinagre, B.M., Xue, D.Y., Feliu, V. (2010). *Fractional-order systems and controls. Fundamentals and applications*. Springer, London, UK.
 74. Rivas-Perez R., Castillo-Garcia F.J., Sotomayor Moriano J., Feliu-Batlle V. (2014). Design of a fractional order PI controller for steam pressure in the steam drum of a bagasse fired boiler. *IFAC Proceedings Volumes*, 47(3), 1337–1342.
 75. Rivas-Perez R., Castillo-Garcia F.J., Sotomayor-Moriano J., Feliu-Batlle V. (2014). Control robusto de orden fraccionario de la presión del vapor en el domo superior de una caldera bagacera. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial*, 11(1), 20–31.
 76. Rivas-Perez R., Sotomayor Moriano J., Feliu-Batlle V., Castillo-García F. (2012). Control robusto de orden fraccional de la presión del vapor en el domo superior de una caldera bagacera. *Memorias del XV Congreso Latinoamericano de Control Automático, CLCA'12*, Lima, Perú.
 77. Calderon E.M., Rivas R., Sotomayor J. (2016). Design of an adaptive neuro-fuzzy controller of an irrigation main canal pool. *IEEE Latin America Transactions*, 14(2), 471-476.
 78. RongPanxiang H.L., Li C. (2011). Research on the main steam pressure control system of boilers based on fuzzy PI control. *Proceedings of 6th International Forum on Strategic Technology (IFOST)*, 2, 927-930.
 79. Sun J., Wang J., Fang H., Wu Y. (2010). Study on the fuzzy adaptive PID algorithm for control system of biomass boiler. *Proceedings of International Conference on Measuring Technology and Mechatronics Automation*, Changsha, China.
 80. Xin L., Qu Y., Li Y. (2010). Intelligent control strategy for combustion system of industrial boiler. *Proceedings of the 2nd International Conference on Computer and Automation Engineering*, Singapore.
 81. Xu Q., Yang J., Yang Y. (2008). Identification and control of boiler combustion system based on neural networks and colony optimization algorithm. *Proceedings of the 7th World Congress on Intelligent Control and Automation*, Chongqing, China.
 82. Dong X.C., Wang, H.B., Zhao, X.X. (2005). Model reference neural network control for boiler combustion system. *Proceedings of the Fourth International Conference on Machine Learning and Cybernetics*, Guangzhou, China.
 83. Liu X.J., Lara-Rosano F. (2003). Neurofuzzy network modelling and control of steam pressure in 300 MW steam-boiler system. In: *American Control Conference*, Denver, Colorado, USA.
 84. Pérez-Zuñiga G., Rivas-Perez R., Sotomayor-Moriano J., Sánchez-Zurita V. (2020). Fault detection and isolation system based on structural analysis of an industrial seawater reverse osmosis desalination plant. *Processes*, 8(9), 1100.

85. Pérez-Zuñiga C.G., Sotomayor-Moriano J., Chanthery E., Travé-Massuyès L., Soto M. (2019). Flotation process fault diagnosis via structural analysis. *IFAC-PapersOnLine*, 52, 225–230.
86. Rivas Perez R., Feliu Batlle V., Sotomayor Moriano J. (2005). Fault detection based PC in fire tubes industrial boilers. *Revista Iberoamericana de Ingeniería Mecánica*, 9(1), 63–78.
87. Rivas-Perez R., Perán González J.R., Sotomayor Moriano J. (2003). Sistema basado en computadora para la detección de fallos en calderas industriales. *Memorias del Taller Internacional sobre Control por Computadora de Sistemas Industriales: Teoría y Aplicación*, La Habana, Cuba.
88. Tung E.D., Berry F.J., James S., Shirley T.A. (1995). Identification, simulation and control for disturbance rejection in industrial boilers. *Proceedings of American Control Conference*, Seattle, Washington USA.
89. Yu D., Xu Z. (2005). Nonlinear coordinated control of drum boiler power unit based on feedback linearization. *IEEE Transactions on Energy Conversion* 20(1), 204-210.
90. Rivas-Perez R. (1998). Síntesis de sistemas de control adaptativo de procesos tecnológicos con retardo de tiempo. *Memorias de la Conferencia Internacional Sobre el Control de Sistemas Industriales, Informatica'98*. La Habana, Cuba.
91. Rivas-Perez R. (1991). Synthesis of optimal stationary automatic control systems of water distribution in main irrigation canals by means of time delay compensation. *Land Reclamation and Water Management*, 74, 77–82.
92. Kovalenko P.I., Matzeliuk E.M., Rivas-Perez R. (1990). Adaptive control of water distribution in main irrigation canals with variable time delay. *Scientific Researches in Hydrotechnique and Land Reclamation*, 32–40.
93. Rivas-Perez R., Pichuguin E.D. (1989). Synthesis of adaptive control systems of water distribution in main irrigation canals. *Land Reclamation and Water Management*, 70, 66–70.
94. Rivas-Perez R. (1984). Technological process control in main canals of irrigation systems, with application to irrigation systems of Cuba. Ph.D thesis, Institute of Hydraulic Engineering and Land Reclamation of Ukrainian Academy of Agrarian Sciences (UkrNIIGIM), Kiev, Ukraine.
95. Cesar Sánchez E., Peran González J.R., Rivas-Perez R., Inga J. (2002) Desarrollo de un sistema de control adaptativo de la presión del vapor en una caldera industrial. *Memorias de la Conferencia Internacional Sobre el Control de Sistemas Industriales, Informatica'2002*, La Habana, Cuba.
96. Rivas-Perez R., Prada Móruga C., Perán González J.R., de la Fuente Aparicio M.J. (2001). Adaptive predictive control of steam pressure in industrial boilers. *Memorias del III Simposio Internacional de Control Automático*, La Habana, Cuba, 233-241.
97. Niu Z., Wong K.F.V. (1998). Adaptive simulation of boiler unit performance. *Energy Conversion Management*, 39(13), 1383–1394.
98. Na M.G. (2001). Auto-tuned PID controller using a model predictive control method for the steam generator water level. *IEEE Transactions on Nuclear Science*, 48(5), 1664-1671.
99. Zhou K., Doyle J. (1999). *Essentials of robust control*; Pearson Education, Upper Saddle River, NJ, USA.

100. Tan W., Marquez H.J., Chen T. (2002). Multivariable robust controller design for a boiler system. *IEEE Transactions on Control Systems Technology*, 10(5), 735-742.
101. Petrovix T.B., Ivezic D.D., Debeljkovic D.L.J. (2000). Robust IMC controllers for a solid-fuel boiler. *Engineering Simulation*, 17(2), 211–224.
102. Pellegrinetti G., Bentsman J. (1994). H_∞ controller design for boilers. *International Journal of Robust Nonlinear Control*, 4, 645–671.
103. Nicolae N., Popescu M., Patrascioiu C. (2019). Implementation of advanced process control in refineries, Sinaia, Rumania.
104. Rivas-Perez R. (2019). Control avanzado de procesos industriales con comportamientos dinámicos difíciles y/o caóticos. *Memorias del Segundo Congreso Nacional de Ingeniería Eléctrica e Ingeniería Electrónica de Bolivia, CONEEBOL'2019, Oruro, Bolivia.*
105. Agachi P.S., Cristea M.V., Csavdari A.A., Szilagyi B. (2017). *Advanced process engineering control*. Walter de Gruyter GmbH, Berlin, Germany.
106. Smith C.S. (2010). *Advanced process control: beyond single-loop control*. John Wiley & Sons, Inc., NJ, USA.
107. Rivas-Perez R., Fuente Aparicio M., Cesar Sánchez E. (2001). Desarrollo de sistemas de control avanzado para la automatización de procesos medioambientales. *Memorias del Simposio Universitario Iberoamericano sobre Medio Ambiente, La Habana, Cuba.*
108. Rivas-Perez R., Prada Moraga C., Peran Gonzalez J.R., Alvarez T. (2000). Development of advanced control systems for automation of industrial processes with difficult dynamic behavior. *Proceedings of International Conference on the Control of Industrial Systems, Informatica'2000, La Habana, Cuba.*
109. Rivas-Perez R., Herranz Luis J., Rodriguez D., Gallardo del Sol E., Orozco Lopez B. (1997). Real time computer control of climatic environmental processes. In: *Proceeding of International Conference Science and Technology for Development, CIMAFA'97, First Symposium of Automatic Control, Havana, Cuba, 147-152.*
110. Cuenca-Tinitana J., Rivas-Perez R. (2012). Desarrollo de un sistema de control predictivo para la distribución de agua en un tramo de un canal principal de riego. *Revista Estudios Universitarios Universidad Nacional de Loja*, 119–13.
111. Perez-Zuñiga G., Rivas-Perez R., Sotomayor Moriano J. (2012). Control predictivo generalizado experto de la temperatura de laminación en un horno de recalentamiento de planchones. *Memorias del XV Congreso Latinoamericano de Control Automático, CLCA'12, Lima, Perú.*
112. Cuenca Tinitana J.C., Rivas-Perez, R. (2011). Diseño de un controlador predictivo para la distribución de agua en un canal magistral de riego. *Memorias del X Simposio Internacional de Automatización, XIV Convención y Feria Internacional, Informática'2011, La Habana, Cuba.*
113. Rivas-Perez R., Prada Moraga C., Sotomayor Moriano J. (2000). Control predictivo adaptativo robusto. *Memorias del IX Congreso Latinoamericano de Control Automático, Santiago de Cali, Colombia.*
114. Rivas-Perez R. (1997). Control predictivo basado en modelo. *Memorias de la IX Conferencia Científica de Ingeniería y Arquitectura de la CUJAE, La Habana, Cuba.*

115. Demircioglu H., Gawthrop P. I. (1991). Continuous-time generalized predictive control (CGPC). *Automatica*, 27(2), 55-74.
116. Zhu H., Zhao G., Sun L., Lee K.Y. (2019). Nonlinear predictive control for a boiler-turbine unit based on a local model network and immune genetic algorithm. *Sustainability*, 11, 5102.
117. Mohammadhassani F., Ramezani A., RazzazanM. (2014). Drum boiler control with output constraints using model predictive control method. *Modares Journal of Electrical Engineering*, 14(1), 22-27.
118. Wu X., Shen J., Li Y., Lee K.Y. (2013). Data-driven modeling and predictive control for boiler-turbine unit. *IEEE Transactions on Energy Conversion*, 28, 470-481.
119. Majanne Y. (2005). Model predictive pressure control of steam networks. *Control Engineering Practice*, 13, 1499-1505.
120. El-Rabaie, N.M, Hogg, B.W. (1991). Application of multivariable generalized predictive control to a boiler system. *International Conference on Control*, Edinburgh, UK.
121. Rivas-Perez R., Aref Ghraizi R., Peran Gonzalez J.R., Cesar Sanchez E. (2000). Industrial boilers. Integral automatic control system. *Automática e Instrumentación*, 308, 79-84.
122. Rivas Pérez R., Aref Ghraizi R., Cesar Sánchez E., Inga Castro J. (2000). Sistemas de control automático integral de generadores de vapor pirotubulares. *Ingeniería Eléctrica, Automática y Comunicaciones*, 21(2), 10-18.
123. Milan Garcia G., Rivas-Perez R., Herranz Luis J. (1997). Control system of fire tube boilers. In: *Proceeding of International Conference Science and Technology for Development CIMAFA'97, First Symposium of Automatic Control (Havana, March 24-28)*, 50-60, Cuba.
124. Milán García G., Rivas-Perez R., Rodríguez D. (1997). Control integral por computadora de generadores de vapor. *Memorias del III Congreso Iberoamericano de Ingeniería Mecánica, CIDIM'97*, La Habana, Cuba.
125. Uli Nellar E., Milán García G., Rivas-Perez R., Cesar Sánchez E. (1996). Automatización integral de generadores de vapor de tubos de fuego. *Memorias de la Segunda Conferencia Internacional sobre el Control Automático en el Ahorro de Energía, Informatica'96*, La Habana, Cuba.
126. Milán García G., Rivas-Perez R., Cesar Sánchez E. (1996). Sistema de control de generadores de vapor igneotubulares. *Memorias del Primer Taller Internacional de Análisis de Procesos, TIAP 96*, La Habana, Cuba.
127. Herranz Luis J., Rivas-Perez R., Llanes Santiago O., Cesar Sánchez E. (1994). Automatización integral de generadores de vapor. *Memorias de la VIII Conferencia Científica de Ingeniería y Arquitectura del Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría*, La Habana, Cuba.
128. Rodríguez Vásquez J.R., Rivas-Perez R., Sotomayor Moriano J. (2008). Advanced control of a fire-tube boiler. *Electro-Electrónica*, 29(1), 5-10.
129. Rodriguez Vazquez J.R., Rivas-Perez R., Sotomayor Moriano J.J., Peran Gonzalez J.R. (2008). Advanced control system of the steam pressure in a fire-tube boiler. *IFAC Proceedings Volumes*, 41(2), 11028-11033.
130. Rodríguez Vázquez R., Rivas-Perez R., Sotomayor Moriano J. (2007). Sistemas de control avanzado de la presión del vapor de una caldera de tubos de fuego.

Memorias del VIII Congreso Iberoamericano de Ingeniería Mecánica, CIBIM'8, Cuzco, Perú.

131. Reyes Bacardi A., Perán González J.R., Rivas-Perez R. (2004). Control predictivo de la presión del vapor en una caldera pirotubular. Memorias del XI Congreso Latinoamericano de Control Automático, La Habana, Cuba.
132. Creus, A. (2010). Instrumentación industrial, 8va edición. Alfa Omega Grupo Editor, Mexico.
133. Aström, K.J., Wittenmark B. (1997). Computer-controlled systems: theory and design, third edition. Prentice Hall, Englewood Cliffs, NJ, USA.
134. Marlin T. (1995). Process control: designing process and control systems for dynamics performance. McGraw Hill, NY, USA.
135. Rivas-Perez R., Feliu-Batlle V., Castillo-Garcia F.J., Sanchez-Rodriguez L., Linares-Saez A. (2011). Control oriented model of a complex irrigation main canal pool. IFAC Proceedings Volumes, 44(1), 2919–2924.
136. Rivas-Perez R. (1999). Identificación de sistemas. Universidad de Valladolid, Valladolid, España.
137. Johansson R. (1993). System modeling and identification. Prentice-Hall, NJ, USA.
138. Rivas-Perez R., Feliu-Batlle V., Castillo-Garcia F.J., Linares-Saez A. (2014). Mathematical model for robust control of an irrigation main canal pool. Environmental Modelling & Software, 51(1), 207–220.
139. Chen J., Gu G. (2000). Control-oriented system identification. John Wiley & Sons Ltd., Canada.
140. Ikonen E., Najim K. (2002). Advanced process identification and control, first edition. Marcel Dekker, NY, USA.
141. Kuo B. (1996). Sistemas de control automático, 7ma edición. Prentice Hall, México.
142. Ljung L., Glad T. (1994). Modelling of dynamic systems. Prentice-Hall, NJ, USA.
143. Ljung L. (1999). System Identification, theory for the user, second edition. Prentice Hall, Englewood Cliffs, NJ, USA.
144. Soderstrom T., Stoica, P. (1988). System identification. Prentice-Hall, NJ, USA.
145. Rivas-Perez R. (2019). Identificación de sistemas dinámicos. Memorias del Segundo Congreso Nacional de Ingeniería Eléctrica e Ingeniería Electrónica de Bolivia, CONEEBOL'2019, Oruro, Bolivia.
146. Pellegrinetti G., Bentsman J. (1996). Nonlinear control oriented boiler modeling a benchmark problem for controller design. IEEE Transactions on Control Systems Technology, 4(1), 57–64.
147. Sivakumar L., Bhattacharya R.K. (1979). Dynamic analysis of a power boiler using a nonlinear mathematical model. In: Proceedings of International Conference of Power Plant Dynamics, Hyderabad, India, 21–29.
148. Haryanto A., Hong K.S. (2010). Modeling and simulation of an oxy-fuel combustion boiler system with flue gas recirculation. Computers & Chemical Engineering, 35, 25–40.
149. Keshavarz M., Yazdi M.B., Jahed-Motlagh M.R. (2010). Piecewise affine modeling and control of a boiler–turbine unit. Applied Thermal Engineering, 30,

781–791.

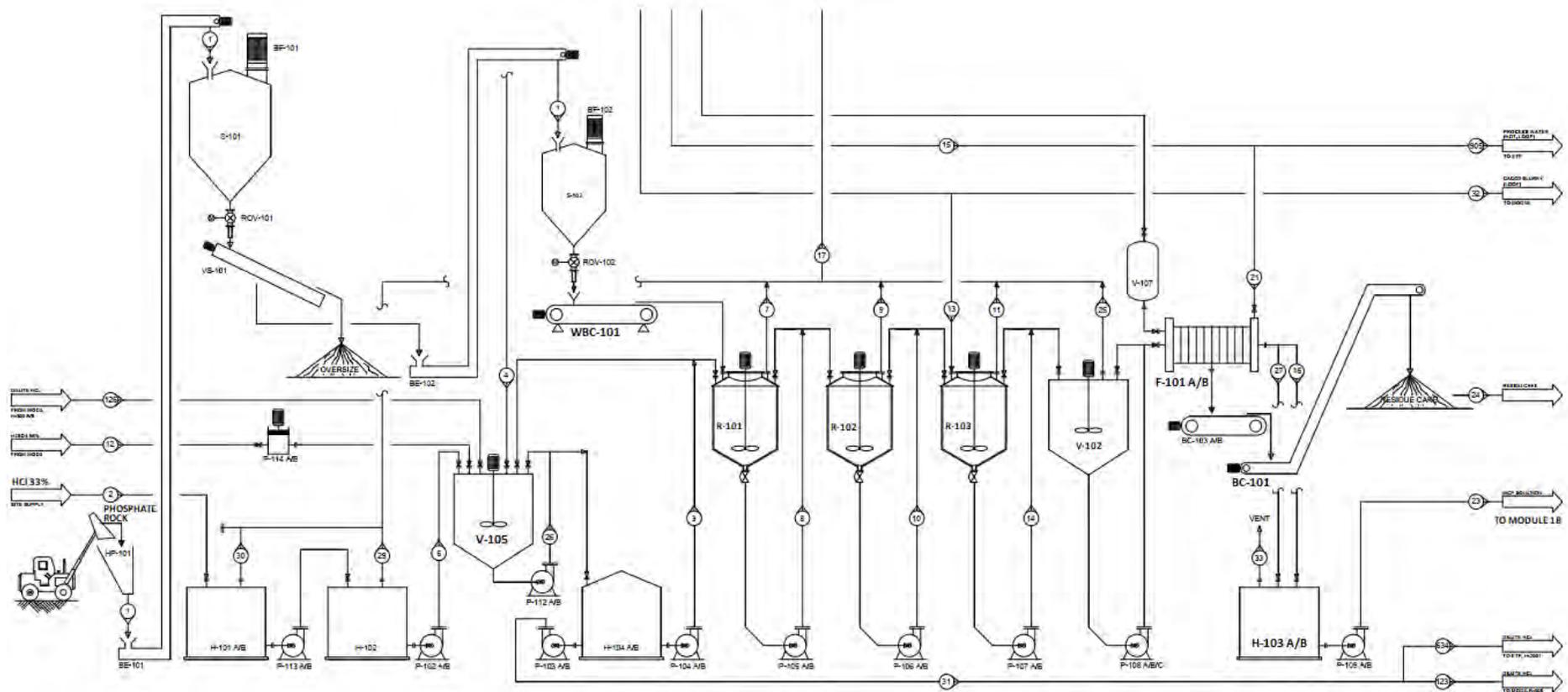
150. Leva A., Maffezzoni C., Benelli G. (1999). Validation of drum boiler models through complete dynamic tests. *Control Engineering Practice*, 7, 11–26.
151. Rodríguez R., Rivas R., Sotomayor J. (2006). Identificación del proceso de variación de la presión del vapor en el cuerpo de una caldera de tubos de fuego. *Memorias del XII Congreso Latinoamericano de Control Automático*, Salvador Bahía, Brasil.
152. Rodriguez Vazquez R., Rivas-Perez R., Sotomayor Moriano J., Peran Gonzalez J.R. (2008). System identification of steam pressure in a fire-tube boiler. *Computers and Chemical Engineering*, 32(12), 2839–2848.
153. Rodriguez Vazquez R., Rivas Perez R., Sotomayor Moriano J. (2007). System identification of the steam pressure variation process inside a fire-tube boiler. *IFAC Proceedings Volumes*, 40(1), 232–237.
154. Ogata, K. (2003). *Ingeniería de control moderna*, cuarta edición. Pearson Educación S.A., Madrid, España.
155. Astrom, K.J., Hagglund T. (2001). The Future of PID control. *Control Engineering Practice*, 9, 1163-1175.
156. O'Dwyer, A. (2009). *Handbook of PI and PID controllers tuning rules*, 3rd edition. Imperial College Press, Londres, UK.
157. Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R. (2021). Control of the temperature in a petroleum refinery heating furnace based on a robust modified Smith predictor. *ISA Transactions*.
158. Benitez I.O., Rivas R., Feliu V., Castillo F.J. (2015). Temperature control based on a modified Smith predictor for injectable drug formulations. *IEEE Latin America Transactions*, 13(4), 1041-1047.
159. Rivas-Perez R., Pineda Reyes B., Campos Cantón I., Gallardo del Sol E. (1998). Control óptimo por computadora de procesos tecnológicos con retardo múltiple de tiempo. *Memorias del VIII Congreso Latinoamericano de Control Automático*, Marbella, Chile, 165-170.
160. Sánchez Zurita V. (2018). Diseño de un sistema de control predictivo multivariable aplicado a un proceso hidráulico de cuatro tanques acoplados. Tesis de Maestría, Pontificia Universidad Católica del Perú, Lima, Perú.
161. Sánchez Zurita V., Perez Zuñiga G., Sotomayor Moriano J. (2019). Reconfigurable model predictive control applied to the quadruple tank process. *15th European Workshop on Advanced Control and Diagnosis, ACD 2019*.

ANEXOS

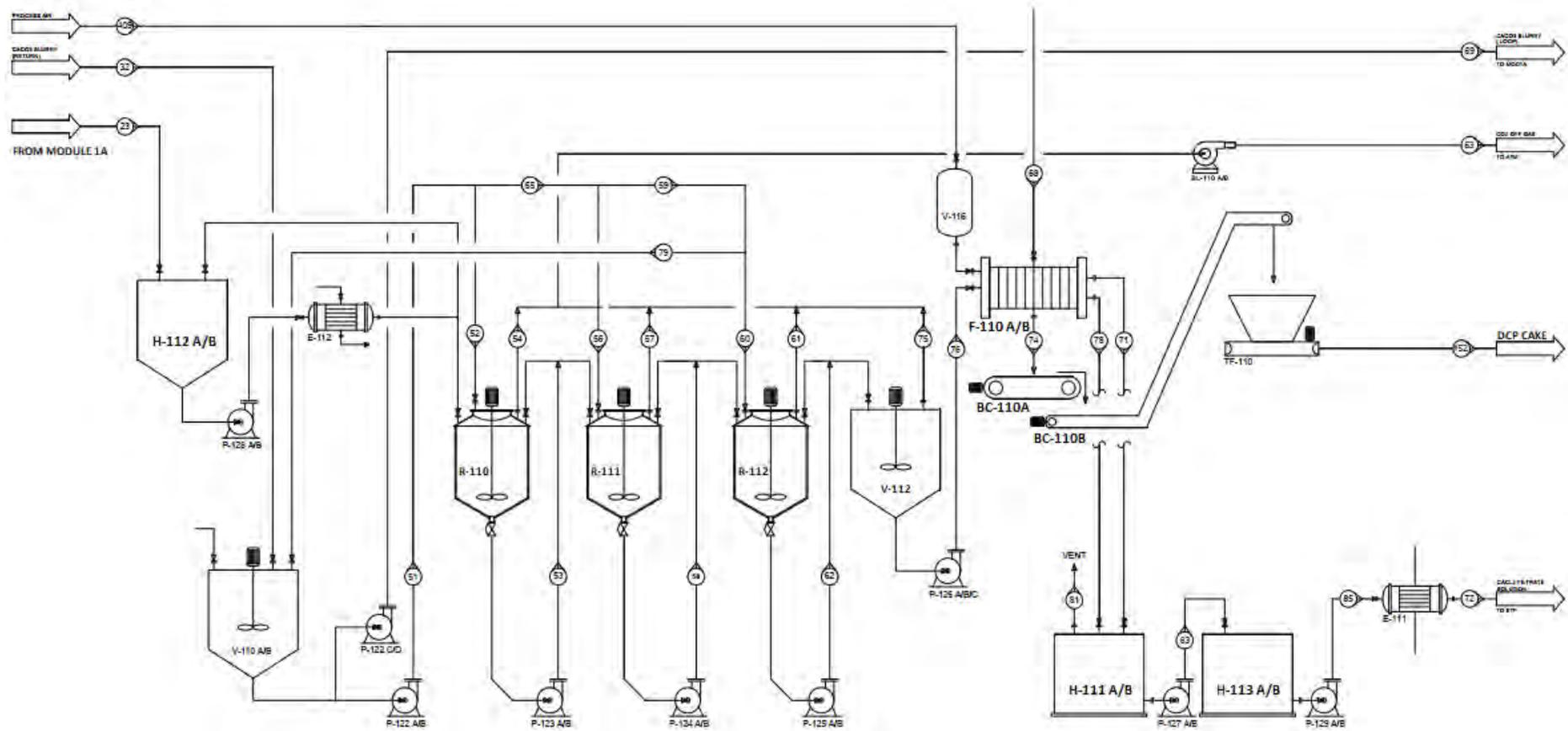


Anexo A: Diagramas de flujo de subprocesos

A.1. Diagrama de flujo del subproceso del Módulo 1A



A.2. Diagrama de flujo del subproceso del Módulo 1B



A.3. Diagrama de flujo del subproceso del Módulo DCP

