



REPÚBLICA DEL ECUADOR

# Escuela Politécnica Nacional

" E S C I E N T I A H O M I N I S S A L U S "

La versión digital de esta tesis está protegida por la Ley de Derechos de Autor del Ecuador.

Los derechos de autor han sido entregados a la "ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL" bajo el libre consentimiento del (los) autor(es).

Al consultar esta tesis deberá acatar con las disposiciones de la Ley y las siguientes condiciones de uso:

- Cualquier uso que haga de estos documentos o imágenes deben ser sólo para efectos de investigación o estudio académico, y usted no puede ponerlos a disposición de otra persona.
- Usted deberá reconocer el derecho del autor a ser identificado y citado como el autor de esta tesis.
- No se podrá obtener ningún beneficio comercial y las obras derivadas tienen que estar bajo los mismos términos de licencia que el trabajo original.

El Libre Acceso a la información, promueve el reconocimiento de la originalidad de las ideas de los demás, respetando las normas de presentación y de citación de autores con el fin de no incurrir en actos ilegítimos de copiar y hacer pasar como propias las creaciones de terceras personas.

***Respeto hacia sí mismo y hacia los demás.***

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

## **FACULTAD DE INGENIERÍA ELÉCTRICA Y ELECTRÓNICA**

### **DISEÑO Y SIMULACIÓN DE UN SISTEMA DE CONTROL COLABORATIVO PARA UNA PLANTA INDUSTRIAL TEXTILERA DE VAPOR FORMADA POR CUATRO ETAPAS Y TRES SUBPROCESOS INDUSTRIALES**

**TRABAJO DE TITULACIÓN PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE  
INGENIERO EN “ELECTRÓNICA Y CONTROL”**

**BILLY VICENTE SILVA ZALDUMBIDE**

**billyzal@hotmail.com**

**DIRECTOR: ING. GEOVANNY DANILO CHÁVEZ GARCÍA, PhD**

**danilo.chavez@epn.edu.ec**

**CODIRECTOR: ING. OSCAR EDUARDO CAMACHO QUINTERO, PhD**

**oscar.camacho@epn.edu.ec**

**Quito, Agosto 2017**

## **AVAL**

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Billy Vicente Silva Zaldumbide bajo nuestra supervisión.

---

**GEOVANNY DANILO CHÁVEZ GARCÍA**  
**DIRECTOR DEL TRABAJO DE TITULACIÓN**

---

**OSCAR EDUARDO CAMACHO QUINTERO**  
**CODIRECTOR DEL TRABAJO DE TITULACIÓN**

## **DECLARACIÓN DE AUTORÍA**

Yo, Billy Vicente Silva Zaldumbide declaro bajo juramento que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

A través de la presente declaración cedo mis derechos de propiedad intelectual correspondientes a este trabajo, a la Escuela Politécnica Nacional, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normatividad institucional vigente.

---

BILLY VICENTE SILVA ZALDUMBIDE

## DEDICATORIA

Este trabajo de titulación está dirigido a mis hermanos, Carlos y Carolina, para que les sirva de ejemplo hacia la lucha y alcance de sus metas y objetivos, y para que siempre recuerden que la vida está llena de tropiezos, alegrías y tristezas pues lo que te define e identifica es la manera en que te superes y seas mejor cada día.

Hermanos, tengan presente que parte de esta tesis la desarrolle enfrentándome a varias adversidades, pues parte de ésta la desarrolle en el Hospital de Solca mientras luchaba por mi vida, por ello este trabajo también está dedicado a mi madre, familiares y seres queridos que me apoyaron en la prueba más dura que me puso Dios.

Concluyo esta dedicatoria compartiendo un pensamiento que me ha servido de mucho a lo largo de mi vida.

“No pidas a Dios dinero ni riquezas, pídele sabiduría y salud”

## **AGRADECIMIENTO**

### **A Dios.**

*Por haberme curado de mi enfermedad y permitido llegar hasta este punto para lograr mis objetivos cercanos, además de su infinita sabiduría, bondad y amor.*

### **A mi madre Ligia.**

*Por haberme apoyado en todo momento y brindarme la mejor educación para que sea un buen profesional y sepa defenderme ante la vida, por sus consejos, enseñanzas y valores, por la motivación constante que me ha permitido ser una persona de bien, pero más que nada, por su amor.*

### **A mis maestros.**

*Por haberme enseñado y orientado de la mejor manera a lo largo de mi carrera, en especial a mis tutores por haber ayudado a desarrollar el presente trabajo de titulación.*

## ÍNDICE DE CONTENIDO

AVAL.....	I
DECLARACIÓN DE AUTORÍA .....	II
DEDICATORIA .....	III
AGRADECIMIENTO .....	IV
ÍNDICE DE CONTENIDO.....	V
RESUMEN .....	VII
ABSTRACT .....	VIII
1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1    Objetivos.....	1
1.2    Alcance .....	2
1.3    Marco Teórico .....	4
Revisión bibliográfica de los sistemas de control que se han utilizado para plantas formadas por subprocesos industriales. ....	4
Consideraciones fenomenológicas que se involucran en el modelamiento de un tanque de abastecimiento de agua y un caldero de generación de vapor. ....	22
Proceso químico de la combustión existente en un caldero y el análisis químico del combustible para generar calor. ....	31
Consideraciones fenomenológicas que se involucran en el modelamiento de un sistema de bombeo de agua. ....	36
Revisión bibliográfica de los controladores PID's en los procesos industriales. ....	40
Controladores por relación.....	50
Controladores colaborativos usados en la robótica y su aplicabilidad en procesos industriales con subprocesos .....	52
2. METODOLOGÍA.....	58
2.1.    Fase de diseño .....	58
Adaptación del modelo del tanque de abastecimiento a la planta textilera. ....	59
Diseño de la secuencia de funcionamiento para el sistema de bombeo .....	64
Diseño del controlador por relación y de presión para el control de la mezcla aire-combustible y la presión que se genere .....	67
Diseño del controlador de nivel de agua en el caldero .....	75

Diseño del controlador cooperativo para el trabajo conjunto de los subprocesos.	84
Diseño del Guide de Matlab para la simulación y visualización de resultados ..	87
2.2. Fase de simulación .....	95
Simulación por etapas del proceso industrial .....	95
Simulación de los subprocesos industriales y sus controladores individuales...	97
Simulación del ingreso de perturbaciones.....	100
3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN .....	101
3.1. Verificación del controlador de nivel de los tanques de abastecimiento	101
3.2. Verificación del controlador de nivel de líquido en el caldero .....	104
3.3. Verificación del controlador por relación o de presión .....	105
3.4. Verificación del sistema de bombeo .....	108
3.5. Verificación del controlador cooperativo .....	110
4. CONCLUSIONES .....	136
5. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	139
6. ANEXOS .....	142
ANEXO I. Tabla para dimensionamiento de tanques de abastecimiento .....	143
ANEXO II. Tabla de entalpías y volumen específico .....	144
ANEXO III. Tabla de poder calorífico de Fuel Oil .....	145
ORDEN DE EMPASTADO .....	146



## RESUMEN

En el presente trabajo se muestra la simulación de una planta industrial textilera de vapor formada por 4 etapas y 3 subprocesos industriales. Inicialmente se procede a desarrollar los modelos matemáticos de cada etapa: tanques de abastecimiento de agua, bombas centrífugas, calderos de generación de vapor y el diseño de una secuencia de funcionamiento para las bombas. Luego se procede a adaptar dichos modelos a un proceso textilero real.

En los tanques de abastecimiento de agua se han añadido controladores para su pronto establecimiento, el suministro de agua es entregado al caldero por medio de las 3 bombas centrífugas que poseen una secuencia de funcionamiento específica. En los calderos, para obtener el valor de presión adecuado, se implementa un controlador por relación en cada uno, este controlador también es el encargado de garantizar la correcta relación entre aire y combustible que se suministre a la caldera; además se posee un controlador de nivel de agua en el interior de las calderas para garantizar el nivel de agua en el interior.

Una vez diseñados los controladores de cada subproceso (calderos) se ingresan perturbaciones en los mismos, observándose la evidente caída de presión, para solventarlo se diseña un sistema de control colaborativo que haga trabajar a los tres subprocesos conjuntamente de tal manera que compensen las perturbaciones producidas en cualquier caldero. Ante la caída o elevación de presión, el controlador busca qué caldero está fallando y lo compensa repartiendo la carga de presión equitativamente entre los subprocesos restantes.

**PALABRAS CLAVE:** controlador, perturbación, planta, presión, colaborativo, por relación, PID

## **ABSTRACT**

In the present work the simulation of a textile steam industrial plant formed by 4 stages and 3 industrial sub processes is shown. Initially we proceed to develop the mathematical models of each stage: water supply tanks, centrifugal pumps, steam generation boilers and the design of an operating sequence for the pumps. Then we proceed to adapt these models to a real textile process. In the water supply tanks have been added drivers for its early establishment, the water supply is delivered to the cauldron through the 3 centrifugal pumps that have a specific operating sequence. In the cauldrons, to obtain the appropriate pressure value, a controller is implemented per relation in each one, this controller is also in charge of guaranteeing the correct relation between air and fuel that is supplied to the boiler; It also has a water level controller inside the boilers to guarantee the water level inside. Once the controllers of each sub process (cauldrons) are designed, disturbances are entered in them, observing the evident pressure drop, to solve it a collaborative control system is designed that makes the three sub processes work together in such a way that they compensate for the disturbances produced in any cauldron. When the pressure drops or rises, the controller looks for which cauldron is failing and compensates it by distributing the pressure load equally among the remaining threads.

**KEYWORDS:** Controller, disturbance, plant, pressure, collaborative, per relation, PID

# 1. INTRODUCCIÓN

En el presente trabajo se realizará la simulación de un controlador colaborativo para una planta industrial textilera de vapor formada por 4 etapas y 3 subprocesos industriales, inicialmente se hallarán los modelos físicos de las etapas descritas y posteriormente se procederá al diseño del controlador.

## 1.1 Objetivos

El objetivo general de este Estudio técnico es:

Diseñar y simular un sistema de control colaborativo para una planta industrial textilera de vapor formada por cuatro etapas y tres subprocesos industriales.

Los objetivos específicos de este Estudio técnico son:

Realizar una revisión bibliográfica de las plantas industriales de vapor formadas por subprocesos junto a sus actuales técnicas de control además de los factores, variables y fundamentos que influyen en su modelamiento con el objetivo de adaptar dichos modelos al proceso industrial textil y establecer los controladores adecuados junto a sus parámetros de diseño.

Simular una planta industrial textilera de generación de vapor formada por 4 etapas: abastecimiento de agua, sistema y secuencia de bombeo, calderos, válvulas – actuadores y por 3 subprocesos industriales; primero con controlador y luego sin controlador colaborativo con el objetivo de contrastar los resultados y validar el trabajo realizado.

Diseñar y simular los controladores individuales necesarios en los subprocesos industriales y el controlador colaborativo, para el funcionamiento conjunto de los subprocesos.

Simular perturbaciones en cada subproceso de la planta industrial para poder validar los resultados obtenidos luego del diseño del controlador colaborativo, esto se lo realizará verificando que cada subproceso, la secuencia de funcionamiento de las bombas, la planta en conjunto (variable final de control) y el nivel de agua en los calderos cumplan con los parámetros descritos en los alcances.

Realizar un HMI en el que se pueda visualizar las variables de interés, perturbaciones y los resultados obtenidos de manera clara y explicativa.

## 1.2 Alcance

Se simularán los modelos de cada etapa de la planta industrial de vapor, obtenidos de otros autores y adaptados al proceso industrial textil con el que se va a trabajar: sistema de abastecimiento de agua compuesto por dos tanques sin controlador alguno, sistema de bombeo con 3 bombas y su secuencia de funcionamiento en la cual siempre funcionan solamente 2 bombas, calderos de vapor de agua y válvulas todos los modelos serán obtenidos de otros autores.

Se simulará una planta de vapor utilizada en la industria textilera compuesta por 3 subprocesos, cada subproceso constará del caldero de vapor y sus controladores individuales descritos en lo posterior.

Se diseñará y simulará los controladores PIDs individuales de cada subproceso, los cuales serán:

- Un controlador de nivel de agua que mantenga el nivel dentro del caldero en un rango de 68% al 69%, esto será un indicador que valide el funcionamiento del trabajo propuesto.
- Un controlador para la variable final de control de cada subproceso que será la presión de salida del caldero, compuesto por un controlador por relación que controle la cantidad necesaria de aire - combustible que logre generar el calor requerido para conseguir 3 atmósferas de presión a la salida del caldero (valor requerido por la aplicación de la textilera).

El mismo deberá cumplir un sobre pico de menos del 10%, un tiempo de establecimiento menor a media hora (considerando que la naturaleza del proceso es lenta.) y un error menor al 5%, estos parámetros también serán usados para validar el trabajo propuesto.

Se diseñará y simulará el controlador colaborativo para el funcionamiento conjunto de los 3 subprocesos que logre en la variable final de control (presión) un valor entre 8.7 a 9.3 atmósferas ante perturbaciones positivas o negativas a la salida de algún subproceso individual y cualquier tipo de perturbación en más de un subproceso.

Con el fin de validar el trabajo propuesto, se simularán perturbaciones en cada subproceso para determinados tiempos con el fin de obtener los siguientes parámetros de funcionamiento:

- Mantener a la variable final de control (presión) en un rango de 8.7 a 9.3 atmósferas con lo cual su respuesta en estado estable tenga como características un error menor al 5%, un tiempo de establecimiento menor a media hora y un sobre pico menor al 10%.
- Verificar que ante la caída o elevación de presión de un subproceso (entre 0 a 9 atmósferas), éste permanezca con la falla y los otros dos subprocesos compensen la variación de presión (repartiendo la presión faltante o sobrante equitativamente entre los dos) gracias al controlador colaborativo.
- Luego de la repartición equitativa de presión, cada subproceso deberá seguir cumpliendo los siguientes parámetros de respuesta en estado estable: un sobre pico menor al 10%, error menor al 5% y tiempo de establecimiento menor a media hora.

Además, para la validación del trabajo se tendrá que verificar la siguiente secuencia de funcionamiento en el sistema de bombas centrífugas:

- Dos bombas deben permanecer trabajando y una en stand-by.
- La secuencia consiste en apagar la primera bomba que entra en funcionamiento (entre los que están trabajando actualmente), y encender la bomba que no está en funcionamiento, cada bomba funcionará por no más de una hora.

Esta tarea es cíclica y se mantendrá durante todo el funcionamiento de la planta industrial con el fin de que el sistema sea robusto en su sistema de abastecimiento de agua.

Los ítems posteriores se simularán en Simulink de Matlab y mediante el diseño de un Guide se mostrarán los resultados obtenidos.

### **1.3 Marco Teórico**

El presente apartado tiene como objetivo presentar las bases bibliográficas en las que se ha cimentado este trabajo, para analizar los fundamentos fenomenológicos de cada etapa del proceso industrial y posteriormente adaptarlos a un proceso industrial textilero real.

#### **Revisión bibliográfica de los sistemas de control que se han utilizado para plantas formadas por subprocesos industriales.**

Dentro de los sistemas de control más representativos que se han utilizado para la operación de plantas que se hallan formadas por subprocesos industriales tenemos a las técnicas de control de sistemas híbridos y a las técnicas de control predictivo, a continuación daremos una breve revisión bibliográfica de estas técnicas y su aplicación en las plantas industriales mencionadas.

#### **A) Sistemas de control Híbridos**

Los sistemas de control híbridos han sido investigados y formulados por investigadores especializados en sistemas de control e investigadores inmiscuidos en la ciencia de la computación, estos últimos por la necesidad de poder manejar independientemente las herramientas de sistemas continuos de los discretos.

Los sistemas híbridos poseen características dinámicas cuyo comportamiento está basado en el trabajo conjunto de dos tipos de sistemas: un continuo y otro discreto. El desenvolvimiento de los sistemas continuos son representados mediante ecuaciones diferenciales ordinarias y el de los sistemas discretos mediante las conocidas máquinas de estados. En su mayoría, los procesos industriales implican variables continuas y discretas, lo que hace factible el tratamiento como un sistema híbrido, en los cuales se han obtenido resultados bastante favorables. Pese a los diversos estudios que se han realizado sobre estos sistemas, aún existen problemáticas a resolver, como ya lo son: los factores de comprensión de los comportamientos dinámicos o la inexistencia de métodos apropiados de análisis y diseño. Actualmente, las líneas de investigación sobre estos sistemas se relacionan con temáticas sobre la abstracción de sistemas de eventos discretos y el autómata híbrido. [1],[2].

Para una explicación mucho más clara, en la Figura 1 se muestra una pirámide que ayudará a distinguir los diferentes niveles jerárquicos en la automatización. En la base de la pirámide se puede distinguir a los sistemas de control clásicos (continuos) solamente en el primer nivel. En los niveles superiores ya se ve el aumento de las tareas de control que exigen los procesos, en los cuales las funciones discretas coexisten con las variables

continuas del proceso, por ejemplo, el apoyo a la toma de decisiones (supervisión, organización y administración) se basan en la gestión de eventos, lo cual requiere estrictamente de un tratamiento discreto. A esta interacción llamamos sistemas híbridos, los cuales nacen de la naturaleza del proceso, como se observa en la pirámide. [3]



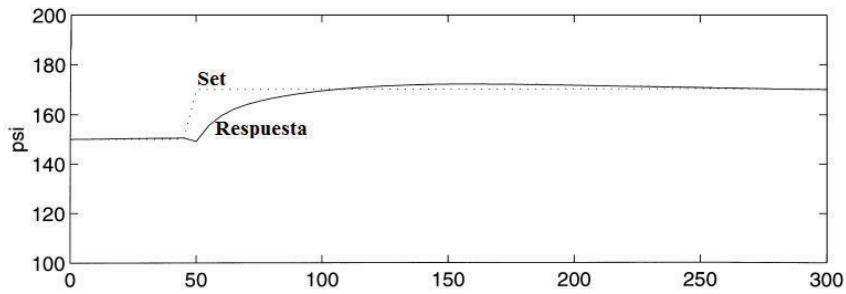
**Figura 1.** Pirámide de automatización [3]

Es interesante comprender en que se basa el control híbrido y los niveles de la pirámide de automatización ya que será de mucha ayuda al momento de diseñar el controlador colaborativo del proyecto de titulación que se está realizando.

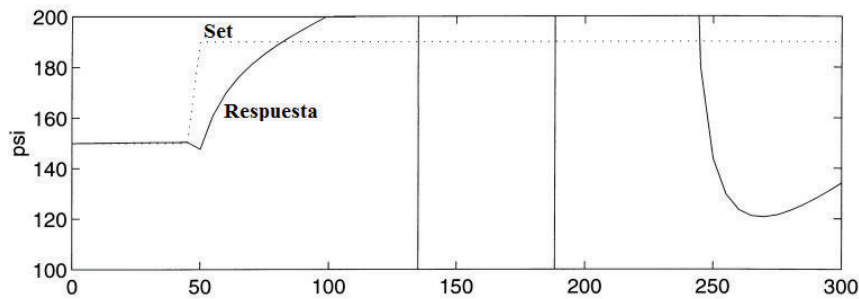
### **B) Sistemas de control híbrido aplicado a plantas industriales formadas por subprocesos.**

La planta formada por subprocesos tomada en este trabajo de titulación será una de vapor, por lo cual analizaremos un sistema de control híbrido aplicado a una planta industrial de vapor formada por subprocesos.

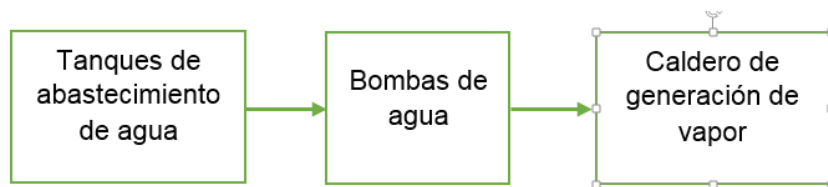
Este tipo de plantas son denominadas de servicio, las cuales deben adaptar su manufactura en base a los requerimientos que exija el producto o la demanda de producción lo cual genera la necesidad de producir el vapor de forma variable. Debido a que el proceso tiene naturaleza no lineal, surge la problemática de que la sintonización aplicada al sistema básico de control (sin sistema de control híbrido u otro sistema de control) en su región de funcionamiento nominal es incapaz de realizar un control adecuado al momento de operar en una región diferente de operación, esto se puede observar en las Figuras 2 y 3, las cuales han sido obtenidas de la Planta Industrial de vapor mostrada en un diagrama de bloques en la Figura 4 y con la cual se explicará el desarrollo de un sistema de control híbrido. [3]



**Figura 2.** Presión de vapor región nominal de operación [3]



**Figura 3.** Presión de vapor fuera de la región nominal de operación [3]



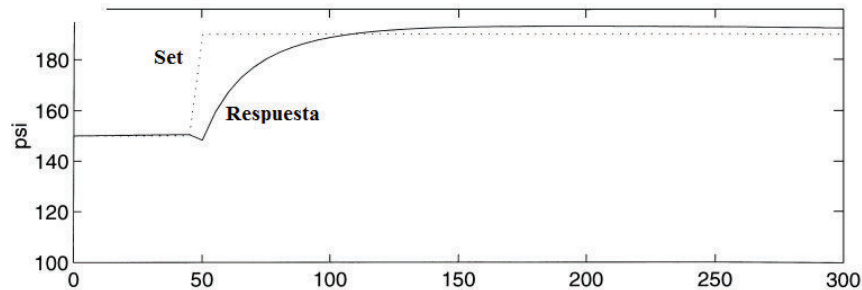
**Figura 4.** Planta industrial de vapor

Que el sistema presente características no lineales ocasiona que no se pueda aplicar un sistema de control lineal de parámetros fijos para diferentes regiones de operación, esto exige un cambio en los parámetros de sintonización de las leyes de control, lo cual se lo realiza mediante la gestión inteligente de transiciones entre diferentes regiones de operación.

El sistema de control híbrido aplicado se explica mediante la pirámide mostrada en la Figura 1, donde se ha ubicado a los controladores continuos en el primer nivel jerárquico, éstos son encargados de controlar la presión de la caldera y su nivel. El segundo nivel es el encargado de coordinar y supervisar a los controladores del primer nivel, lo cual garantizará el funcionamiento estable del proceso para poder lograr los objetivos de



producción de toda la planta. El nivel superior se encarga de la planificación y en él se establecen a los objetivos de producción de la planta en acorde a sus políticas de mantenimiento, costos operativos y las necesidades de vapor. En la Figura 5 se muestra la respuesta del sistema ante un cambio en la región de operación utilizando el sistema de control híbrido. [3]



**Figura 5.** Presión con sistema híbrido fuera de la región nominal de operación. [3]

A continuación se describirán los niveles jerárquicos descritos anteriormente.

#### **i) Nivel de controladores continuos**

En este nivel se hallan los controladores directos, los continuos, de cada subprocesso de la planta. Cada caldero posee un controlador que ejerce la acción de control directo sobre las variables controladas. [3]

#### **ii) Niveles de coordinación y supervisión**

En estos niveles se coordina y supervisa cada una de las calderas con el fin de obtener una operación coherente entre todos los subprocessos o calderas. La operación de cada caldera junto a su controlador continuo describirá una región de operación específica, donde sus parámetros se mantienen constantes indefinidamente hasta que ocurra un cambio en la operación del sistema. A la transición entre diferentes regiones de operación se conocerá como un autómata.

La descripción de lo que es un autómata se muestra en lo posterior.

En la supervisión se determina la región de operación del primer nivel y se originan los parámetros para el controlador continuo. En este nivel deben actuar un conjunto de dos autómatas, uno trabaja como supervisor y el otro sigue el modelo de comportamiento de la planta. Además, aquí se hallan los supervisores locales de cada subsistema de la caldera, éstos determinan la operación de cada unidad de producción y el cambio de los parámetros locales

La coordinación se halla en un nivel superior de jerarquía, se encarga de establecer las directrices necesarias para uno de los supervisores locales, basándose en el modo de operación conjunta de los tres subprocesos o calderas. [3]

### **Descripción de un Autómata o FSM**

Un autómata puede ser descrito mediante la ecuación 1

$$Aut = (Q, \Sigma, \Omega, F1, F0, q_0)$$

#### **Ecuación 1: Representación de un autómata [3]**

Dónde:  $Q$  es un set finito de estados discretos

$\Sigma$  es un set de eventos

$F1: Q \times \Sigma \rightarrow Q$  es la función de transición de estados

$F0: Q \times \Sigma \rightarrow \Omega$  es la función de generación de eventos

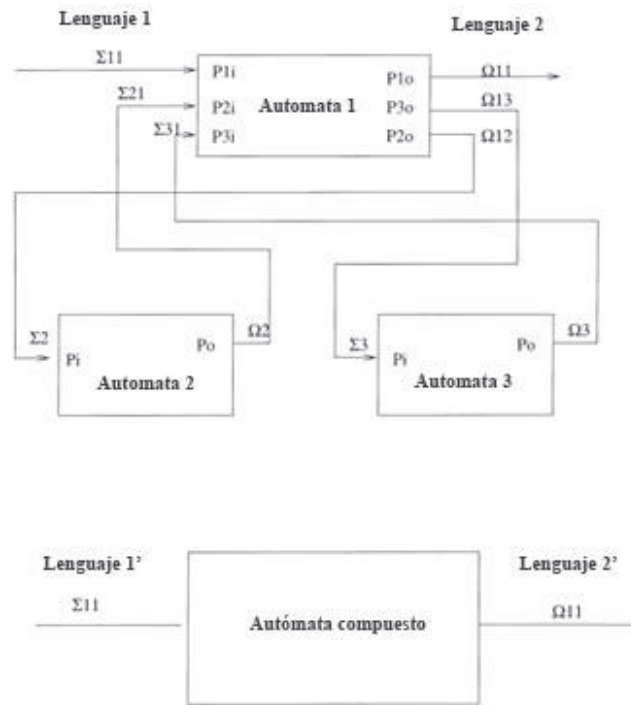
$q_0 \in Q$  es el estado inicial

La función  $F1$  está definida por la recurrencia de un evento en un estado.

Una transición se asocia a un evento, se considera variable de entrada. Cada autómata posee un conjunto con secuencias válidas de transiciones, palabras notadas por  $L(A)$ , conocido como el lenguaje de un autómata.

Al poseer dos autómatas, éstos pueden establecer un diálogo al intercambiar eventos, pues las variables de salida del uno son las entradas del otro, y la evolución de los dos autómatas se origina del intercambio de eventos entre éstos generando un nuevo autómata.

Si se poseen tres autómatas se origina uno nuevo que posee diferentes idiomas de entrada y salida pero las mismas variables de entrada y salida, esto se puede observar en la Figura 6. Un autómata podrá tener varios puertos de salida, que serían varios idiomas, uno por cada puerto; esto permite modelar a toda la planta como una composición de autómatas que se comunican entre sí. [3]



**Figura 6.** Interacción entre tres autómatas

### iii) Nivel de planeación

La estructura de este nivel se basa en dos autómatas, el uno establece los objetivos de producción de la planta por medio del envío de sus datos al coordinador global, el segundo autómata representa los modelos hacia el coordinador global, también en éste se establece las secuencias de arranque y parada del proceso.

Los tres niveles descritos conforman el sistema de control híbrido. El nivel de planificación se encarga de analizar los costos de operación de cada caldero y determinar una adecuada cantidad de vapor que genere cada uno, considerando la demanda de vapor necesaria.

Todos los requerimientos son enviados al coordinador global para que éste los convierta en regiones de operación, tanto para los calderos como las bombas. [3]

El planificador opera mediante los siguientes pasos:

- Analiza el estado de la planta con el fin de determinar su estado real.
- Establece las condiciones óptimas sobre un modelo global que considere los otros parámetros.

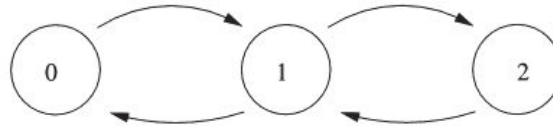
- Transforma el estado deseado en puntos de ajuste para el nivel de coordinación. El planificador funciona de forma asincrónica e inicia el ciclo cuando aparece un evento.

#### iv) Modelo de eventos discretos

En la ejecución del nivel de control discreto se aplica un conjunto de autómatas para observar los estados de cada subprocesso, objetivos de producción y variables de la planta. Los autómatas ejecutarán secuencialmente las acciones de control. [3]

##### a) Representación de estados

Las posibles secuencias de estados para las 3 bombas que posee la planta se muestran en la Figura 7.

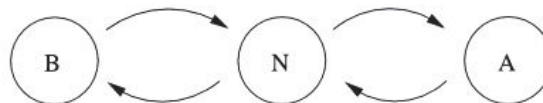


**Figura 7.** Secuencia de estados bombas [3]

Dónde:

- 0: bombas apagadas
- 1: Una bomba encendida y la otra apagada
- 2: Las dos bombas encendidas

En los dos tanques de almacenamiento que posee el sistema, se realiza un control on – off para un nivel superior o inferior a la referencia. Los tres posibles estados para el nivel se muestran en la Figura 8.



**Figura 8.** Posibles estados tanques de almacenamiento [3]

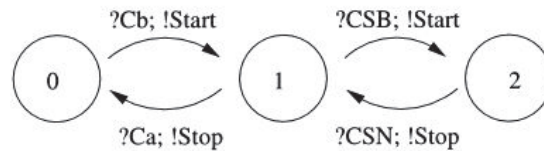
Donde:

- B: Nivel bajo
- N: Nivel normal

A: Nivel alto

### b) Representación de autómatas

En la Figura 9 se muestra el control de nivel de los tanques representados a través de un autómata, se considera que en operación normal, solamente una bomba opera. [3]



**Figura 9.** Control de nivel representado por autómatas [3]

Dónde:

0,1,2: Se describen en la Figura 6

?Cb: Condiciones de bajo nivel

?Ca: Condiciones de alto nivel

!Start: Para encender la bomba

!Stop: Para apagar la bomba

?CSB: El supervisor recibe un estado bajo de la planta

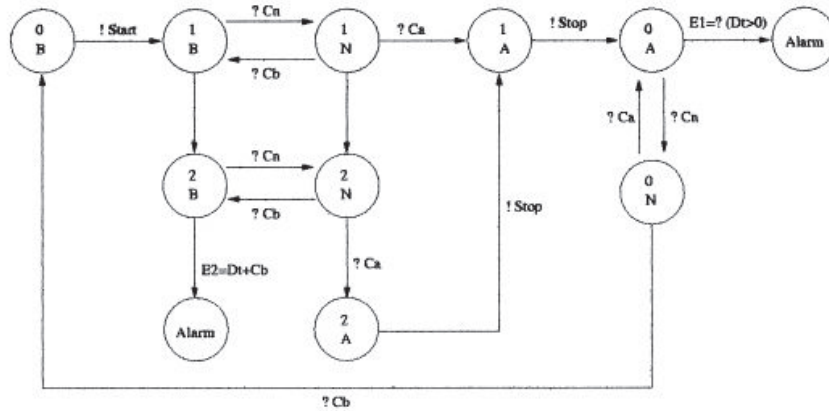
?CSN: El supervisor recibe un estado normal de la planta

### c) Representación de supervisores

Los supervisores están formados por grupos de autómatas, los cuales se encargan de supervisar a cada uno de los controladores continuos de los calderos. Los autómatas son coordinados por un coordinador global, el cual es otro autómata, éste supervisa a todos los calderos. [3]

### d) Sistema de supervisión para el subsistema de tanques [3]

La composición de los autómatas de las bombas como de los tanques conforman el supervisor del subsistema de tanques, el cual se muestra en la Figura 10.



**Figura 10.** Supervisor del subsistema de tanques [3]

**e) Supervisor del subsistema de calderos**

En la tabla 1 se ilustra a los estados de operación AND y OR de cada caldero, se tiene 9 modos de operación para cada caldero. El estado del caldero se representa por X1 y el set point establecido por el coordinador se simboliza con X4.

Los estados se representan mediante números. El estado simbolizado por el numero 5 representa operación normal, cualquier otro número indica una condición anormal de funcionamiento, en este caso, el coordinador es el que decide si se debe o no desconectar la planta.

El supervisor cambiará los parámetros del controlador y el set point, luego reportará al coordinador el estado actual en el que se encuentra la planta. [3]

**Tabla 1.** Estados de operación de un caldero [3]

Nivel de agua en el caldero (m)	Presión (PSI)		
	Menor a 90	90 a 210	Sobre 210
Menor a 0.3	1	2	3
0.3 a 1.2	4	5	6
Sobre 1.2	7	8	9

El supervisor está conformado por 4 señales de entrada, en las dos primeras filas de la tabla 2 se muestra las originadas en el caldero y en las dos últimas las originadas del nivel superior, el coordinador.

**Tabla 2.** Significado de las señales de la caldera y del coordinador [3]

Señal	Significado
X1	Nivel de agua en el caldero
X2	Presión actual en el caldero
X3	0: Modo normal de operación. Control realizado por PIDs 1: Secuencia realizada o procedimiento de apagado. -1: Secuencia realizada o para del procedimiento
X4	Referencia de presión o set point de los calderos

Como ya se mencionó, el supervisor será el encargado de establecer los parámetros del PID de cada caldero de acuerdo a sus regiones de operación normal, esto se muestra en la tabla 3.

**Tabla 3.** Regiones de operación normal [3]

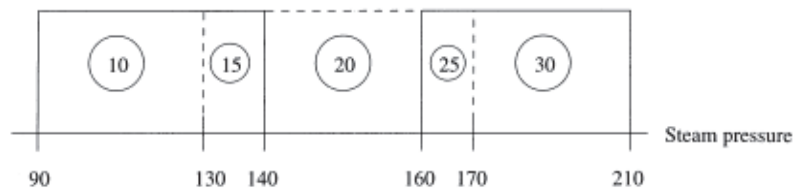
Región	Presión (PSI)
1	90 a 140
2	130 a 170
3	160 a 210

Las regiones de operación se muestran en la Figura 11, éstas se hallan solapadas para algunos valores de presión de vapor, logrando de esta manera conmutar dentro de las zonas de aplicación de cada controlador.

Las numeraciones que poseen dentro de cada región son estados de la planta y se usa para la implementación del supervisor, el significado de estos números se puede observar en la tabla 4.

**Tabla 4.** Significado de los estados de la planta [3]

Estado	Rangos de presión (PSI)
10	90 a 130
15	130 a 140
20	140 a 160
25	160 a 170
30	170 a 210



**Figura 11.** Estados de operación de los calderos [3]

Ahora, el supervisor generará un conjunto de salidas cuando está en operación, las mismas se detallan en la tabla 5. Estas salidas son enviadas al nivel de planeación para informar acerca del estado de la planta y así poder evaluar el rendimiento y disponibilidad de la planta junto a las condiciones de seguridad para la presión y el nivel de agua.

**Tabla 5.** Salidas del supervisor [3]

Región	Rangos de presión (PSI)
Y1,Y2,Y3	Establecer los parámetros de los controladores 1,2,3
Y4	Set point de presión para el controlador
Y5	Nivel de set point para el controlador
Y6	Estado actual de la planta

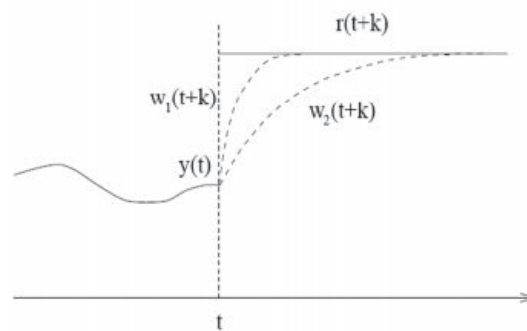
### C) Sistemas de control predictivo

Esta técnica de control también es conocida como control por horizonte deslizante, la cual se caracteriza por utilizar un modelo del proceso, este modelo será conocido como



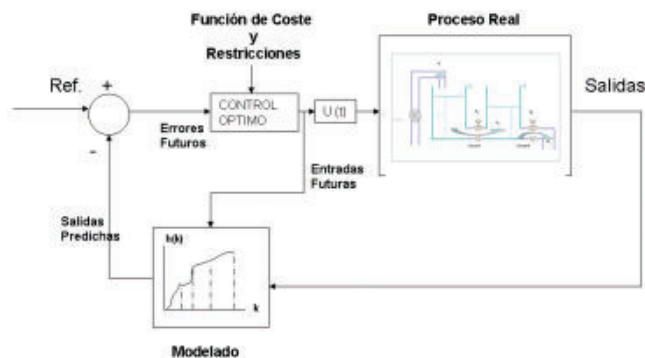
modelo de predicción, con el cual se pretende lograr una predicción del valor de las variables que se están controlando en el proceso dentro del horizonte de predicción. Este horizonte es establecido por la persona que diseñó el controlador, basándose en el análisis previo que haya realizado a la planta industrial.

El controlador predictivo tendrá como objetivo calcular las variables que se están manipulando en el proceso para lograr que dentro del horizonte dichas variables posean la consigna específica establecida, obteniendo la disminución de retardos gracias a que se puede conocer previamente la señal de referencia, denotada por  $r(t+k)$ , o el instante en que se observa un cambio en el que la referencia sea constante. Para comprender mejor se debe tomar en cuenta que puede existir una trayectoria de referencia real denotada por  $r(t+k)$ , la cual es diferente a la trayectoria de referencia  $w(t+k)$ , y es una suave aproximación desde el valor actual de la salida  $y(t)$  a la referencia  $r(t+k)$ , esto se muestra en la Figura 12. [4]



**Figura 12.** Trayectoria de referencia [4]

En la Figura 13 se muestra un diagrama en bloques de un sistema de control predictivo aplicado a tanques acoplados, los cuales en relación a la presente tesis, pueden ser considerados como subprocesos de una planta.



**Figura 13.** Diagrama en bloques controlador predictivo [4]

La importancia de revisar este tipo de controlador antes de desarrollar el presente trabajo de titulación es que gracias a que dentro de sus ventajas se tiene su aplicabilidad a procesos no lineales y facilidad de trabajo en sistemas multi variables, se puede ayudar de algunas de sus reglas de conformación de su algoritmo para la implementación del controlador colaborativo o el manejo de la planta formada con subprocesos.

### **i) Elementos que posee el controlador predictivo**

Dentro de los elementos que componen el controlador predictivo se tiene al modelo de descripción del proceso, el modelo de la perturbación, la función de coste y la ley de control.

#### **a) Modelo que describe al proceso**

En este modelo es importante la representación de la dinámica del proceso para poder observar su respuesta, su representación o función de transferencia o variables de estado. Además a partir de éste se podrán calcular las predicciones en las que se basa el controlador. [4]

#### **b) Modelo en la que se basa una perturbación**

Dentro de este modelo se debe tomar en cuenta las entradas no medibles, el ruido, y errores en el modelado. El modelo que más se ha usado es el ARIMA (autor regresivo integrado de media móvil), pues en éste se considera a los posibles cambios en la calidad del material y a los procesos con balance de energía. [4]

#### **c) Función de coste**

Esta función es la encargada de obtener la esperada ley de control, su expresión se muestra en la ecuación 2.

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

**Ecuación 2.** Función de coste [4]

Donde:

$N_1$ : Límite mínimo de predicción, con valores grandes de  $N_1$  se obtiene una respuesta suave del proceso y en procesos con tiempo muerto ( $d$ ):  $N_1 > d$ .

$N_2$ : Límite máximo de predicción

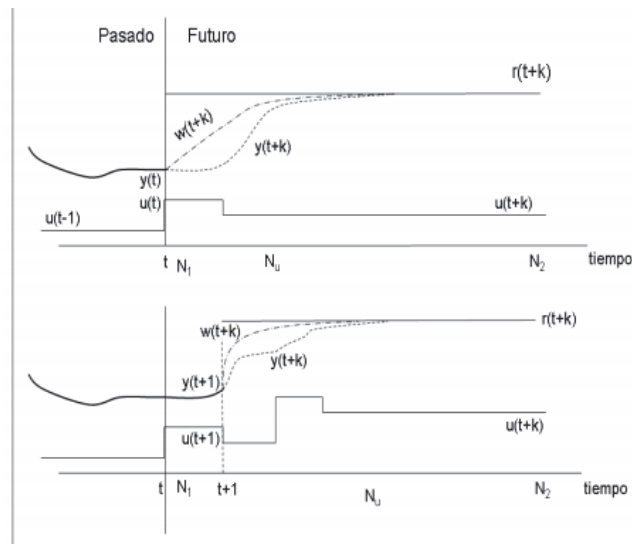
$N_u$ : Horizonte de control ( $N_u \neq N_2$ )

$\partial(j), \lambda(j)$  : Pesos que pueden ser constantes o exponenciales.

#### d) Formulación de la ley de control

La ley de control vendrá definida por  $u(t+kt)$ , la cual se podrá obtener luego de optimizar la función de coste, calcular la salida  $y(t+kt)$  por medio del modelo y reemplazando en la función de coste para finalmente obtener una solución, que puede ser analítica si el modelo es lineal o por medio de métodos numéricos si el modelo es no lineal.

Se debe mencionar que la señal de control  $u(t+kt)$  no permanecerá constante debido a que la estrategia de horizonte móvil debe ser calculada en cada muestreo, esto se puede observar en la Figura 14. [4]



**Figura 14.** Gráficas de la ley de control [4]

Dentro de los algoritmos de control predictivos que se han investigado últimamente tenemos:

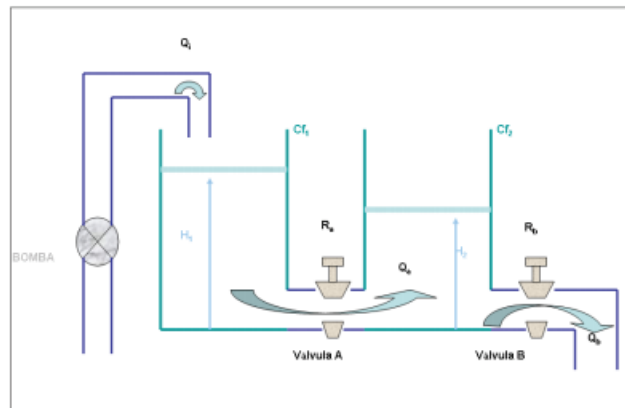
- Control predictivo generalizado
- Control por matriz dinámica
- Modelo algorítmico de control
- Control predictivo funcional
- Control adaptivo de horizonte extendido

## D) Sistema de control predictivo aplicado a sistemas con subprocessos

El estudio de este sistema de control se lo realizará analizando el modelamiento de un sistema de tanques acoplados y la formulación de la ley de control predictiva.

### i) Modelamiento del proceso

El caso de estudio será un sistema de tanques acoplados, el cual es un sistema muy sencillo en comparación con el caso que se presentó en el sistema de control híbrido o con la planta con la que se trabajará en este proyecto, pero se describe ya que a cada tanque se lo podría considerar como un subprocesso industrial y se tiene la importante característica de que las variables de un tanque influyen directamente en la variable de salida a controlar, lo cual se asemeja al proceso que se estudiará en el presente proyecto. El sistema de tanques acoplados se muestra en la Figura 15. [4]



**Figura 15.** Sistema de tanques acoplados [4]

Dónde:

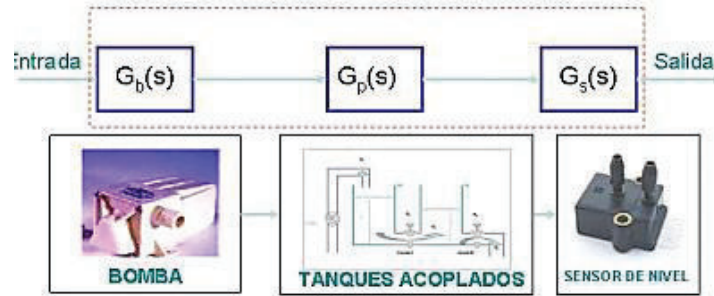
H1: nivel del primer tanque

H2: nivel del segundo tanque, es la variable controlada

Q1: velocidad de flujo de la bomba, variable manipulada

Las perturbaciones son variaciones del flujo originadas por las válvulas A y B

El sistema posee 3 tanques acoplados, pero se realiza el control en solamente 2 de ellos, la planta total está formada por una bomba centrífuga, tanques acoplados y un sensor de nivel con su respectivo acondicionamiento, la función de transferencia será considerando a toda la planta, como se muestra en la Figura16.



**Figura 16.** Diagrama de bloques de la planta industrial [4]

Luego de modelar el sistema de la Figura 15 se obtiene su función de transferencia descrita en la ecuación 3, la cual relaciona el nivel en el tanque secundario con el caudal de entrada.

$$G_p(s) = \frac{1}{s^2(227.32) + s(338.91) + 32.25}$$

**Ecuación 3:** Función de transferencia reemplazando valores [4]

La función de transferencia de la bomba se muestra en la ecuación 4a.

$$G_b(s) = \frac{Q_b(s)}{V_{in}(s)} = kb = 24.83]$$

**Ecuación 4a:** Función de transferencia de la bomba [4]

Para el sensor de presión diferencial, que medirá el nivel del último tanque, se tiene la ecuación 4b:

$$G_s(s) = \frac{V_o(s)}{H(s)} = 0,25[V/cm]$$

**Ecuación 4b:** Función de transferencia sensor de presión diferencial [4]

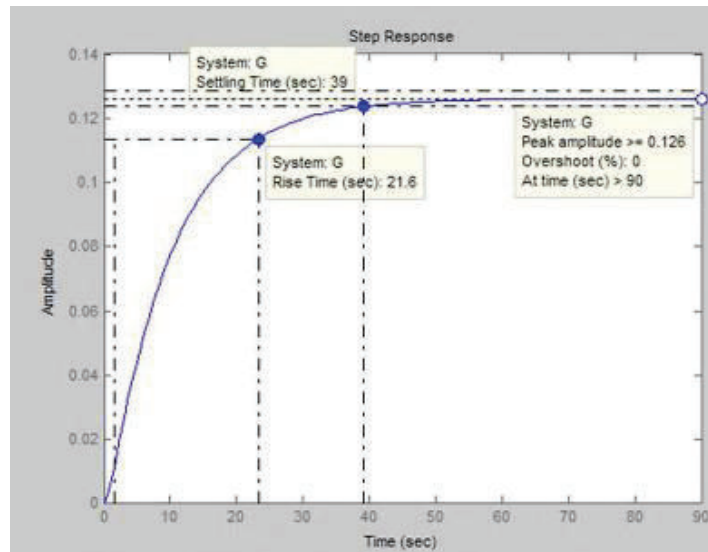
Según el diagrama de bloques de la Figura 16, la función de transferencia de la planta en conjunto discretizada se muestra en la ecuación 5.

$$G_pT(s) = G_b(s) * G_p(s) * G_s(s) = \frac{4.065}{s^2(227.32) + s(338.91) + 32.25}$$

$$G_pT(z) = \frac{0.015z^{-1} + 0.0060z^{-2}}{1 - 0.877z^{-1} + 0.050z^{-2}}$$

**Ecuación 5:** Función de transferencia de la planta total discretizada [4]

En la Figura 17 se muestra la respuesta del sistema ante una entrada paso en lazo abierto.



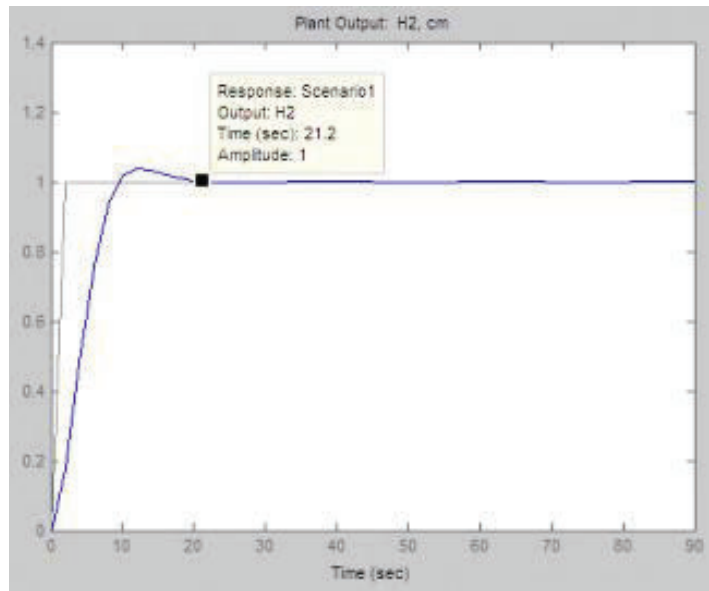
**Figura 17:** Respuesta del sistema en lazo abierto [4]

## ii) Diseño del controlador

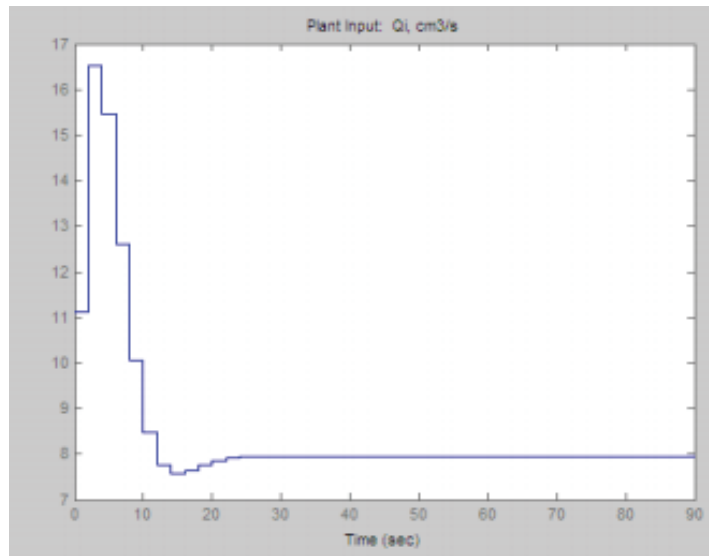
El controlador es diseñado para que trabaje controlando el último tanque, es aplicado a la función de transferencia de la ecuación 5. En este estudio se indica que el controlador se lo realiza en el Toolbox de Matlab Model Predictive Toolbox, en el cual se puede ingresar la función de transferencia de la planta y los parámetros establecidos para el controlador junto a sus restricciones. Los parámetros del controlador que se han establecido son:

- Un horizonte de predicción corto para poder reducir el tiempo donde el controlador prediga las salidas de la planta.
- Un horizonte de predicción largo para poder aumentar la capacidad de predicción del regulador, aunque se disminuya así la interpretación del regulador llenándolo de cálculos suplementarios que influyen en un mayor procesamiento.
- Un horizonte de control corto origina que el regulador intente alcanzar el set point cambiando la variable manipulada por pocas veces y en diminutas cantidades.
- Una acción de control grande en un horizonte corto podría originar que se sobrepase el valor de set point.
- Un horizonte de control largo producirá cambios agresivos en la acción de control, lo cual podría causar oscilaciones indeseadas.

La respuesta paso del sistema aplicando el controlador descrito se muestra en la Figura 18 a y la señal de control en cada instante de tiempo en la Figura 18b. [4]



(a)



(b)

**Figura 18:** (a) Respuesta del sistema con controlador

(b) Señal de control [4]

## **Consideraciones fenomenológicas que se involucran en el modelamiento de un tanque de abastecimiento de agua y un caldero de generación de vapor.**

A continuación se describen a los modelos matemáticos del sistema de suministro de agua hacia los calderos, y de las calderas de generación de vapor para lo cual es necesario realizar una revisión general de la plantas industriales textiles.

### **A) Revisión general de una planta industrial textilera.**

Antes de comenzar con el estudio de las consideraciones fenomenológicas de las etapas que componen la planta industrial textilera (vistas en este y los siguientes apartados), es importante realizar una revisión general del proceso textilero con el que se trabajará en el presente proyecto para que así sea más entendible las adaptaciones de los modelos matemáticos de cada etapa del proceso industrial.

#### **i) Generalidades en las plantas industriales textiles**

La planta textil que se ha de utilizar como referencia en el presente proyecto comprende una de mediana producción de aproximadamente un consumo de 70 000 metros de materia prima (tela) mensualmente. A pesar de que la planta sea de consumo mediano existe maquinaria que necesariamente debe ser abastecida de una gran cantidad de vapor, lo cual hace que el sistema de abastecimiento de vapor deba ser obtenido de un número mayor de calderos, naciendo así la complejidad de la planta industrial y la solución que plantea el presente trabajo.

Dentro del proceso de producción textil se deben considerar los siguientes elementos:

- Tipo de fibras a emplearse
- Clase de hilaza
- Clase de tela a producir, y
- Edad de las maquinarias

Para la producción de la tela que se desee, se debe someter a la fibra a diferentes tratamientos como torcido, texturizado y doblado. La tela que se produce se teje con dos juegos de hilos (urdimbre y trama) ligándolos entre si al momento que se hallan en ángulo recto.

Las fibras se asemejan al cabello humano y pueden ser sintéticas de lino o viscosas, con ésta se pueden llegar a fabricar: telas, nylon, lana, lino, algodón, entre otros.



En la actualidad, los telares de fuerza han reemplazado a los telares de mano que se usaban comúnmente con lo cual se ha logrado aumentar la producción textilera por la demanda que ésta ha exigido en los últimos años. Gracias a este avance tecnológico en los telares, se han resumido las siguientes maneras de fabricación de telas por medio de fibras o hilos.

- Tejido pie y trama
- Tejido de punto
- Crochet
- Afieltrado
- Anulado o redes
- Trenzado
- Ligado o apelmazado, y
- Laminado

No se estudia detalladamente a estas maneras de fabricación ya que no influyen en el control de la planta industrial basada en subprocesos y se saldría de los lineamientos del presente trabajo

Debido a los diferentes procesos que influyen en la producción de distintas materias primas, nace la necesidad del uso de varias maquinarias, las cuales usarán como fuente de alimentación al vapor, de aquí nace el nombre de “planta industrial textilera de vapor” en la cual se identifican las siguientes etapas, subprocesos y controladores. [5]

**a) Etapas del proceso industrial**

- Sistema de abastecimiento de agua de alimentación
- Sistema de bombeo de agua
- Secuencia de bombeo
- Sistema de calderos

**b) Subprocesos de la planta industrial**

Debido a las características del proceso textilero descritas anteriormente se ha establecido el uso de tres calderos industriales en la etapa de sistema de calderos, a cada uno de éstos se los considerará como un subproceso industrial.

**c) Controladores**

- Sistema de controladores locales PIDs en cada subproceso
- Controladores por relación en cada subproceso para el abastecimiento de combustible.
- Controlador colaborativo
- Controlador PID en el sistema de abastecimiento de agua.

**ii) Elaboración de telas y maquinarias**

Para la fabricación de telas se identifican tres etapas de producción:

**a) Texturizado**

Una vez obtenidas las fibras, se las pasará por la torcedora con el fin de que se le pueda dar una mayor dureza, resistencia y calidad a la tela. Una vez que se lo ha torcido se la pasa por la etapa de texturizado con el fin de dotarle de elasticidad en base a la temperatura. En la Figura 19 se puede observar a la máquina texturizadora. [5]



**Figura 19.** Máquina texturizadora [5]

**b) Tejeduría**

Esta etapa es la encargada de tejer los hilos en base al diseño preestablecido de la tela deseada. El hilo que proviene de la etapa de texturizado es bobinado en varios tubos y se los distribuye para todas las máquinas que lo necesiten.

La máquina enconadora es la encargada de colocar el hilo en conos para que queden a disposición de la urdidora de faja por medio de la fileta, esta última posee una capacidad de 640 bobinas de hilo

Para que el hilo no se enrede se usan peinadoras en el tambor donde es fajado, la cantidad de hilo a fajar depende del tipo de tela que se fabrique, como ejemplo, para elaborar una camisa de poliéster se usarán aproximadamente 5600 hilos. La máquina enconadora se muestra en la Figura 20 (a) y en la Figura 20 (b) a una engomadora. [5]



(a)



(b)

**Figura 20.** (a) Máquina enconadora [5]

(b) Máquina engomadora [5]

Luego se coloca el hilo en una bobina que se ajusta a los lados dependiendo el número de hilos que se use, a esta bobina se la conoce como plegador, y quedará a disposición de la engomadora, mostrada en la Figura 20 (b). En esta máquina los hilos se sumergen en una mezcla de goma textil, lubricantes y suavizantes por medio de tambores a una

temperatura de aproximadamente 80 grados Celcius con lo cual se conseguirá una mayor resistencia en el hilo, pues aún debe pasar por otras etapas en el proceso.

Finalmente, luego de que el hilo sale de la engomadora entrará al plegador, el cual es llevado a la sala de pasadoras en donde se ordena el hilo acorde al diseño preestablecido de la tela.

Los plegadores se colocan en los telares donde se tejerá la tela. La tela, luego de ser elaborada, pasará a la revisión, en donde se puede corregir posibles fallas de producción.

[5]

### **c) Tintorería**

Esta es la etapa final del proceso textilero, en esta fase se incluyen maquinarias muy importantes que necesitan ser alimentadas de vapor, como ya lo son la máquina de turbo flow o la máquina de la barca jet, las cuales sirven para el lavado y blanqueamiento de la tela proveniente de la etapa de revisión.

Tras salir de las máquinas descritas a una temperatura de aproximadamente 100 grados celcius se procede a tinturar la tela en las máquinas de turbo stat a temperaturas de 130 grados Celsius, también se lo podría realizar con la barca jet. [5]

Finalmente, a la tela tinturada se la seca por medio de la secadora y luego se la pasa por la chamuscadora con el fin de eliminar las pelusas residuales en la tela.

Existe una última máquina que sirve para termofijar la tela al ancho que se desee y poder ser planchada para su revisión final, para finalmente pesar y cortar en piezas la tela resultante para poder almacenarlas en las bodegas de la fábrica, esperando ser despachadas.

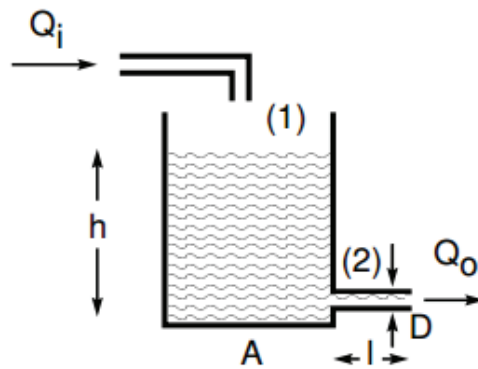
En las secciones posteriores de este trabajo se analizarán el consumo de vapor, consumo de agua de alimentación, consumo de combustible de los calderos, entre otros factores. Para el análisis de dichos factores es muy importante el conocer las máquinas y el proceso que se usa en la fábrica textil y así poder adaptar los modelos matemáticos de cada etapa del proceso considerando las características de este, por ello se toparán varios conceptos tratados en esta sección en el desarrollo del presente trabajo. [5]

### **B) Consideraciones fenomenológicas en el modelamiento de un tanque de abastecimiento de agua.**

En el modelamiento de un tanque de abastecimiento de agua influyen las siguientes variables:

- Caudal de entrada de agua,  $Q_i$
- Altura del tanque de abastecimiento,  $H$
- Área del tanque de abastecimiento,  $A$
- Diámetro de la boquilla de salida de agua del tanque de abastecimiento,  $D$
- Caudal de salida en la boquilla,  $Q_o$
- Densidad del líquido,  $\rho$
- Longitud de la boquilla de salida:  $l$
- Área de la sección de la boquilla de salida,  $S$

Esto se puede observar en la Figura 21.



**Figura 21.** Variables en un tanque de abastecimiento [6]

Todas estas variables poseen valores específicos según sea el uso que se le dé al tanque, en esta sección solamente se verá el modelo, en la siguiente sección se adaptará el modelo a la industria textilera con valores reales.

Es importante considerar el modelo del tanque de abastecimiento de agua en el proceso industrial ya que éste posee un comportamiento dinámico que influirá directamente en la respuesta de la variable final de control de la planta industrial.

Para el modelamiento dinámico del nivel de líquido en el tanque se usarán dos leyes usadas en la física: balance de masas y balance de energía. [6]

#### **i. Ley de balance de masas**

A esta ley se la puede expresar mediante la ecuación 6:

$$\frac{dm}{dt} = \rho_1 q_i - \rho_2 q_0$$

**Ecuación 6:** Ley de balance de masas [6]

Dónde:

$\frac{dm}{dt}$  , expresa la velocidad de acumulación de masa del proceso.

$\rho_1 q_i$  , expresa el flujo de masa que ingresa al proceso

$\rho_2 q_0$  , expresa el flujo de masa que egresa del proceso

Al poseer un solo tipo de líquido durante el proceso se considera que no existe cambio en la densidad del mismo, lo cual genera que  $\rho_1 = \rho_2 = \rho = 1$ , EL valor de uno nace al considerar al agua como fluido

Además se considera que la masa de líquido dentro del tanque se puede expresar en términos de  $m = \rho V$ , y no olvidar que  $V = A * h(t)$ , según la fórmula de volumen en un cuerpo geométrico como el de la Figura 20, de aquí la ecuación 6 se transforma en la ecuación 7, como se observa: [6]

$$\frac{dm}{dt} = A \frac{dh(t)}{dt} = q_i - q_0$$

**Ecuación 7:** balance de masas en función del área y altura del tanque [6]

En la ecuación 7 se puede describir la dinámica del nivel de líquido  $h(t)$  dentro del tanque. Se debe considerar que el flujo de entrada  $q_i$  es un valor conocido y preestablecido, es menester encontrar la relación que describa el flujo de salida  $q_0$ , la cual se analiza mediante un balance de energía.

## ii. Ley de balance de energía

A esta ley se la puede expresar mediante la ecuación 8:

$$\frac{dE}{dt} = \frac{dE_1}{dt} - \frac{dE_2}{dt}$$

**Ecuación 8:** Ley de balance de energía [6]

Donde:

$\frac{dE}{dt}$  , expresa la velocidad de acumulación de energía en el proceso.

$\frac{dE_1}{dt}$  , expresa el flujo de energía que ingresa al proceso

$\frac{dE_2}{dt}$ , expresa el flujo de energía que egresa del proceso

Las energías poseen el subíndice 1 y 2, estos números corresponden a los ilustrados en la Figura 21. Cada una de estas energías son representadas por la suma de la energía cinética y potencial en cada punto para este sistema en particular, esto se expresa por la ecuación 9.  $h_1$  y  $h_2$  representan los niveles de altura de cada punto sobre el nivel de referencia. [6]

$$\frac{dE}{dt} = \frac{d(\frac{1}{2}mv_1^2 + mgh_1)}{dt} - \frac{d((\frac{1}{2}mv_2^2 + mgh_2))}{dt}$$

**Ecuación 9:** Ley de balance de energía representada por energía cinética y potencial [6]

Debido a que el sistema se halla en régimen permanente se debe cumplir que no exista una tasa de variación de energía total del sistema, esto es que  $\frac{dE}{dt} = 0$ , además se cumple que  $v_1 = 0$  en este sistema particular, esto genera la ecuación 10.

$$\frac{1}{2}v_2^2 = g(h_1 - h_2) \rightarrow v_2 = \sqrt{2gh}$$

**Ecuación 10:** Ley de balance de energía, sistema en régimen permanente [6]

Por medio de la definición de caudal (volumen de líquido para el tiempo) aplicada en la boquilla de salida o punto 2, tenemos la ecuación 11 que identifica la fórmula del caudal de salida del sistema.

$$q_0 = \frac{dV_2}{dt} = \frac{S * dl}{dt} = S * v_2 = \frac{\pi * D^2}{4} * \sqrt{2gh}$$

**Ecuación 11:** Caudal de salida del sistema

Reemplazando la ecuación 11 en la ecuación 7 se obtendrá la ecuación 12 que representa al modelo dinámico del tanque de almacenamiento.

$$A \frac{dh(t)}{dt} = q_i - \frac{\pi * D^2}{4} * \sqrt{2gh}$$

**Ecuación 12:** Modelo dinámico tanque de almacenamiento [6]

De la ecuación 12 podemos decir que la raíz cuadrada genera que el proceso no sea lineal, esto es en  $h(t)$ , ya que una raíz no es una linealidad. [6]

**C) Consideraciones fenomenológicas en el modelamiento de un caldero de generación de vapor.**

Una de las etapas fundamentales dentro de la planta industrial textilera es el sistema de calderos ya que éstos serán los encargados de generar el vapor necesario para que funcionen las máquinas que se han descrito anteriormente.

Para describir el proceso térmico que rige al interior del caldero se plantean las siguientes ecuaciones basadas en la termodinámica:

- **Balance de energía en un caldero**

*Energía IN – Energía OUT = Variación energía interna*

$$ql(t) * \widehat{hl} * Tl(t) + Q(t) - qv(t) * \widehat{hv} * Tv(t) = \frac{d}{dt} (\widehat{ul} * Tv(t) * ml(t) + \widehat{uv} * Tv(t) * mv(t))$$

$$Tv(t) = T(t) = \frac{\int (ql(t) * \widehat{hl} * Tl(t) + Q(t) - qv(t) * \widehat{hv} * Tv(t))}{\widehat{ul} * ml(t) + \widehat{uv} * mv(t)}$$

**Ecuación 13:** Balance de energía proceso térmico [3]

- **Balance de masa en un caldero**

$$\frac{d}{dt} (ml(t) + mv(t)) = ql(t) - qv(t)$$

**Ecuación 14:** Balance de masa proceso térmico [3]

- **Volumen total en un caldero**

$$Vt = mv * \widehat{Vv} + ml * \widehat{Vl}$$

**Ecuación 15:** Volumen total proceso térmico [3]

Dónde:

$ql(t)$  = Flujo del líquido en el tiempo

$qv(t)$  = Flujo del vapor en el tiempo

$\widehat{hl}$  = Entalpia específica del líquido

$\widehat{hv}$  = Entalpia específica del vapor

$Tl(t)$  = Temperatura del líquido en el tiempo

$Tv(t)$  = Temperatura del vapor en el tiempo



$Q(t) = \text{Calor interno del sistema}$

$\hat{u}_l = \text{Energía interna específica del líquido}$

$\hat{u}_v = \text{Energía interna específica del vapor}$

$m_l(t) = \text{Masa del líquido en el tiempo}$

$m_v(t) = \text{Masa del vapor en el tiempo}$

$\hat{V}_v = \text{Volumen específico vapor}$

$\hat{V}_l = \text{Volumen específico líquido}$

### **Proceso químico de la combustión existente en un caldero y el análisis químico del combustible para generar calor.**

Es importante analizar a la calidad de la llama que se genere en los calderos, para ello en este apartado se analiza al proceso de combustión y al químico de la llama que se genere.

#### **A) Proceso de combustión**

La combustión es un proceso de oxidación rápida en la cual se identifica una llama y se involucran una serie de reacciones de oxidación que generan un desprendimiento de calor, el cual será usado para calentar el agua de la caldera.

En esta reacción se involucran dos elementos claves, el combustible y el comburente. El combustible puede ser carbón, kerosen, diésel oil, fuel oil, etc y el comburente deberá ser el oxígeno. En la Figura 22 se puede apreciar la producción de la combustión.

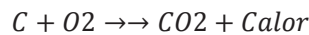


**Figura 22.** Triangulo de la combustión [3]

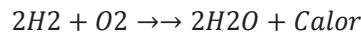
El calor podrá ser una llama o incluso un agente natural como el sol, en este caso se podrá usar una chispa eléctrica entre los electrodos de la caldera. Debido a que el comburente es el oxígeno, se utiliza como comburente natural al aire, el cual está compuesto de 21% de oxígeno y 79% de nitrógeno. [9], [10]

Los combustibles usados en calderos industriales de generación son el kerosene, fuel oil, diésel oil y carbón. El carbón no es muy usado en el país para estas aplicaciones. El diésel oil es un combustible relativamente limpio y sencillo de almacenar. El kerosene es mucho más subvencionado que el diésel oil y posee varias ventajas ante éste. El fuel oil es mucho más barato que el diésel oil aunque es más dificultoso su almacenamiento y presenta una mayor viscosidad, éste es el combustible más usado para calderas industriales y será el que se considere en el presente trabajo. [3]

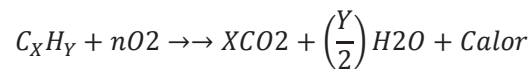
El combustible puede ser sólido o líquido, cualquiera que sea, los combustibles están compuestos básicamente de carbono e hidrógeno, aunque en un análisis más exhaustivo se ve que también se encuentran involucrados el azufre, agua, cenizas, etc. Por tal motivo se analiza a la combustión considerando a sus elementos fundamentales, de lo cual nacen las reacciones de las ecuaciones 16 y 17, pero ambas se generan de una reacción base mostrada en la ecuación 18 gracias a que todos los combustibles nacen de la fórmula  $C_xH_y$ . [10]



**Ecuación 16.** Reacción química considerando el carbono [10]

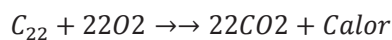


**Ecuación 17.** Reacción química considerando el hidrógeno [10]



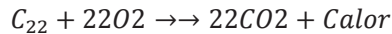
**Ecuación 18.** Reacción química considerando elementos base [10]

Ahora bien, considerando un valor promedio de carbonos de 22 para el fuel oil que se toma como uso en los calderos del presente trabajo, se tiene la reacción química de la ecuación 19.



**Ecuación 19.** Reacción química fuel oil

Como ya se mencionó, además del combustible es necesario el oxígeno del aire como comburente, para lo cual se debe hallar la relación aire combustible necesaria para que se produzca la combustión. Considerando el peso atómico del Carbono de 12kg, del O2 de 32kg, del CO2 de 44 Kg y la ecuación 19 se produce la siguiente reacción de pesos moleculares: [11]



$$22 * 12kg + 22 * 32kg \rightarrow 22 * 44Kg + \text{Calor}$$

Dividiendo ambos miembros para (12)

$$22kg + 22 * \frac{8}{3}kg \rightarrow 22 * \frac{11}{3}Kg + \text{Calor}$$

Esto quiere decir que 22 kg de Carbono en la reacción necesitan  $22 * \frac{8}{3}$  Kg de O2 y producen  $22 * \frac{11}{3}$ kg de CO2 más calor, el valor de calor se analiza mediante el poder calorífico tratado en la sección 3.2.

Considerando que se necesitan  $\frac{8}{3}$  de O2 se debe realizar un análisis adicional para saber que cantidad de aire se requiere para dicho valor de O2, como se muestra a continuación.

$$22 * \frac{8}{3} Kg \text{ de } O_2 * \frac{100 Kg \text{ de aire}}{23 Kg \text{ de } O_2} = 255 Kg \text{ de aire}$$

Despejando el volumen de la ecuación 20 de densidad y considerando que la densidad del aire en condiciones normales es de 1.28 Kg/m<sup>3</sup> se tiene :

$$\rho = \text{densidad} = \frac{\text{masa}}{\text{Volumen}} = \frac{m}{V}$$

**Ecuación 20.** Ecuación de densidad

Despejando:

$$V = \frac{m}{\rho}$$

Reemplazando:

$$V. \text{aire} = \frac{255 Kg \text{ de aire}}{1.28 \frac{Kg}{m^3} \text{ de aire}}$$

$$V. \text{aire} = 199.2 m^3 \text{ de aire}$$

Para hallar el combustible ( $C_{22} = \text{fuel oil}$ ) necesario se tiene que considerar la densidad del mismo de 960 Kg/m<sup>3</sup> (obtenida del Anexo 3) y la ecuación 20 despejando el volumen, de lo cual se tiene:

$$V. \text{fuel oil} = \frac{22 \text{ Kg de fuel oil}}{960 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \text{ de fuel oil}}$$

$$V. \text{fuel oil} = 0.023 \text{ m}^3 \text{ de fuel oil}$$

Para hallar los caudales de aire y combustible se considera un caudal másico en 1 hora, lo cual no tiene influencia al momento de la división para hallar la relación aire-combustible.

En resumen se tiene que:

$$0.023 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{ de combustible requieren } 199.2 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{ de aire}$$

La relación aire-combustible se halla con la ecuación 21.

$$RAC = \frac{FC}{FNC}$$

**Ecuación 21.** Relación aire- combustible

Dónde:

FC = Flujo controlado

FNC = Flujo no controlado

RAC = Relación aire-combustible

Considerando que FC es el aire y el FNC es el combustible fuel oil se tiene:

$$RAC = \frac{199.2 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{0.023 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}$$

$$RAC = 8660.87$$

El valor de RAC será utilizado al momento de diseñar los controladores por relación para que de esta manera se pueda asegurar que se cumplan los porcentajes de aire y combustible para que se produzca la combustión.

## B) Poder calorífico

Podemos definir al poder calorífico o potencia calorífica como la cantidad de calor generado en la combustión completa de una unidad de combustible (1 mol, 1 kg o 1 m<sup>3</sup>).

Al momento que se produce la combustión se genera agua residual proveniente de la condensación del vapor de agua, el cual al condensarse incrementa en aproximadamente 600 Kcal/kg el valor de poder calorífico generado en la reacción, a este valor total se lo conoce como PODER CALORÍFICO SUPERIOR y es el valor medido por un calorímetro.

Si el vapor de agua existente en los humos no condensa debido a que la temperatura no es superior a los 100°C en un mismo hogar industrial, el calorímetro entregará una cifra inferior, a este valor se lo conoce como PODER CALORÍFICO INFERIOR. En esta situación no se aprovecha en su totalidad el proceso ya que los humos calientes se apoderan de parte del calor que se ha generado. [9], [11]

Considerando que el proceso es íntegro y con un buen rendimiento en la reacción química que se produce con el combustible, se considera el poder calorífico superior de 44.1 MJ/Kg que se genera en la reacción del combustible fuel oil, basados en la tabla del ANEXO 3.[12]

Finalmente, en el modelo del proceso de la planta industrial textilera tenemos que ingresar un caudal de combustible mezclado con aire al caldero industrial, el cual genera la llama junto al calor que se desprende de la reacción, por ello es importante realizar un análisis que relacione dicho caudal de entrada con el poder calorífico que se produce, lo cual se expresa como PCC (poder calorífico en el caldero) y se describe con la ecuación 23.

Despejando la masa de la ecuación 20 se obtiene la ecuación 22

$$m = \rho * V$$

### **Ecuación 22.** Relación aire- combustible

Además, la densidad del fuel oil se considera en 960 Kg/m<sup>3</sup>, el caudal másico de la mezcla aire combustible en un tiempo de 1 hora se puede expresar como el volumen de la ecuación 20, con lo cual se tiene:

$$m = 960 \frac{\text{Kg de combustible}}{\text{m}^3} * q_{mezcla} \text{m}^3$$

$$m = 960 * q_{mezcla} \text{Kg de combustible}$$

Ahora transformaremos a unidades de calor:

$$PCC = 960 * q_{mezcla} Kg \text{ de combustible} * \frac{44.1 MJ}{1kg \text{ de combustible}}$$

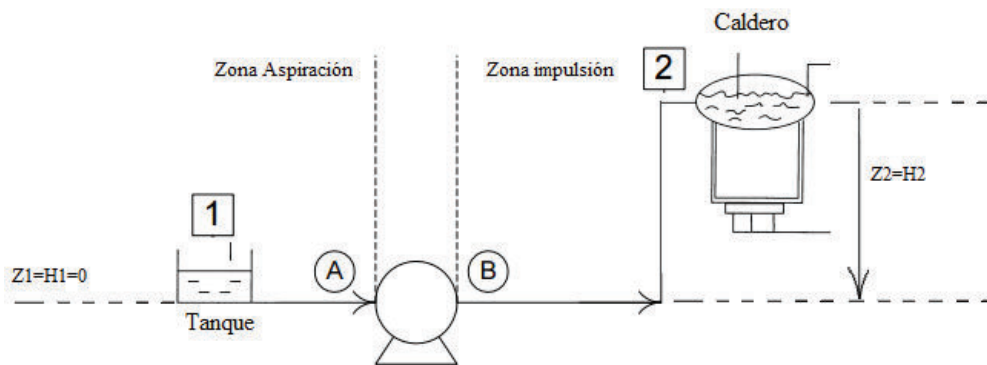
$$PCC = 42336 * q_{mezcla} MJ$$

**Ecuación 23.** Poder calorífico en el caldero

### Consideraciones fenomenológicas que se involucran en el modelamiento de un sistema de bombeo de agua.

Para el sistema de bombeo será necesaria la utilización de las variables arrojadas en el sistema de abastecimiento de agua y de calderos, además del uso de algunos conceptos de hidrostática.

El sistema propuesto se muestra en la Figura 23.



**Figura 23.** Sistema tanque-bomba-caldero

#### A) Bombas centrífugas

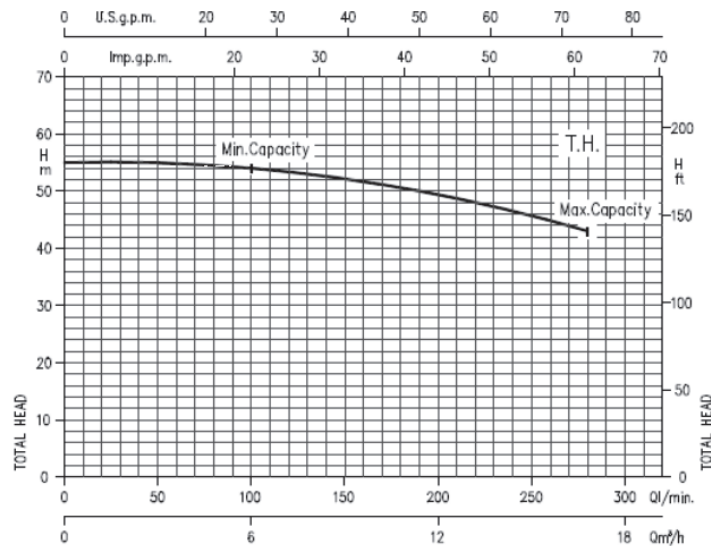
En la planta industrial se usarán bombas centrífugas debido a su bajo costo y a sus excelentes facilidades de operación, mantenimiento y adaptabilidad ante diversas condiciones de trabajo.

Las bombas centrífugas son usadas en una amplia gama de aplicaciones industriales, especialmente son usadas para procesos en los cuales se requiera manejar productos de baja viscosidad, por ello, ya que en la planta se manejará agua como líquido, es muy útil su utilización por la baja densidad del agua. Este tipo de bomba no es apta para líquidos frecuentemente aireados o que requieran de un tratamiento particularmente suave.

Para el modelamiento de la planta industrial utilizaremos como ejemplo a la bomba centrífuga fabricada por la empresa EBARA, cuyo modelo es EBARA CMB 5.50 y se la muestra en la Figura 24. Su curva de funcionamiento se muestra en la Figura 25, ya que será utilizada en lo posterior. [13]



**Figura 24.** Bomba centrífuga EBARA CMB 5.50 [14]



**Figura 25.** Curva de funcionamiento EBARA CMB 5.50 [14]

### B) Ecuación de Bernoulli

La ecuación de Bernoulli se plantea en 1738 como una consecuencia de la ley de conservación de la energía en la cual se considera a un fluido que circule de modo estacionario a través de una tubería no horizontal. La ecuación nos dice que la presión deberá variar entre diferentes puntos a lo largo de la tubería y que se realizará un

determinado trabajo para que el fluido pueda circular, ocasionando que también varíe la velocidad y presión de dicho fluido. [15]

Basada en el balance de energía mecánica para la circulación isotérmica de fluidos incompresibles, se plantea la ecuación 24 (Bernoulli).

$$Z_2 - Z_1 + \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + \frac{V_2^2}{2 * a_2 * g} - \frac{V_1^2}{2 * a_1 * g} + h_{fs} = \Delta H$$

**Ecuación 24.** Ecuación de Bernoulli [16]

Dónde:

$Z_2, Z_1$  es la altura en el punto 2 o 1

$P_2, P_1$  es la presión en el punto 2 o 1

$V_2, V_1$  es la velocidad en el punto 2 o 1

$a_2, a_1$  depende del tipo de flujo en el punto 2 o 1 :  $\frac{1}{2}$  para laminar y 1 para turbulento.

$h_{fs}$  son las pérdidas de presión por rozamiento.

$\Delta H$  es la diferencia de alturas entre los puntos 1 y 2 o la carga de la bomba

$\rho$  es la densidad del fluido

$g$  es la gravedad

Para las ecuaciones que siguen se considera que la altura a la que se encuentra el tanque de abastecimiento es cero, la densidad del agua es 1000 Kg/m<sup>3</sup>, la tubería posee una sección constante y un flujo laminar.

Aplicando en el tramo de 1 hasta A de la Figura 23, la ecuación 24 se tiene que  $V_1 = V_A$  y resulta la ecuación 25, que expresa la presión a la entrada de la bomba, este valor también es conocido como altura de aspiración. [16]

$$\frac{P_A - P_1}{\rho * g} + h_{fs} - Z_1 = 0$$

$$P_A = \left( \frac{P_1}{\rho * g} - h_{fs} + Z_1 \right) * \rho * g$$

**Ecuación 25.** Ecuación de Bernoulli aplicada al tramo 1-A [16]



Aplicando la ecuación con el mismo razonamiento en el tramo B hasta 2 se obtiene la ecuación 26 que muestra a la presión en el punto B o salida de la bomba, lo cual también se lo conoce como altura de impulsión.

$$\frac{P_2 - P_B}{\rho * g} + h_{fs} + Z_2 = 0$$

$$P_B = \left( \frac{P_2}{\rho * g} + h_{fs} + Z_2 \right) * \rho * g$$

**Ecuación 26.** Ecuación de Bernoulli aplicada al tramo B-2 [16]

Finalmente, aplicando en el tramo de A hacia B se obtiene la ecuación 27, la cual describe a las diferencias de alturas de impulsión y aspiración.

$$\frac{P_B - P_A}{\rho * g} + h_{fs} = \Delta H$$

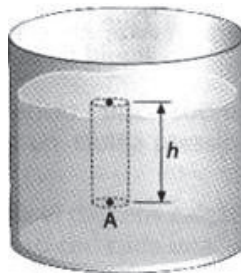
**Ecuación 27.** Ecuación de Bernoulli aplicada al tramo A-B [16]

La aplicación de las ecuaciones en 25, 26 y 27 en lo posterior pueden estar sujetas a la consideración de que el valor de  $h_{fs} = 0$ , ya que las pérdidas de presión por rozamiento de la bomba vienen incluidas en el valor de rendimiento de la misma. [16]

### C) Presión hidrostática

La presión hidrostática se define como la presión que un fluido ejerce en el interior del recipiente que lo contiene, provocada por el peso del líquido que debe soportar un cuerpo sumergido o la base de dicho recipiente.

Considerando a la densidad  $\rho$ , al punto A como el punto donde se ejerce la presión, una columna de líquido de altura  $h$ , a la base S ubicada por encima de A y que la definición básica de presión es Fuerza sobre Área, se tiene a la ecuación 28 que describe a la presión hidrostática (PH) que se ejerce sobre el punto A, en base a la gráfica de la Figura 26. [17], [18]



**Figura 26.** Presión hidrostática en un recipiente [17]

$$PH = \frac{Fuerza}{Superficie} = \frac{m * g}{S} = \frac{V * \rho * g}{S}$$

$$PH = \frac{S * h * \rho * g}{S}$$

$$PH(Pascal) = \rho * g * h(metro)$$

**Ecuación 28.** Presión hidrostática [17]

### **Revisión bibliográfica de los controladores PIDs en los procesos industriales.**

A continuación se realizará una revisión de las principales características de los controladores PIDs y sus métodos de sintonización.

#### **A) Proceso a ser controlado y tipos de procesos**

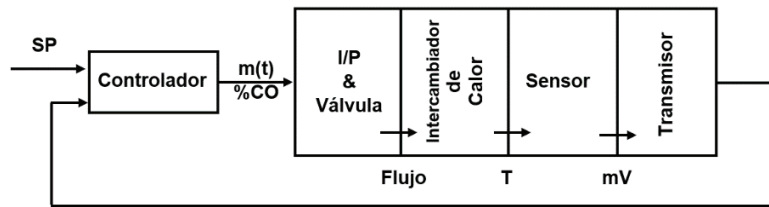
La respuesta del proceso controlado y sus características dependen de la calidad y afinación del controlador implementado, las cuales dependen directamente del proceso a controlar, pues cada proceso es diferente de otro y consecuentemente la elección de controladores y su sintonización.

En este apartado se describe lo importante que es conocer el tipo de proceso, su comportamiento desde el punto de vista de los controladores, pues éstos son los encargados de controlar las variables que interactúan dentro del proceso industrial.

En el proceso industrial de la planta textilera se posee la etapa de calderos, los cuales poseen como variable de salida a la temperatura o presión, estas variables son controladas por los controladores más adecuados por medio del transmisor que entrega la señal a los controladores, por tal motivo podemos decir que el controlador observa el proceso solamente a través del transmisor.

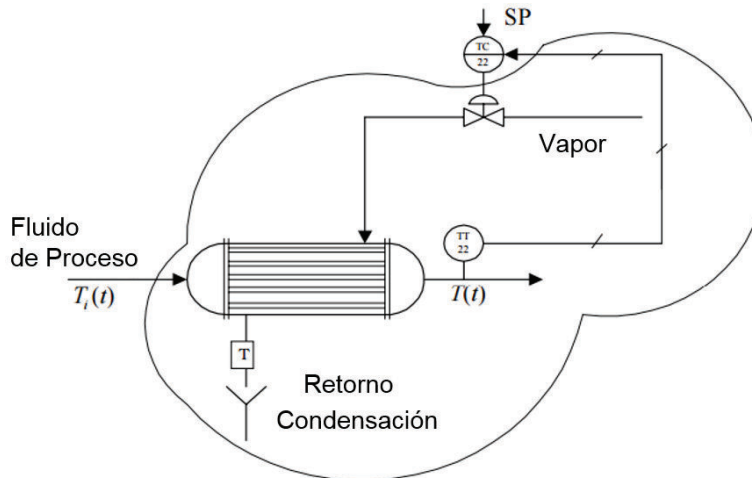
La relación existente entre la salida del transmisor y la variable que se está controlando está dada por la calibración que tenga el transmisor, por ello antes de diseñar al controlador se debe verificar un buen funcionamiento del transmisor. El caudal de vapor de salida del caldero podría ser controlado por medio de una válvula, entonces el controlador es el encargado del control del posicionamiento de la válvula y mantener a la variable en su punto de consigna. Ante esto, se debe tener claro que el controlador no manipula directamente el posicionamiento de la válvula, sino que sólo manipula su propia señal de salida, dicho de otra manera, el controlador solamente entregará un porcentaje

de señal de control al transductor de la válvula para que éste la pueda posicionar adecuadamente. Este concepto se lo puede ver más claramente en el momento que se diseñen los controladores para el proceso textilero, pues a la salida del controlador se observará un bloque que simule un control para el porcentaje de apertura de la válvula, basado en la señal que entregue el controlador. En la Figura 27 se puede observar las partes del proceso visto en la Figura 28, aquí se puede ver que la salida del proceso es la salida del transmisor y la entrada del proceso es proporcionada por la salida del controlador. [20]



**Figura 27.** Diagrama de bloques proceso [20]

Es claro darse cuenta que desde el punto de vista del controlador, se puede definir al proceso como algo entre la salida del controlador y la señal que recibe del transmisor, esto es más visible en la Figura 28, en la cual, el proceso será todo lo que se halle dentro del área encerrada: transductor I/P, válvula, intercambiador de calor, tubería, sensor y transmisor, quedando por fuera el controlador. Entonces el proceso será todo con excepción del controlador



**Figura 28.** Proceso y controlador [20]

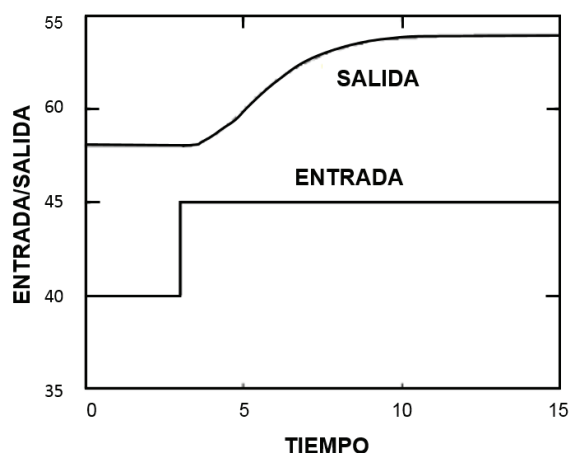
Según la Figura 27, la salida del transmisor se simboliza como  $c(t)$  [variable controlada real], su unidad es el porcentaje (salida del transmisor). La señal del controlador es  $m(t)$  [variable real manipulada] su unidad también es el porcentaje (salida del controlador).

Finalmente, podemos decir que una vez instalado un proceso o planta industrial es dificultoso cambiar sus características, pues no es flexible. La flexibilidad reside en los controladores ya que no es complicada su afinación o sintonización ante posibles cambios de la planta.

Con lo expuesto, nace la necesidad de identificar el tipo de proceso con el que se está trabajando para poder aplicar los controladores más adecuados.

Los procesos, según la respuesta observada ante un cambio en su señal de entrada, se clasifican en dos grupos: autorregulados y no autorregulados.

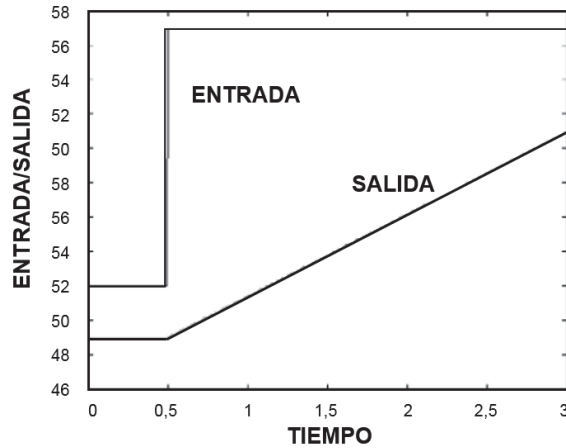
En la Figura 29 se observa a un proceso autorregulado, en el cual se puede observar que luego de un cambio en la entrada, la salida alcanza una nueva condición final de funcionamiento y permanecerá allí indefinidamente. Se observa que el proceso se regula a una nueva condición de funcionamiento. Este tipo de procesos se puede observar en tanques o contenedores donde se realizan mezclas de productos y se obtienen productos finales. [20]



**Figura 29.** Respuesta de un proceso autorregulado [20]

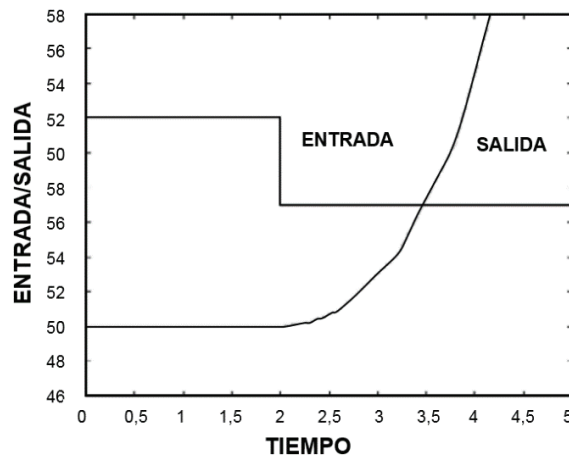
En la Figura 30 y 31 se tiene a un proceso no autorregulado, en el cual se puede observar que ante un cambio limitado en la señal de entrada, la salida no logra alcanzar una condición de funcionamiento estable o final, esto quiere decir que el proceso no logra regularse a una nueva condición de trabajo.

En la Figura 31 se observa que la salida llega a una tasa de cambio constante, esta respuesta se puede observar típicamente en el llenado de tanques de agua, pues al reducirse la señal de la bomba el nivel del tanque aumenta y alcanza una tasa de cambio constante, hasta que el tanque se desborda. [20]



**Figura 30.** Respuesta de un proceso no autorregulado pendiente constante [20]

En la Figura 31 se observa una respuesta exponencial, un proceso típico de este tipo son los reactores donde se produce una reacción exotérmica. A medida que se aumenta la señal en la válvula de refrigeración el caudal de agua se reduce produciendo un aumento exponencial en la salida del proceso que es la temperatura, hasta que el reactor se funda o se produzca una explosión.[20]



**Figura 31.** Respuesta de un proceso no autorregulado exponencial [20]

Según las respuestas de los tipos de procesos que se han visto, se deberá proceder a escoger los controladores más adecuados para el proceso, por ejemplo, dentro de los

PIDS existen algunas variaciones, esto se resume en la tabla 6, basada en el tipo de proceso y asemejando a las respuestas vistas en los tipos de procesos. [21]

**Tabla 6.** Selección de controladores [21]

<b>Tipo de Proceso</b>	<b>Presencia de lazos</b>	<b>Características</b>	<b>Tipo de controlador</b>
Autorregulado	Lazos de caudal o presión	Dinámicas rápidas  Sin retardos  Perturbaciones de alta frecuencia	PI
No autorregulado	Lazos de nivel	Combinación de dinámicas  Sin retardos  Perturbaciones de mediana frecuencia	PI  PID
No autorregulado	Lazos de temperatura	Dinámicas lentas  Con o sin retardo  Perturbaciones de baja frecuencia	PI  PID
Autorregulado	Lazos de composición	Con retardo	PI  Predictor de Smith
No autorregulado	Térmicos  Lazos de nivel		PI  PID
Autorregulado	Procesos en cascada		PI o PD lazo primario  P o PD lazo secundario

## B) Controladores PID y sus variaciones

Dentro de los controladores PID existen algunas variaciones como los controladores tipo P, PD o PI, que se describe posteriormente.

### i. Controlador proporcional. P

Simbolizado como (P) es el controlador más simple dentro de las variaciones de PID, la ecuación 29 describe la forma de este controlador,  $m(t)$  es la variable manipulada con respecto al controlador y será su salida. El término  $K_c$  es la ganancia que se le puede suministrar al controlador. El símbolo  $\bar{m}$  es el valor de consigna y corresponde a la salida del controlador ante un error igual a cero. El error del proceso se simboliza con  $e(t)$ .

$$m(t) = \bar{m} + K_c * e(t)$$

#### Ecuación 29. Ecuación controlador proporcional [20]

Esta ecuación muestra que la salida del controlador es proporcional al error y está dada por la variación de  $K_c$ , este valor establece la sensibilidad del controlador ante el error generado, dicho de otra manera, en qué proporción cambia la salida del controlador por unidad de cambio del error. La Figura 32 muestra variaciones de esta constante para un proceso dado, se puede observar que algunos valores pueden desestabilizar al sistema por lo cual tal vez sea necesario otro tipo de controlador.[20]

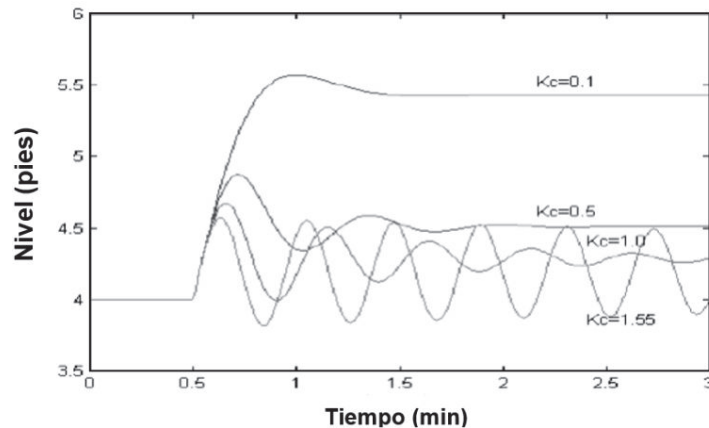


Figura 32. Variaciones de  $K_c$  en un controlador tipo P [20]

### ii. Controlador proporcional integral. PI

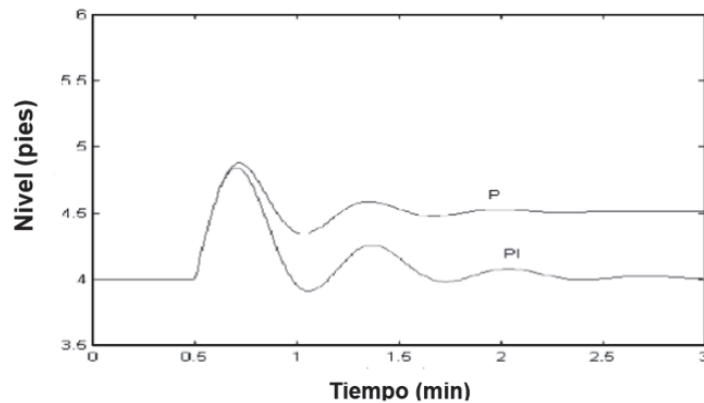
La mayoría de procesos industriales no logran ser controlados solamente con una acción proporcional o con un offset, pues deben ser controlados en un punto de consigna, entonces es necesaria la adición de inteligencia al controlador proporcional y de esta

manera evitar desplazamientos paralelos al valor del set point, de aquí nace la acción integral que logra hacer control en un punto específico y con la acción proporcional junto a la constante integral se puede regular o afinar el controlador en conjunto. La ecuación 30 muestra la fórmula que rige a este tipo de controlador.

$$m(t) = \bar{m} + K_c * e(t) + \frac{K_c}{T_i} * \int e(t)$$

**Ecuación 30.** Ecuación controlador proporcional integral [20]

La Figura 33 muestra la comparación entre un controlador tipo P y un PI, se puede observar que al aplicar un controlador tipo P se genera un error de Offset ya que la respuesta se eleva a un valor determinado por la constante proporcional, en cambio al aplicar el controlador PI la respuesta retorna al nivel del set point establecido sin el Offset, pero aún se tiene un valor de error aunque desaparece luego de un determinado tiempo, específicamente a los 3 minutos, lo cual es un tiempo de establecimiento muy elevado, esto genera la posibilidad de mejorar a este tipo de controlador aunque en ciertos procesos este controlador se adaptaría al comportamiento del proceso y no sería necesaria la aplicación de un mejor controlador. [20]



**Figura 33.** Comparación entre un controlador tipo P y uno tipo PI [20]

### iii. Controlador proporcional derivativo. PD

EL controlador tipo PD consta de una acción proporcional y una acción derivativa, este controlador puede ser usado en procesos en los cuales pueda ser aceptable la presencia de Offset en la respuesta del sistema pero no posea ruido, por tal motivo no es tan usado, ya que es poco probable que un proceso pueda aceptar lo dicho. La ecuación 31 describe a este controlador.



$$m(t) = \bar{m} + K_c * e(t) + K_c * T_d * \frac{de(t)}{dt}$$

**Ecuación 31.** Ecuación controlador proporcional derivativo [20]

#### iv. Controlador proporcional integral derivativo. PID

Para perfeccionar al controlador PI se le añade la acción derivativa, generando así al controlador PID. El objetivo de añadir la parte derivativa es que el controlador pueda anticipar hacia donde se dirige el proceso en base a la tasa de tiempo de cambio del error, dicho de otra manera, puede predecir lo que sucederá. La ecuación 32 describe la forma de este controlador. [20]

$$m(t) = \bar{m} + K_c * e(t) + \frac{K_c}{T_i} * \int e(t) + K_c * T_d * \frac{de(t)}{dt}$$

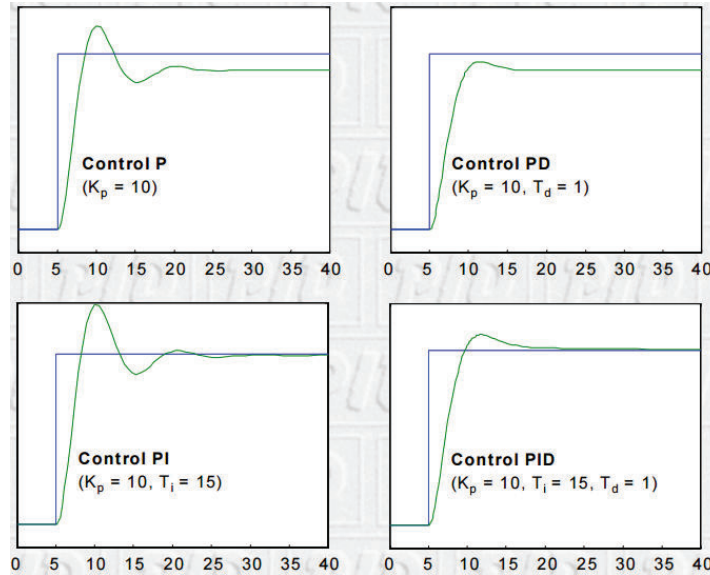
**Ecuación 32.** Ecuación controlador proporcional integral derivativo [20]

Pese a la existencia de controladores más avanzados como los controladores por modos deslizantes, predictivos, híbridos, etc, éste es el controlador más usado en la industria debido a los buenos resultados que presenta su utilización.

Según la ecuación 32 y las variaciones de PID que se han estudiado podemos resumir que:

- La acción proporcional hace que el controlador responda rápidamente ante un error elevado. Además, pese a que esta acción disminuye el error rápidamente no se debería usar hasta que el error sea muy pequeño ya que la variable controlada se acercaría muy rápido al set point y se pasaría sobre este valor, generando oscilaciones.
- La acción integral responderá ante el error al momento en que éste se anule, gracias al error que se produjo en el tiempo pasado, por ello se dice que esta acción es como una memoria del comportamiento pasado del proceso.
- La acción derivativa ayuda con la inercia propia del proceso, impidiendo que ésta continúe cuando evolucione demasiado rápido y acelerándola en caso contrario, por ello se dice que esta acción es un predictor del futuro ya que se anticipa a lo que podría ocurrir con el proceso. [22]

En la gráfica 34 se puede observar la respuesta de este controlador, junto a las variaciones de PID vistas en este apartado.



**Figura 34.** Comparación variaciones de PIDs y PID [23]

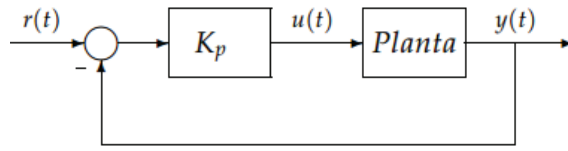
### C) Sintonización de controladores

Luego del diseño e implementación de los controladores PIDs nace la necesidad de sintonizarlos con el fin de obtener las constantes de ajuste en las ecuaciones que describen a los PIDs. Aproximadamente el 80% de controladores son sintonizados por ingenieros que se basan en su experiencia previa con el trabajo de PIDs, pero el 20% restante que no posee experiencia se basa en diferentes técnicas que se describirán a continuación. [20]

#### i) Ziegler–Nichols - Sintonización en línea

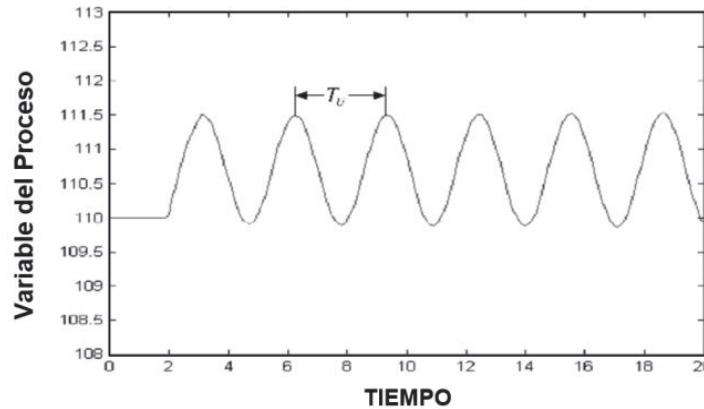
Este método también es conocido como “oscilaciones sucesivas”, es el más antiguo y permite hallar las constantes  $K_c, T_i, T_d$ , que produzcan respuestas con  $\frac{1}{4}$  de tasa de decaimiento. Este método sólo es válido para procesos estables a lazo abierto, el procedimiento a seguir es el siguiente:

- Primero, con el controlador en línea se cancelan las partes integral y derivativa, sólo con la parte proporcional, se inicia desde un pequeño valor de ganancia y se incrementa hasta que la respuesta del sistema comience a oscilar, como se muestra en la Figura 35.[24]



**Figura 35.** Sistema para aplicar oscilaciones sucesivas [24]

- Se registra el valor de ganancia que hizo oscilar al sistema ( $K_u$ ) y el periodo de oscilación lineal ( $T_u$ ), como se muestra en la Figura 36.



**Figura 36.** Respuesta para tomar valores de oscilaciones sucesivas [20]

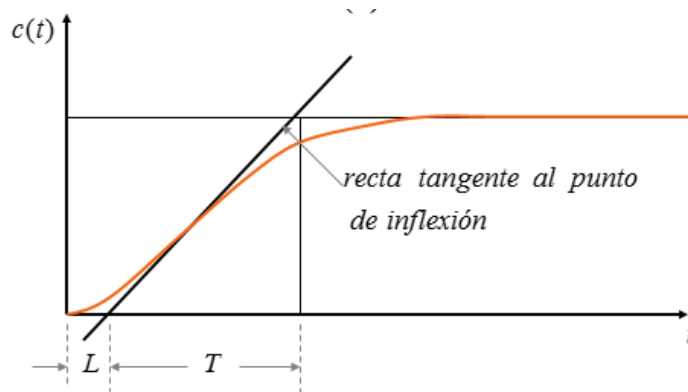
- Se calculan las constantes deseadas del controlador implementado según la tabla 7.

**Tabla 7.** Parámetros de sintonización oscilaciones sucesivas [20]

Controlador	$K_c$	$T_i$	$T_d$
P	$0.5K_u$	0	0
PI	$0.45K_u$	$T_u/1.2$	0
PID	$0.65K_u$	$T_u/2$	$T_u/8$

## ii) Ziegler–Nichols - Sintonización fuera de línea

Este método también es conocido como el de la curva de reacción y se lo realiza en lazo abierto, en el cual se debe obtener la respuesta ante una entrada paso, si la respuesta no posee oscilaciones y posee un retardo que se asemeje a una “s”, como el de la Figura 37, se obtienen los parámetros según la tabla 8. [25]



**Figura 37.** Respuesta para tomar valores de curva de reacción [25]

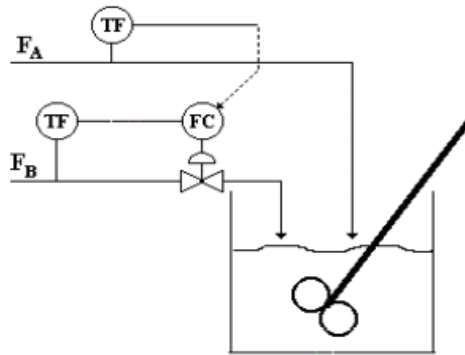
**Tabla 8.** Parámetros de sintonización curva de reacción [25]

Controlador	$K_c$	$T_i$	$T_d$
P	$T/L$	Inf	0
PI	$0.9T/L$	$L/0.3$	0
PID	$1.2T/L$	$2L$	$0.5L$

### Controladores por relación

Este tipo de controlador es aplicado en procesos industriales en los cuales se debe mantener una relación constante y específica entre dos o más flujos o variables, como por ejemplo en procesos que involucren: mezcla de combustibles, proporción de reactivos en un reactor, mezcla de corrientes fría y caliente para obtener una temperatura específica, etc. En el presente trabajo nos servirá para poder controlar la mezcla de aire combustible necesaria y lograr generar la llama y el calor necesario para el caldero.

En la Figura 38 se puede apreciar un esquema básico de un sistema de control por relación, en el cual se poseen dos flujos. En este esquema, el flujo A ( $F_A$ ) solamente es medido mas no controlado, a diferencia del flujo B ( $F_B$ ) que puede ser medido y controlado. En el sistema se deberá garantizar que el flujo de A como el de B cumpla una relación (R) al ingresar al tanque, descrita mediante la ecuación 33. [26]



**Figura 38.** Esquema básico de un control por relación [26]

La línea entrecortada simboliza el que la medida del flujo de A está involucrada en el controlador FC para que éste pueda hacer cumplir la relación por medio del control de la válvula del flujo de B.

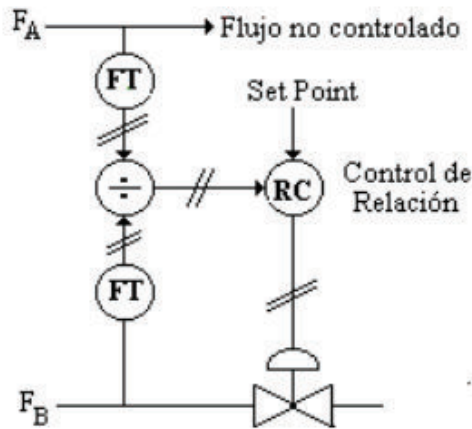
$$R = \frac{\text{Flujo medido y controlado}}{\text{Flujo medido}} = \frac{F_B}{F_A}$$

**Ecuación 33.** Relación básica de un controlador por relación [26]

Para diseño del controlador por relación se tienen dos alternativas: control por relación con divisor y control por relación con multiplicador. Estos nombres han sido establecidos en la presente tesis, mas no por el autor de la referencia citada en este apartado.

#### A) Control por relación con divisor

El esquema básico de esta variación del controlador se muestra en la Figura 39, en la cual se observa que los flujos A y B son medidos, la relación existente entre ambos flujos es hallada por medio del bloque divisor.



**Figura 39.** Control por relación con divisor [26]

La relación que se calcule es ingresada al controlador, este último posee una segunda entrada que es el set point de la relación, este valor es establecido teóricamente según la cantidad de flujo A y B que requiera el proceso, el controlador recomendado en este esquema es un PI. La salida del controlador es enviada al controlador de posicionamiento de la válvula de la variable manipulada y así se pueda variar proporcionalmente el flujo con el fin de mantener la relación establecida por el set point. [26]

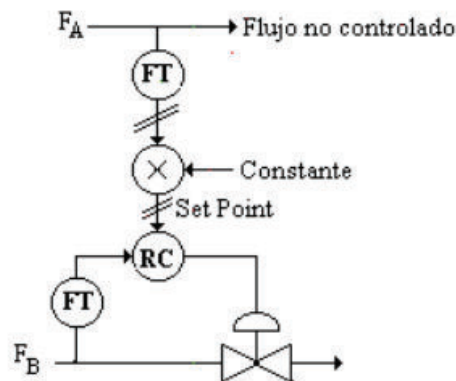
La ecuación que rige a esta variación de controlador se muestra en la ecuación 34.

$$\frac{\delta R}{\delta F_A} = \frac{-F_B}{F_A^2} = -\frac{R}{F_A}$$

**Ecuación 34.** Ecuación control por relación con divisor [26]

### B) Control por relación con multiplicador

El esquema de este controlador se muestra en la Figura 40, en la cual se identifica que el flujo no controlado es medido y multiplicado por un factor (constante) con el fin de que proporcione la relación teórica deseada que se ha establecido previamente. La salida del multiplicador se transforma en el set point del controlador por relación sobre la variable que se halla manipulada. [26]



**Figura 40.** Control por relación con multiplicador [26]

## Controladores colaborativos usados en la robótica y su aplicabilidad en procesos industriales con subprocesos

Los controladores cooperativos son utilizados en gran parte de la robótica, por ello en este apartado se realizará una revisión bibliográfica de este tipo de técnica de control aplicada al control del comportamiento de robots para luego poder adaptar dicha técnica

al control de procesos industriales, que es el tema de estudio en el presente trabajo de titulación.

### **Robótica cooperativa**

Muchas de las aplicaciones de la robótica requieren el trabajo de más de un robot, es por ello que se han abierto varias líneas de investigación con respecto a la robótica cooperativa, como ya lo pueden ser: localización de puntos, mapeo, exploración, traslado de objetos, robots configurables e inspiraciones biológicas, exploración espacial.

El que un sistema trabaje con más de un robot posee varias ventajas ante los sistemas individuales, entre las que se tiene:

- Realización de tareas improbables para sistemas mono agentes.
- Incremento de eficiencia en la realización de tareas.
- Estructuralmente, tener varios robots individuales es más simple
- Pueden compensar la ausencia de algún agente específico.
- Mayor versatilidad y efectividad del proceso

Las desventajas que presentan estos sistemas son:

- Algoritmos de comunicación complejos.
- Problemas de inteligencia y percepción.
- Colisiones entre agentes ante tareas específicas

Entre las aplicaciones más destacadas en la robótica cooperativa se tiene: transporte de objetos, control de formaciones, industria de ensamblaje de automóviles. [27]

Es importante mencionar que los agentes involucrados en el sistema comparten el espacio físico y trabajan conjuntamente sobre un mismo objeto, de aquí surge la necesidad de planificar las tareas con el objetivo de especificar y determinar lo que le corresponda realizar a cada agente o robot y su secuencia correcta de comportamiento. La Figura 41 muestra un sistema cooperativo de robots, en el cual los cuatro robots se rigen a una formación para poder trasladar las barras de madera de un lugar a otro. [28]



**Figura 41.** Sistema cooperativo de robots [28]

Las formas de control utilizadas en sistemas de control cooperativo son:

- formas centralizadas
- formas descentralizadas
- forma colectiva
- forma nómada.

**i) Forma centralizada**

En esta forma de control se tendrá a un agente robótico central cuyo objetivo sea la toma de decisiones a través de información enviada repetitivamente de cada uno de los demás agentes, la desventaja de esta forma es que el tiempo de toma de decisiones puede ser demasiado largo debido al constante envío de información de los robots a la unidad central, como ejemplo se muestra la Figura 42. [28]

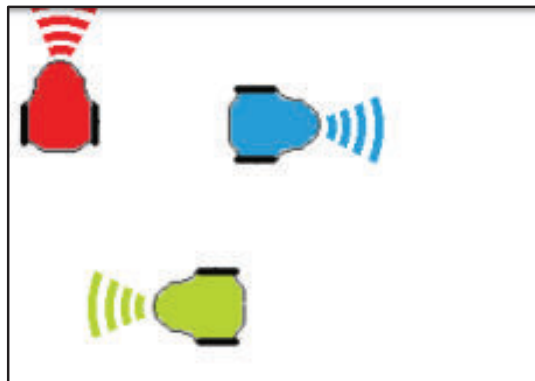


**Figura 42.** Forma robótica centralizada [27]



## ii) Forma descentralizada

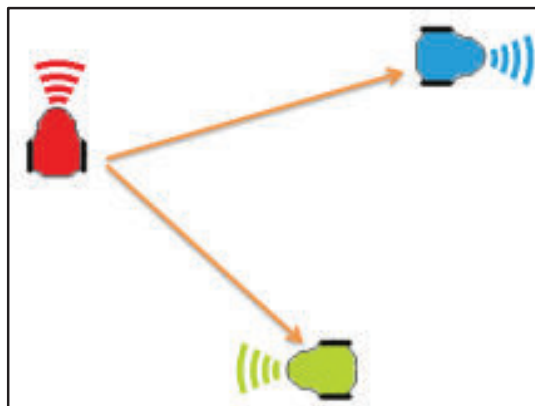
Para esta forma, cada uno de los robots poseen la capacidad de tomar sus propias decisiones sin la necesidad de que intervenga otro robot u robot central. Esta forma es muy dinámica para el sistema en conjunto lográndose así que la ejecución de la tarea se realice a mayor velocidad puesto que no surge la necesidad de enviar y guardar información al agente central. Su gran ventaja es que ante el fallo de algún robot el sistema no se paraliza y se intenta culminar con la tarea encomendada, como ejemplo se muestra la Figura 43. [27]



**Figura 43.** Forma robótica descentralizada [27]

Dentro de esta forma de control tenemos a las formas muy acopladas y a las poco acopladas.

En las formas muy acopladas los agentes están en la capacidad de comunicarse entre sí logrando compartir información de su estado y acciones entre sí logrando de esta manera pedir ayuda y coordinar sus movimientos conjuntamente con los demás agentes, como ejemplo se muestra la Figura 44 [27] .



**Figura 44.** Forma robótica descentralizada muy acoplada [27]

En las formas poco acopladas cada uno de los robots realizan sus acciones sin existencia de interactuar con los demás robots, cada uno funcionará individualmente rigiéndose en su propio algoritmo de funcionamiento, como ejemplo se muestra la Figura 45.



**Figura 45.** Forma robótica descentralizada poco acoplada [27]

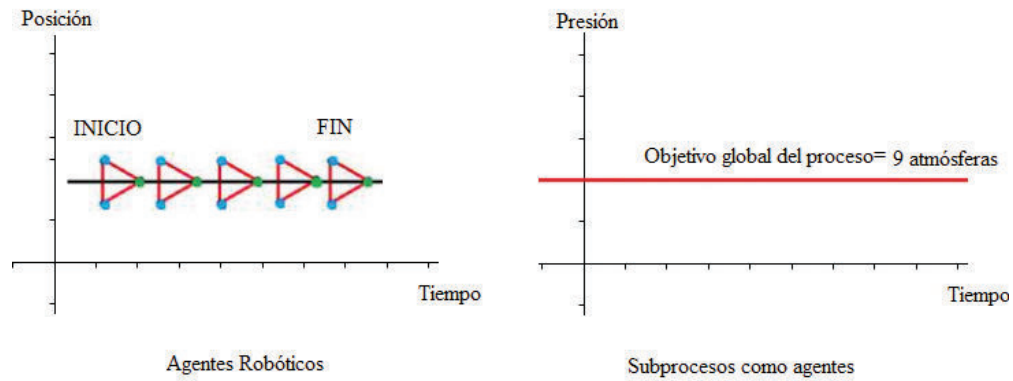
#### **A) Aplicabilidad de sistemas de control cooperativo a plantas industriales**

Con lo descrito en el apartado anterior nace la idea de asemejar a cada agente robótico a un subproceso industrial, en el cual cada subproceso posea un objetivo específico de funcionamiento que al momento de sumarse a los demás subprocesos logrará que todo el proceso en conjunto cumpla con el objetivo global de la planta.

Al llamado objetivo global lo podemos asemejar con una trayectoria pre planificada para un sistema de robots cooperativos, dicha trayectoria podrían ser: lineal, circular, rectangular, zig-zag, etc.

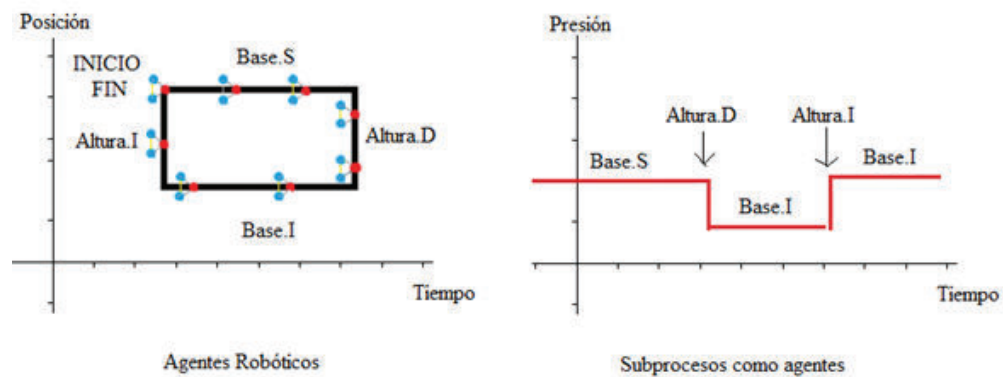
En la Figura 46 se describe una trayectoria lineal de robots, análogamente a un proceso industrial, podemos decir que cada subproceso deberá aportar con un valor fijo en su variable de salida para mantener siempre en un valor constante al valor del objetivo global de la planta industrial.

Ahora, tal vez sea necesario el análisis ante un valor no constante en la presión global de la planta, lo cual pueda deberse a perturbaciones que acontezcan en los calderos de generación de vapor, esto sería análogamente a una trayectoria no lineal de una formación de robots.



**Figura 46.** Homologación robots - proceso en trayectoria lineal

En cambio en la Figura 47 se describe a una trayectoria rectangular, la base superior e inferior del rectángulo son trayectorias constantes descritas como en la Figura 46, el momento que se llega a las alturas se puede homologar a una perturbación en algún sub proceso, lo cual hará caer el valor del objetivo global de la planta y luego continuar nuevamente en un valor constante.



**Figura 47.** Homologación robots - proceso en trayectoria rectangular

## 2. METODOLOGÍA

En el presente capítulo se describirá las fases que formaron parte del desarrollo del proyecto, así como los métodos y procesos utilizados para alcanzar los objetivos propuestos dentro de la simulación de un controlador colaborativo para una planta industrial textilera de vapor.

### 2.1. Fase de diseño

En este apartado se procede a diseñar los controladores necesarios para que la planta industrial pueda funcionar adecuadamente. Además se procederá a realizar las adaptaciones de los modelos estudiados en el marco teórico a cada una de las etapas de la planta textilera.

El diagrama de la planta industrial textilera de vapor junto a todos sus controladores y etapas se muestra en la Figura 48.

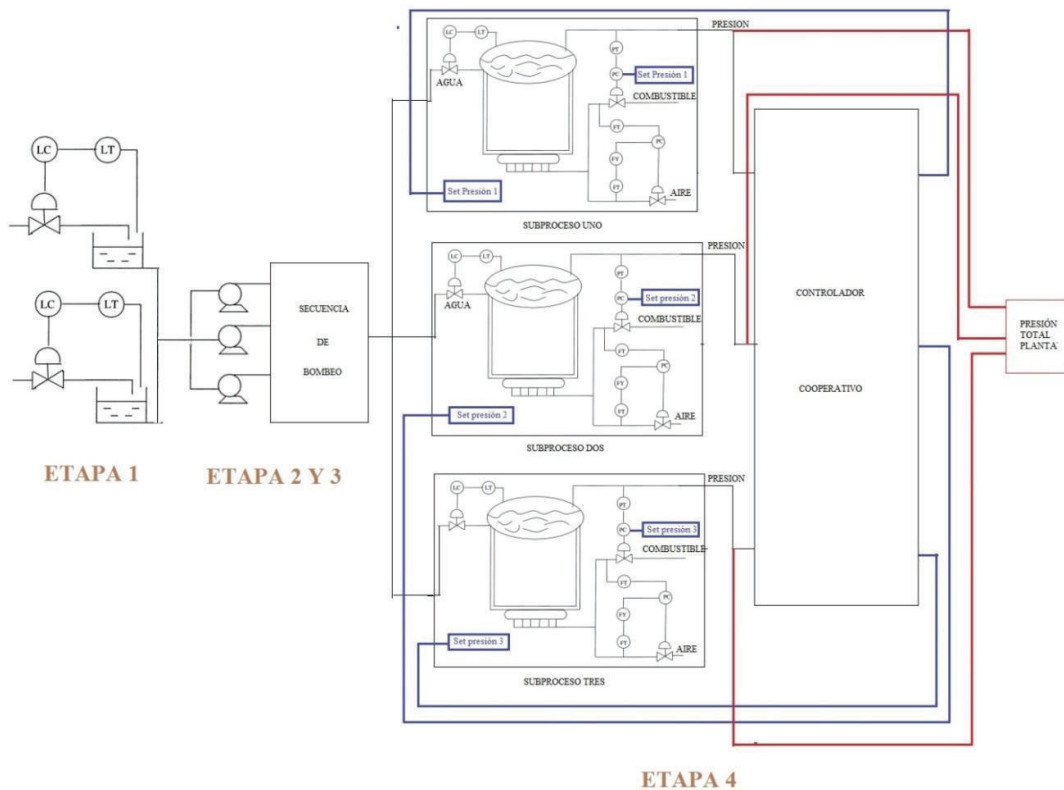


Figura 48. Planta textilera junto a todos sus controladores

## **Adaptación del modelo del tanque de abastecimiento a la planta textilera.**

El agua con la que se alimente la caldera debe ser continua y el sistema debe garantizar el agua necesaria para que no se pierda la presión de vapor solicitada por la planta y de esta manera mantener una generación constante sin intermitencias en el proceso, que podría causar pérdidas económicas a todo nivel.

Es importante considerar que al alimentar a la caldera con agua precalentada se necesitaría menos combustible que ahorraría en costos de operación y se alcanzaría de manera más fácil la temperatura de ebullición del agua según la presión solicitada a la caldera. Con el fin de evitar corrosión en las superficies de la caldera y de la chimenea se recomienda que el agua éste precalentada a una temperatura de 77°C, esta recomendación se la hace considerando que si se tendría agua a menor temperatura se reduciría la temperatura de los gases de la combustión hasta el punto que el vapor de agua se condense y se produzca la corrosión. [5]

En nuestra planta industrial se considerará que el agua que se encuentre en los tanques de abastecimiento ya se halla precalentada a los valores descritos.

Ahora bien, para el cálculo de las dimensiones del tanque de abastecimiento de agua se deben considerar factores que influyen en una planta textilera real, éstos son los siguientes:

### **A) Capacidad de evaporación y bombeo de la caldera**

La capacidad de evaporación está relacionada con la potencia de la caldera ya que un caballo de fuerza (HP) se define como la evaporación en términos de vapor saturado seco de 15.65 Kg/hora a 100°C. La capacidad de evaporación de una caldera se describe mediante la ecuación 35. [29]

Es importante considerar que el sistema trabajará con tres calderas, en los cálculos de esta sección se considera a una sola caldera ya que el sistema de abastecimiento dotará de agua tanto a las 3 calderas aunque se considere como que fuera una sola.

$$C.Ev = 0.069 \frac{\text{galones americanos por minuto}}{HP} * P(HP)$$

**Ecuación 35:** Capacidad de evaporación de una caldera [5]

Donde:

*C.Ev es la capacidad de evaporación*

*P es la potencia de la caldera en HP*

La capacidad de la caldera, según las consideraciones que se describirán en lo posterior, es de 107 CC, reemplazando en la ecuación 35 se tiene que la capacidad de evaporación toma un valor de:

$$C. Ev = 0.069 \frac{\text{galones por minuto (GPM)}}{HP} * 107(HP)$$

$$C. Ev = 7.38 \text{ GPM}$$

La cantidad de agua necesaria para la caldera relaciona al factor de encendido, este último se define como un valor dependiente del uso y tipo de bomba que se utilice para alimentar a la caldera. La capacidad de bombeo se obtiene de la ecuación 36.

$$\text{Capacidad de bombeo (GPM)} = \frac{0.069 * HP * fe}{G.e}$$

**Ecuación 36:** Capacidad de bombeo de agua

Dónde:

HP es la potencia de la caldera

fe es el factor de encendido: Para bombas tipo turbina = 1.15 a 2

Para bombas tipo centrífugas = 1.1 a 1.15

G.e: Gravedad específica, al ser agua su valor es de 1

Considerando que se usarán bombas centrífugas y reemplazando valores en la ecuación 36 se tiene:

$$\text{Capacidad de bombeo (GPM)} = \frac{0.069 * 107 * 1.15}{1} = 8.49$$

## **B) Dimensionamiento del tanque de suministro de agua**

El vapor que genere la planta industrial depende del agua que se suministre de manera constante, por ello se tendrá un controlador tipo PID que garantice el suministro de agua, pese a ello se tomará como factor de seguridad con el cual la cantidad de agua en el tanque garantice al menos la evaporación en la caldera durante 60 minutos.

Entonces, considerando el valor de Cev de la ecuación 35, la reserva de agua mínima en el tanque de abastecimiento deberá ser de: 7.38 GPM \* 60 min, lo cual nos da un valor de 442.8 galones de agua.

En el Anexo 1 se muestra una tabla con la cual se logra dimensionar al tanque de abastecimiento en función de su capacidad de galones de agua que deberá almacenar, esta referencia es sacada de los catálogos de bombas centrífugas.

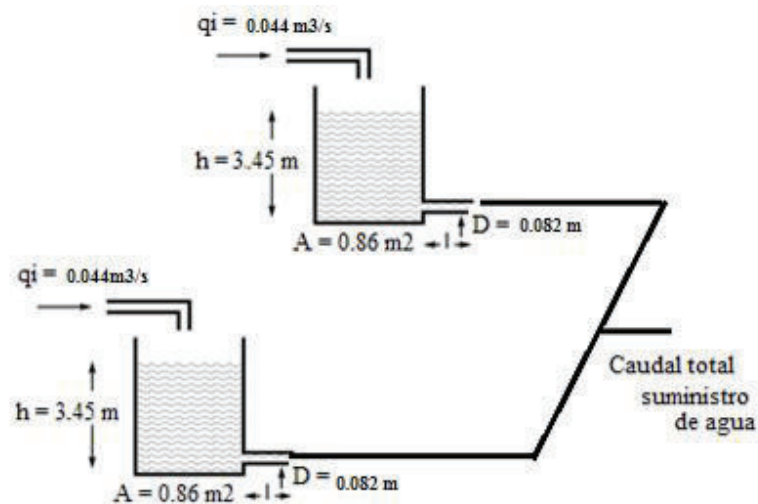
Escogiendo en la tabla, el valor de 500 galones de agua corresponde a un tanque de 42 pulgadas de diámetro por 97 pulgadas de altura, esto es 1.05 m por 2.45 m respectivamente.

Para hallar el diámetro de la boquilla de salida del tanque utilizaremos la ecuación 12, considerándola en estado estable con un valor de caudal de ingreso de líquido de 0.044 m<sup>3</sup>/s y un nivel de líquido de 3.5 m se tiene:

$$0 = qi - \frac{\pi * D^2}{4} * \sqrt{2gh}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 * qi}{\pi * \sqrt{2gh}}} = \sqrt{\frac{4 * 0.044}{\pi * \sqrt{2 * 9.8 * 3.5}}} = 0,082m$$

Con el objetivo de que la planta sea robusta se emplearán dos tanques de las mismas dimensiones con una altura de 3.5m, como se muestra en la Figura 49.



**Figura 49.** Sistema de suministro de agua

### C) Diseño del controlador para el abastecimiento de agua al tanque

Al realizar las pruebas de la planta industrial completa se observó la necesidad de que el nivel de agua en los tanques de abastecimiento se mantenga en un valor determinado y que el tiempo de establecimiento de éste sea menor al tiempo de establecimiento de los calderos junto a sus controladores, por tal motivo surge la necesidad de implementar un controlador PID para el ingreso del caudal de agua a cada uno de los tanques de abastecimiento.

#### i) Modelo del controlador PID

Dentro de las variaciones de los PIDs se ha escogido la implementación de un controlador tipo PI basados en las siguientes atenuantes:

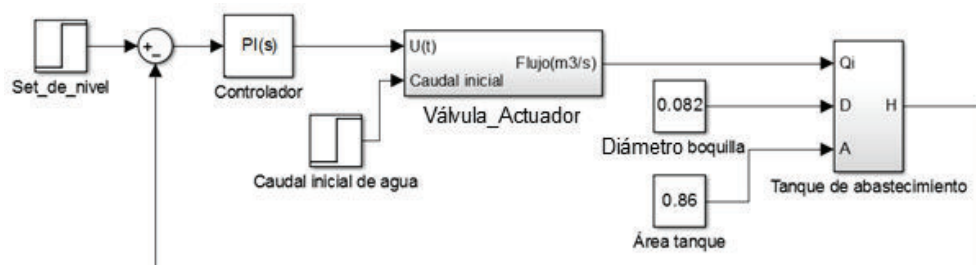
- Según la tabla 6, tanto para lazos de nivel o de caudal se puede aplicar un controlador tipo PI.
- En el sistema de nivel de tanque se prioriza una respuesta mucho más rápida que el caldero de generación (proceso lento) junto a un bajo error por motivos de establecer en un valor determinado, es por ello que también se recomienda un PI.
- La acción derivativa se la excluye ya que se espera un sistema un tanto robusto, pues el nivel definido es de 2.5m y el nivel máximo es de 3.5m lo cual es un porcentaje muy bajo de variación para el controlador, con ello no se espera un valor elevado de sobre pico.

Con lo expuesto, el modelo del controlador PI se muestra en la ecuación 37:

$$PI = P + I\left(\frac{1}{s}\right)$$

**Ecuación 37:** Modelo controlador PI para el nivel del tanque[31]

El modelo del sistema de control se muestra en la Figura 50



**Figura 50:** Sistema de control tanque de agua de abastecimiento



En el sistema de la Figura 50 se muestra al bloque Válvula Actuator, el cual es el modelo de un sistema conjunto de una válvula con su respectivo actuador, el cual ante un determinado ingreso de caudal entrega un valor de caudal modificado por la ley de control aplicada al actuador.

El modelo matemático del posicionamiento de una válvula según la ley de control a la que está expuesta se muestra en la ecuación 38.

$$\frac{dV_p(t)}{dt} = \frac{1}{T_{vp}} [m(t) - V_p(t)]$$

**Ecuación 38:** Modelo matemático posicionamiento válvula [30]

Dónde:

$V_p(t)$  es la posición de la válvula

$m(t)$  es la ley del control

$T_{vp}$  es la constante de tiempo del actuador

El valor de  $T_{vp}$  se establece en 0.4 según lo recomendado en [30], la ecuación 38 será utilizada en todas las válvulas que posea la planta industrial.

## ii) Sintonización del controlador

Al no poseer complejas especificaciones en el sistema de control se probó inicialmente con un método de sintonización heurística, obteniéndose resultados bastante buenos, coherentes y acordes a las necesidades del sistema. Los parámetros de las constantes del controlador establecidas fueron:

- Constante Proporcional:  $P = 1.0056$
- Constante integral:  $I = 0.0313$

Reemplazando estos valores en la ecuación 37 se obtiene el controlador PI sintonizado, mostrado en la ecuación 39

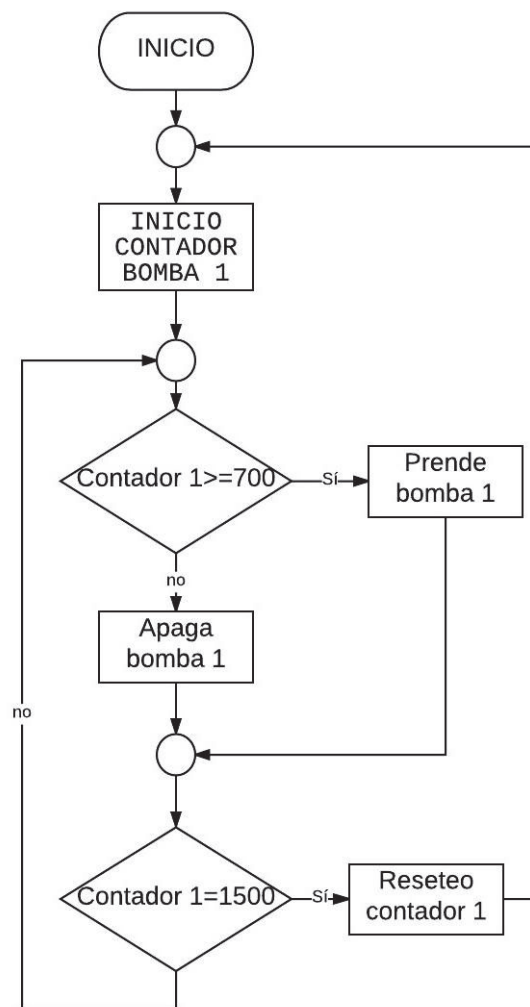
$$PI = 1.0056 + 0.0313\left(\frac{1}{s}\right)$$

**Ecuación 39:** Controlador PI sintonizado para el nivel del tanque de agua

### Diseño de la secuencia de funcionamiento para el sistema de bombeo

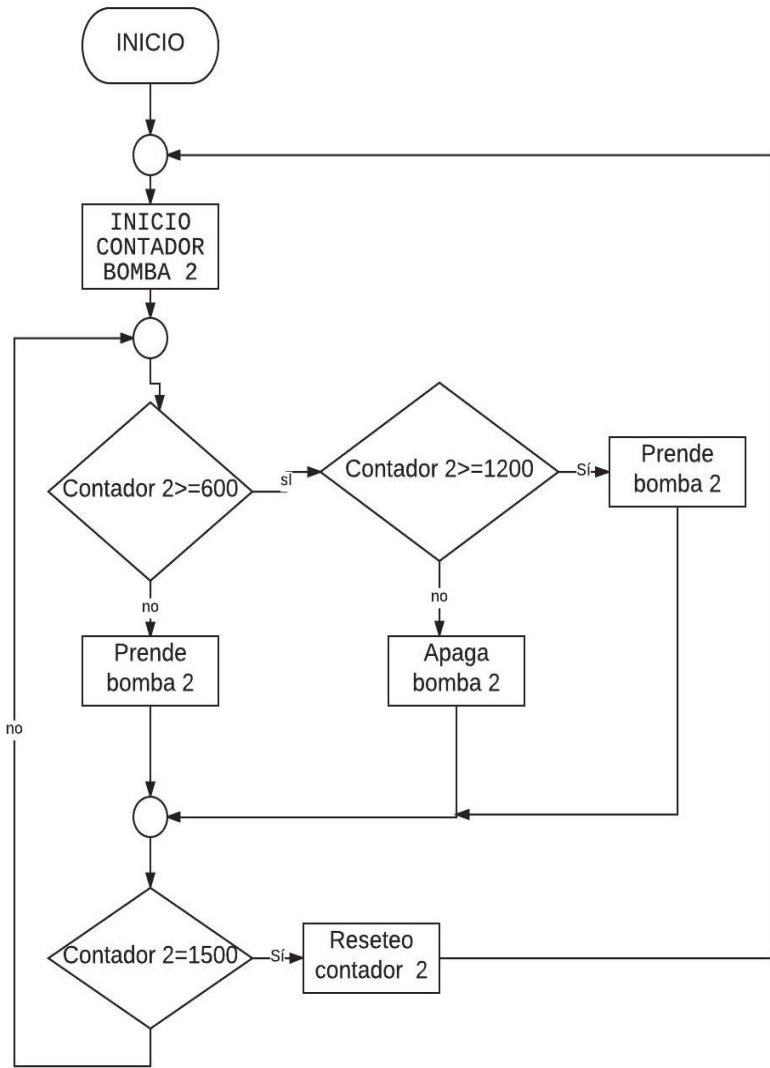
Al ser una planta industrial usada en la fabricación de textiles que usa varias maquinarias con uso de vapor surge la necesidad de garantizar un sistema robusto de bombeo de agua constante a los calderos de generación de vapor, por tal motivo se considera la utilización de 3 bombas centrífugas de agua.

El sistema de bombeo deberá cumplir que en todo momento se encuentren trabajando dos bombas, siempre existirá una que descanse, la cual entrará en funcionamiento luego de un determinado tiempo y hará descansar a la que primero entró en funcionamiento inicialmente, y así secuencialmente, logrando que las tres trabajen de manera cíclica con un tiempo de descanso. No importará el poco tiempo que trabaje solamente una bomba por motivos de transición entre ellas. El diagrama de flujo de funcionamiento de la bomba 1 se muestra en la Figura 51.



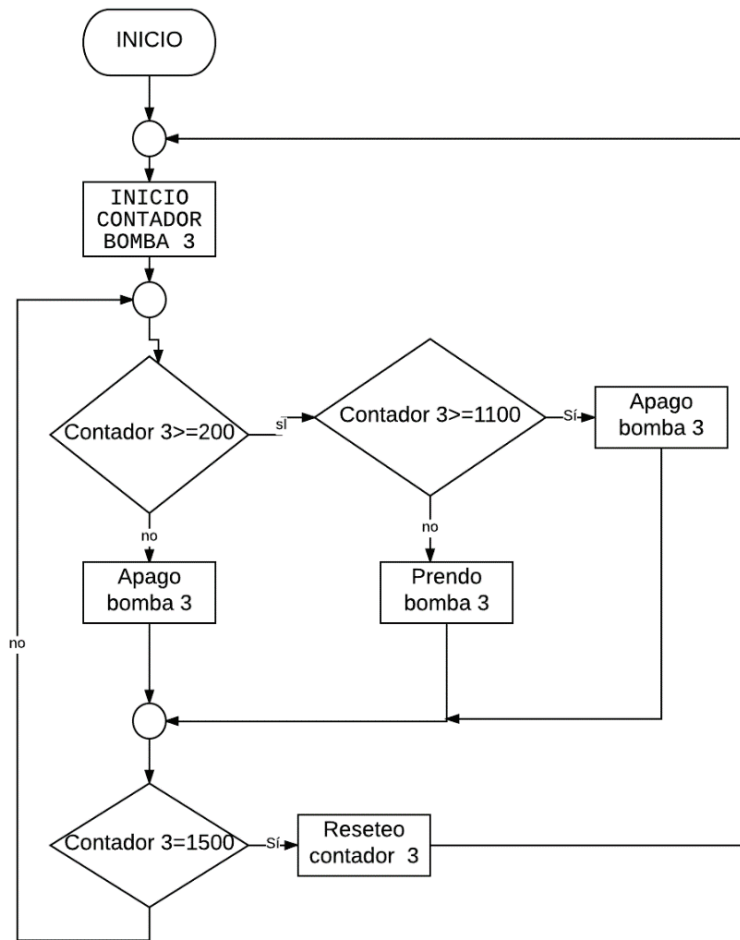
**Figura 51:** Diagrama de flujo secuencia de funcionamiento bomba 1

El diagrama de flujo de la secuencia de funcionamiento de la bomba 2 se muestra en la Figura 52.



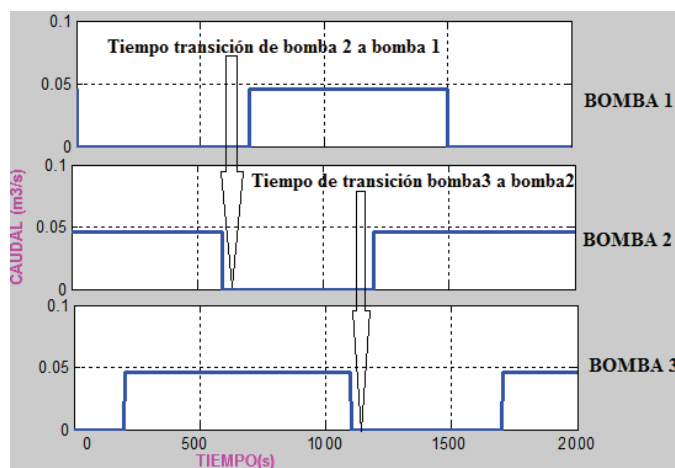
**Figura 52:** Diagrama de flujo secuencia de funcionamiento bomba 2

El diagrama de flujo de la secuencia de funcionamiento de la bomba 3 se muestra en la Figura 53.



**Figura 53:** Diagrama de flujo secuencia de funcionamiento bomba 3

En la Figura 54 se muestra la secuencia de funcionamiento de las tres bombas que se espera obtener con los diagramas de flujo de cada bomba.



**Figura 54:** Secuencia de funcionamiento de las tres bombas

## **Diseño del controlador por relación y de presión para el control de la mezcla aire-combustible y la presión que se genere**

Para el diseño del controlador por relación y de presión para el control de la mezcla aire-combustible se procederá a la adaptación del modelo del caldero a la planta industrial, y a analizar la relación que se debe cumplir entre la porción de aire y de combustible que se suministre al caldero.

### **A) Adaptación del modelo del caldero de generación de vapor a la planta textilera**

Para la adaptación del modelo del proceso térmico del caldero de vapor es necesario considerar la presión que debe generar el caldero en base a las máquinas que usará la planta textilera y el calor necesario para producir dicha presión, este último basado en la relación aire combustible que se ingrese al caldero de generación.

#### **i. Cálculo de la presión, temperatura y caudal de vapor de salida**

Para saber la presión que debe generar el caldero es necesario analizar las máquinas que usará la planta textilera, para lo cual se tiene la tabla 9. Además se considera que la planta tendrá una sola máquina de cada tipo que se describe en dicha tabla. [5]

**Tabla 9.** Presión y capacidad en el sistema

<b>Maquinaria</b>	<b>Presión necesaria (atm)</b>	<b>Capacidad necesaria (CC)</b>
Barca Jet	3.15	13.91
Turbo Sat	3.20	8.88
Turbo Flow	2.50	12.97
Engomadora	No aplica	55.14
Plancha	No aplica	15.20
<b>TOTAL</b>	<b>8.85</b>	<b>106.10</b>

Los valores totales se aproximan a: Presión necesaria = 9 atmósferas

Capacidad necesaria = 107 CC

Se considera que en el diseño de la planta industrial se tengan 3 calderos de similares características físicas que en conjunto generen las 9 atmósferas que necesita el complejo

industrial, el valor de presión que genere cada caldero dependerá de la situación en la que se encuentre la planta industrial y cómo actúe el controlador por relación que se diseñe.

Para condiciones de trabajo estable y sin ninguna perturbación se considera que la carga se reparta equitativamente entre los tres calderos, esto es que cada uno de ellos genere 3 atmósferas de presión.

Cada uno de los calderos se considera como un subproceso industrial que debe aportar al valor conjunto de presión de salida.

Entonces, con el valor de 3 atmósferas se procede a encontrar la temperatura necesaria para que el caldero genere este valor, esto se hará utilizando la ecuación de Clausius-Capleyron que se describe en la ecuación 40, la cual se ha estudiado en la termoquímica y es un método para describir una transición de fase de primer orden que sucede en un sistema mono componente. [7], [8]

$$\ln(P) = \frac{-Hfg}{R} \left( \frac{1}{T} \right) + C$$

**Ecuación 40:** Ecuación de Clausius-Capleyron [7]

Dónde: P es presión

T es temperatura

Hfg es la entalpia de evaporación

R es la constante universal de los gases

C es una constante

Para el cálculo de la constante C se considera al agua como el líquido con el que trabaja la caldera y con el calor necesario pasará a estado gaseoso se tiene que:

Hfg=225800J/Kg, valor en la tabla del Anexo 2

R=8.314 J/mol\*K

P=1 atmósfera

T= 100°C=373.15°K

Reemplazando estos valores en la ecuación 40, se obtiene la ecuación 41 que muestra el valor de la constante de Clausius-Capleyron:

$$\ln(1) = \frac{-40660}{8.314} \left( \frac{1}{373.15} \right) + C$$

$$C = 13.10$$

**Ecuación 41:** Constante de Clausius-Capleyron

Ahora bien, considerando la constante hallada, la presión de 3 atmósferas de cada caldero y la ecuación 40 se obtiene la ecuación 42 que muestra la temperatura que se debe tener en el caldero para generar las 3 atmósferas de presión:

$$\ln(3) = -4890.54 \left( \frac{1}{T_v} \right) + 13.10$$

$$T_v = 407.49 \text{ } ^\circ K$$

$$T_v = 134.34 \text{ } ^\circ C$$

**Ecuación 42:** Temperatura del caldero para generar 3 atm de presión

Para hallar el caudal de vapor de salida se utilizará la ecuación 43.

$$qv = \sqrt{\frac{2 * P * A^2}{\rho}}$$

**Ecuación 43:** Ecuación de caudal

Donde:

$qv$  es el caudal de vapor

$P$  es la presión del caldero

$A$  es el área del caldero

$\rho$  es la densidad del vapor

Considerando que el caldero posee un radio de 1m que la densidad del vapor de agua es 0.6 Kg/m<sup>3</sup> y la ecuación 43 se tiene la ecuación 44 que muestra el caudal de salida de vapor en el caldero:

$$qv = \sqrt{\frac{2 * 3 \text{ atm} * \pi * 1\text{m}^2}{0.6 \text{ Kg/m}^3}}$$

$$qv = 9.93 \text{ m}^3/\text{s}$$

**Ecuación 43:** Caudal de vapor de salida del caldero para 3 atm

En resumen, el caldero produce 3 atmósferas de presión que equivalen a 134.34°C y un caudal de 9,93 m3/s.

## ii. Cálculo del calor requerido por la caldera

La presión que se necesita suministrar a todas las máquinas de la planta industrial tiene influencia directa con el calor que se suministre a los calderos para que puedan generar el vapor.

El calor requerido se desprende de la reacción química que se produce en la combustión de la mezcla aire combustible que se suministre al caldero.

En la sección del proceso químico de la combustión se estudió con detalle la reacción de combustión y el combustible que se usará en la planta. En este apartado usaremos la ecuación 21 y 23 para hallar el calor desprendido (Q).

De la ecuación 21 y 23 se tiene:

$$Q = q.mezcla * 42336 MJ$$

$$Q = (q.air + q.combustible) * 42336 MJ$$

$$Q = (0.08639 + \frac{0.08639}{8660.87}) * 42336 MJ$$

$$Q = 357.83 MJ$$

El valor de caudal de aire es establecido en 0.08639 m3/s para evitar que la ecuación 13 en estado estable tome valores negativos según las características del proceso térmico, esto se observa en la siguiente sección.

Considerando el valor de temperatura de la ecuación 42 y de presión de la tabla 9, podemos hallar el caudal de líquido que se requiere en el modelo del caldero de vapor.

Analizando la ecuación 13 en estado estable se obtiene la ecuación 44:

$$ql(t) * \hat{h}l * Tl(t) + Q(t) - qv(t) * \hat{h}v * Tv(t) = 0$$

### **Ecuación 44:** Balance de energía en estado estable proceso térmico

Los valores correspondientes a las entalpías de líquido y vapor han sido tomados de la tabla que se muestra en el Anexo 2, considerando que el agua que ingresa al caldero fue precalentada a 77°C y el vapor generado se lo tiene a 3 atm, con lo cual:

$$\hat{h}l = 313.93 KJ/Kg$$



$$\widehat{h}_v = 2746.5 \text{ KJ/Kg}$$

Despejando el caudal de líquido necesario ( $ql(t)$ ) de la ecuación 44 y reemplazando sus valores se tiene la ecuación 45, que describe al caudal de ingreso necesario al caldero para que se puedan generar las 3 atm de presión:

$$ql(t) = \frac{qv(t) * \widehat{h}_v * Tv(t) - Q(t)}{\widehat{h}_l * Tl(t)}$$

$$ql(t) = \frac{(9.93 * 2746500 * 134.34) - 357.83 \text{ E6}}{313930 * 77}$$

$$ql(t) = 0.09 \text{ m}^3/\text{s}$$

En lo posterior, en el capítulo de simulación del presente trabajo es necesario analizar la masa de agua y vapor que se ingrese al modelo de la ecuación 13 para condiciones estables, esto se define por medio de la ecuación 20 despejada la masa, obteniendo la ecuación 45 y considerando que se ha establecido que el nivel de agua en el caldero será de 69%, entonces si el caldero posee una altura de 10m, el nivel de agua será de 6.9m.

$$m = \rho * V$$

**Ecuación 45:** Ecuación de masa en función de la densidad y el volumen

- **Para la masa de líquido.** Se considera la densidad del agua de 958 Kg/m<sup>3</sup>, el área de la base del caldero como  $\pi$  con un radio de 1m obteniéndose el valor de la masa de líquido descrita por la ecuación 46a

$$m_l = \rho_{agua} * V_{líquido}$$

$$m_l = 958 * 6.9\pi$$

$$m_l = 20766.55 \text{ Kg}$$

**Ecuación 46a:** Masa de líquido (agua)

- **Para la masa de vapor.** Se considera la densidad del vapor de 0.6 Kg/m<sup>3</sup>, el área de la base del caldero como  $\pi$  con un radio de 1m obteniéndose el valor de la masa de vapor descrita por la ecuación 46b.

$$m_v = \rho_{vapor} * V_{vapor}$$

$$m_v = 0.6 * 3.1\pi$$

$$m_l = 5.84 \text{ Kg}$$

**Ecuación 46b:** Masa de vapor

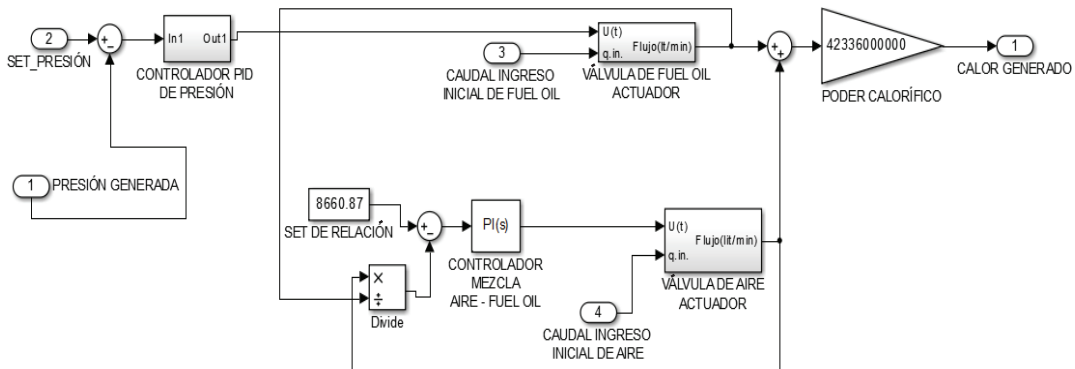
**B) Diseño del controlador de mezcla y de presión “controlador por relación”**

Para el correcto funcionamiento del caldero y según la ecuación 13 es necesario el ingreso de un caudal de combustible, como ya se dijo anteriormente, este combustible debe ser una mezcla de aire y combustible según el triángulo de la combustión. Para generar una adecuada llama se debe cumplir con una proporción entre el aire y el combustible suministrado, visto en la ecuación 21,  $RAC=8660.87$ , para que se pueda mantener esta relación constante se debe implementar un controlador dentro de la gama de los PIDs. Luego de cumplir con esta relación se debe considerar la presión que se está generando en el caldero bajo las condiciones de la llama y calor que se producen mediante la relación RAC, es aquí donde se debe considerar el poner un controlador de presión dentro de la gama de PIDs.

Al conjunto de controladores, de presión y de mezcla aire-combustible se denomina el controlador por relación, ya que la presión en el caldero se genera gracias a la correcta relación entre el aire y el combustible que se suministre.

**i) Diagrama del sistema de control por relación completo**

El diagrama de la Figura 55 muestra al sistema de control utilizado para el control de la mezcla aire combustible (fuel - oil) y el sistema para el control de la presión generada por el caldero, ambos sistemas trabajan conjuntamente y forman entre si el controlador por relación, vale la pena destacar que en el diagrama se añaden los modelos de los actuadores de las válvulas y un multiplicador que represente al poder calorífico calculado en la ecuación 23.



**Figura 55:** Sistema de control por relación

## ii) Análisis y sintonización del controlador de mezcla aire- fuel oil

Se analiza primero a este controlador ya que en las pruebas realizadas y debido a la complejidad del modelo del caldero del que depende fue complicado el sintonizar a ambos controladores conectados al mismo tiempo. Además, para la sintonización solamente se contaba con una adecuada curva en forma de “S” para el controlador de presión, mas no para el controlador de mezcla, por todos estos motivos se procedió a la desconexión del controlador de presión y se procedió con el diseño y sintonización del controlador de mezcla, solamente considerando un valor constante de flujo de fuel - oil.

Este controlador se diseña como un PI, puesto que se requiere un bajo error y pronta estabilización de la relación aire-combustible, en las pruebas realizadas se observó que al poner un controlador PID la relación no lograba estabilizarse adecuadamente.

La ecuación del PI implementada viene dada por la ecuación 37 y su sintonización fue realizada de manera heurística, ya que las especificaciones del controlador por relación se hallan solamente en el controlador de presión, pues en el controlador de mezcla solamente se debe cumplir la relación de la mezcla para que se pueda generar el adecuado calor y estabilizar el valor de presión que se requiere.

Los mejores resultados se obtuvieron al establecer valores muy pequeños para las constantes P y I, llegando a establecerlas en:  $P= 1e-8$  y la constante  $I= 1.4152 e-06$ , obteniéndose la ecuación 47 como la ecuación que rige al controlador PI del sistema de mezcla aire-combustible.

$$PI = (1e - 8) + (1.4152e - 6)\left(\frac{1}{s}\right)$$

**Ecuación 47:** Controlador PI mezcla aire-combustible

## iii) Análisis y sintonización del controlador de presión

Dentro del diseño del controlador de presión se establecen los siguientes parámetros que debe cumplir el controlador:

- Tiempo de establecimiento < a media hora
- Error < a 5%
- Sobre pico < a 10%

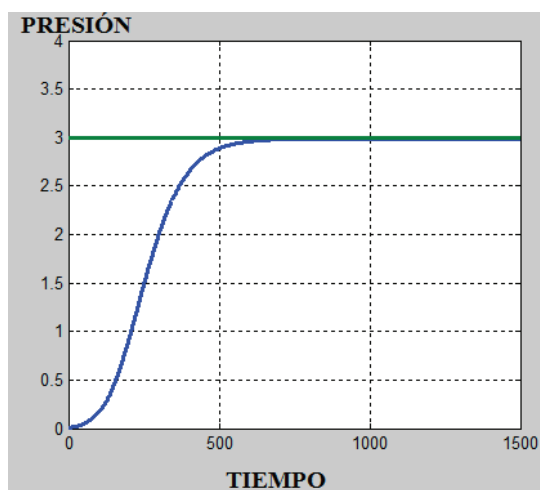
El controlador utilizado es un PID cuyo modelo se describe con la ecuación 48.

$$PID = Kp(1 + \frac{1}{Ki} * \frac{1}{s} + kd * s)$$

**Ecuación 48:** Modelo controlador tipo PID para el controlador de presión [31]

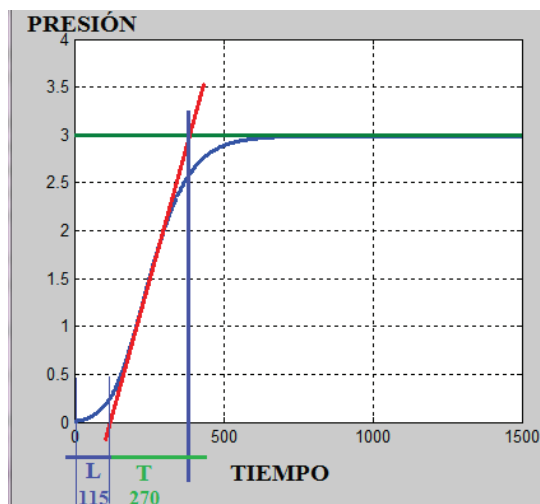
Para la sintonización del controlador se utilizan las leyes de Ziegler-Nichols ya que éste establece un amortiguamiento de ¼ ante perturbaciones, para lo cual se observa la respuesta del sistema del caldero a lazo abierto mostrada en la Figura 56, en ella se aplica una entrada escalón de 3 atm [32].

La gráfica describe una respuesta en forma de “S”, por tal motivo es aplicable el método a lazo abierto, y según la tabla 8 se establecen las constantes del controlador.



**Figura 56:** Respuesta del sistema del caldero a lazo abierto

Hallando las constantes L y T para la tabla 8 se tiene la Figura 57:



**Figura 57:** Cálculo de las constantes L y T

Se puede observar un valor de  $L=115s$  y de  $T=270s$

Para un controlador tipo PID, la tabla 8 nos dice que:

- $Kp = Kc = \frac{1.2T}{L} = \frac{1.2*270}{115} = 2.81$
- $Ki = Ti = 2 * L = 2 * 115 = 230$
- $Kd = Td = 0.5 * L = 0.5 * 115 = 57.5$

Reemplazando estos valores en la ecuación 48 se obtiene la ecuación 49 que describe el controlador PID para el control de presión en el caldero.

$$PID = 2.81(1 + \frac{1}{230} * \frac{1}{s} + 57.5 * s)$$

**Ecuación 49:** Ecuación del PID para el controlador de presión

Afinando el controlador para mejorar su respuesta se modifica la constante  $Ki$  a un valor de 1700, obteniendo así la ecuación 50.

$$PID = 2.81(1 + \frac{1}{1700} * \frac{1}{s} + 57.5 * s)$$

**Ecuación 50:** Ecuación del PID afinado para el controlador de presión

### **Diseño del controlador de nivel de agua en el caldero**

Es importante mantener el nivel interno de agua en la caldera luego de que ésta ha hervido, para ello se procederá a implementar un controlador para el ingreso de agua a la misma.

#### **A) Adaptación de conceptos y ecuaciones al sistema tanque de abastecimiento – bombas – caldero**

Inicialmente se adaptan los conceptos del marco teórico con respecto al sistema de abastecimiento y bombas, pues antes de diseñar el controlador de nivel se debe obtener el caudal de agua de ingreso al caldero.

Para dichas adaptaciones se debe recordar que en el modelamiento de un tanque de abastecimiento se obtiene como salida el nivel de agua, el cual posee un equivalente en presión hidrostática, según la ecuación 28. El valor de presión hidrostática será el dato de entrada al sistema de bombeo de la Figura 23.

El caldero necesita un valor de caudal de líquido a su entrada, este valor se obtiene de la salida del sistema de bombeo, por lo cual se debe transformar la presión de salida del fluido de la bomba a unidades de caudal, todo este proceso se muestra a continuación.

Como en la sección del modelamiento de tanques se consideró a dos de ellos, se multiplicará por dos a la ecuación 28:

$$PH(\text{Pascal}) = \rho * g * h(\text{metro})$$

$$PH_{\text{sistema de tanques}} = P_A = 2 * \rho * g * h$$

Reemplazando este valor en la ecuación 27 y despejando el valor de presión en el punto B, se tiene:

$$\frac{P_B - P_A}{\rho * g} + h_{fs} = \Delta H$$

$$\Delta H = \frac{P_B - P_A}{\rho * g} + 0$$

$$P_B = \Delta H * \rho * g + P_A$$

$$P_B = \Delta H * \rho * g + 2 * \rho * g * h$$

En la Figura 23 se puede observar que los tanques de abastecimiento se colocan con una altura de 0 metros lo cual genera que la diferencia de altura  $\Delta H$  sea igual a la altura que se encuentra el caldero ( $h_2 = h_{\text{caldero}}$ ), además  $h$  es el nivel de líquido en cada tanque (NL); se debe considerar que los dos tanques poseen en todo momento el mismo nivel de líquido, gracias a su controlador ON/OFF.

$$P_B = h_{\text{caldero}} * \rho * g + 2 * \rho * g * NL$$

$$P_{\text{salida bomba}} = \rho * g * (h_{\text{caldero}} + 2 * NL)$$

Transformando la presión de salida a su equivalente de altura mediante la ecuación 28 se obtiene la ecuación 51:

$$PH(\text{Pascal}) = \rho * g * h(\text{metro})$$

$$h = \frac{PH}{\rho * g} = \frac{P_{\text{salida bomba}}}{\rho * g}$$

$$h = \frac{\rho * g * (h_{\text{caldero}} + 2 * NL)}{\rho * g}$$

$$h_{\text{producida}} = h_{\text{caldero}} + 2 * NL$$

**Ecuación 51.** Presión, altura producida por la bomba

Para pasar el valor de altura producida por la bomba a su equivalente de caudal es necesaria la ecuación 52 que describe el comportamiento de la altura producida por la bomba con respecto al caudal producido (q), se observa que esta relación es cuadrática y además considera la velocidad angular (w) suministrada a la bomba. [19]

$$H_B = C_1 w^2 - C_2 w q - C q^2$$

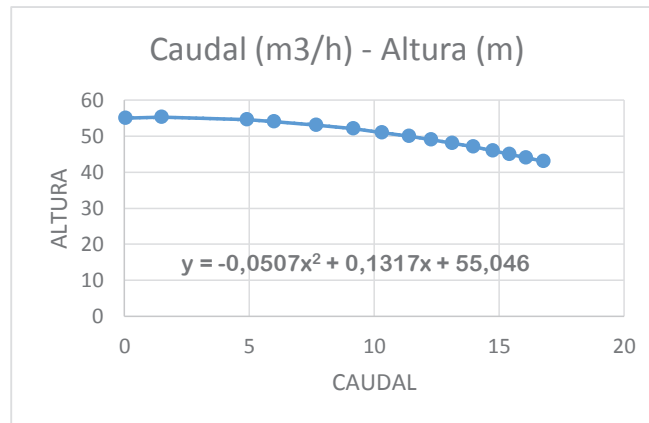
**Ecuación 52.** Relación altura – caudal bomba centrífuga [19]

Para hallar los valores de las constantes C, C1, C2 es necesaria la liberalización de la curva de funcionamiento de la bomba centrífuga mostrada en la Figura 25, considerando el caudal y altura. Los valores hallados en la gráfica se muestran en la tabla 10.

**Tabla 10.** Valores de altura caudal para linealizar

Caudal (m3/h)	Altura (m)
0.06	55
1.5	55,2
4.92	54,5
6	54
7.68	53
9,18	52
10,32	51
11,40	50
12,30	49
13,14	48
13,98	47
14,76	46
15,42	45
16,08	44
16,80	43

Utilizando regresión lineal se tiene la Figura 58.



**Figura 58.** Linealización caudal-altura de la bomba

De la curva de la Figura 58 se desprende la ecuación 53 que describe a la altura en función del caudal.

$$H_B = 55.041 + 0.131q - 0.051q^2$$

**Ecuación 53.** Ecuación altura en función de caudal de una bomba

Despejando el caudal se obtiene la ecuación 54.

$$0 = -H_B + 55.041 + 0.131q - 0.051q^2$$

$$q = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$q = \frac{-0.131 \pm \sqrt{(0.131)^2 - 4 * (-0.051) * (55.041 - H_B)}}{2(-0.051)}$$

$$q = \frac{-0.131 \pm \sqrt{0.017 + 11.23 - 0.204H_B}}{-0.102}$$

$$q = \frac{-0.131 \pm \sqrt{11.24 - 0.204H_B}}{-0.102}$$

**Ecuación 54.** Ecuación de caudal en función de la altura de una bomba

Se observa que la ecuación 54 puede dividirse en dos ecuaciones ya que su gráfica será una parábola que se abre hacia la izquierda, por ello se realiza el siguiente análisis para obtener la ecuaciones 55.

$$11.24 - 0.204H_B \geq 0$$



$H_B \leq 55.09$ , este valor corresponde al vértice de la parábola

Para un caudal del 0, el valor de  $H_B$  de la ecuación 54 es:

$$H_B = 55.041 + 0.131q - 0.051q^2$$

$H_B = 55.041$ , este valor corresponde al corte con el eje x (altura)

Estos valores de  $H_B$  nos dicen que:

- Para valores de altura de 0 a 55.041 se aplica la ecuación 54 con signo negativo, esto se muestra en la ecuación 55.

$$q = \frac{0.131 + \sqrt{11.24 - 0.204H_B(m)}}{0.102} \frac{m^3}{h}$$

**Ecuación 55.** Ecuación de caudal para valores de 0 a 55.041 de altura

- Para valores de altura de 55.042 a 55.09 se tendrán dos valores de caudal para cada valor de altura, lo cual se genera aplicando la ecuación 54 con el signo menos y luego con el más. Estos valores de caudal varían en centésimas, por lo cual se desprecia el signo positivo de la ecuación y sólo se considera a la de signo negativo, expresada con la ecuación 55.
- El valor límite de altura que se puede tener es de 55.09, ya que para valores mayores a éste la raíz de la ecuación 35 se hace un número imaginario, lo cual traducido a la realidad quiere decir que la bomba no podrá tomar más de este valor de altura o presión hidrostática, pues la ecuación 55 nace de las mismas características de la bomba.

De estas tres conclusiones se deduce que para hallar el caudal solamente se usará la ecuación 55, como sigue:

$$q = \frac{0.131 + \sqrt{11.24 - 0.204H_B}}{0.102}$$

Reemplazando la altura por la expresada en la ecuación 51, se obtiene la ecuación 56; que expresa el caudal que se obtiene a la salida de la bomba, considerando el nivel de altura en el que se encuentra el caldero y el nivel de líquido que se tiene en los tanques de abastecimiento, todo esto según el sistema que se propuso en la Figura 23:

$$q = \frac{0.131 + \sqrt{11.24 - 0.204H_{producida}}}{0.102}$$

**Ecuación 56.** Ecuación de caudal en función de la altura del caldero y el nivel de líquido en los tanques

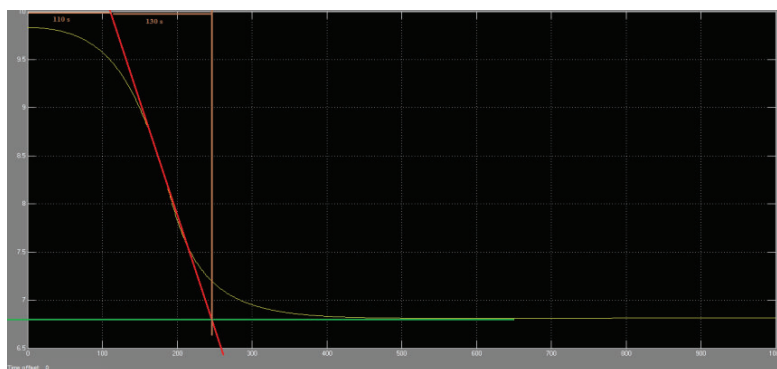
No se debe olvidar que el valor de  $H_{producida}$  no podrá ser mayor a 55 m, en caso de ser necesario un valor mayor se deberá proceder a aplicar otro tipo de bomba o una de mayor potencia.

### B) Diseño del controlador de nivel de agua en el caldero

En el diseño del controlador de nivel se establecen los siguientes parámetros que debe cumplir el controlador:

- Nivel de agua en la caldera de 68% a 69%, debido a que la altura del caldero es de 10m, el nivel deberá estar entre 6.8m a 6.9m
- Tiempo de establecimiento < a media hora
- Error < a 10%
- No se establecerá un sobre pico ya que el nivel del líquido deberá descender, pues se considera que inicialmente el caldero posee más de 6.9m y luego el agua baja al ser hervida.

El controlador utilizado es un PID cuyo modelo se describe con la ecuación 48. El sistema en lazo abierto posee características dinámicas, pero la curva es decreciente debido a que inicialmente el nivel de agua es superior al que se desea establecer, pese a ello se aplica el método de Ziegler Nichols ya que la curva también tiene forma de “S”, como se visualiza en la Figura 59. En esta Figura se pinta de amarillo la respuesta del sistema, de verde el set point aplicado, y el resto de líneas sirven para hallar las constantes L y T para hallar las constantes del controlador.



**Figura 59.** Respuesta del sistema de nivel de líquido a lazo abierto

En la Figura 59 se puede observar que la constante  $L=110$  y  $T=130$

Para un controlador tipo PID, la tabla 8 nos dice que:

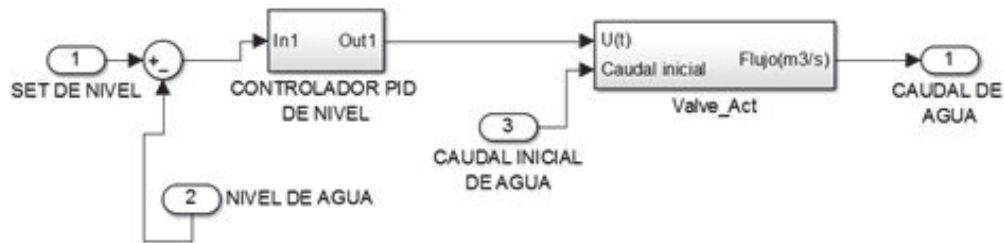
- $Kp = Kc = \frac{1.2T}{L} = \frac{1.2 \cdot 130}{110} = 1.41$
- $Ki = Ti = 2 * L = 2 * 110 = 220$
- $Kd = Td = 0.5 * L = 0.5 * 110 = 55$

Reemplazando estos valores en la ecuación 48 se obtiene la ecuación 57 que describe el controlador PID para el control de nivel de agua en el caldero.

$$PID = 1.41(1 + \frac{1}{220} * \frac{1}{s} + 55 * s)$$

**Ecuación 57:** Ecuación del PID para el controlador de presión

La Figura 60 muestra el sistema de control de nivel de agua para la caldera



**Figura 60.** Sistema de control de nivel de agua en la caldera

La realimentación del sistema mostrado en la Figura 60 es el nivel de agua en la caldera, pero a la salida de la caldera tenemos solamente presión o su equivalente en temperatura, por ello es necesario hacer un trabajo adicional para hallar el nivel actual de agua dentro de la caldera.

Debemos definir lo que es el flujo másico y el flujo volumétrico

- **Flujo másico.** Se define como flujo másico a la magnitud que expresa la variación de la masa en el tiempo, matemáticamente se expresa como la tasa de variación de la masa con respecto al tiempo, la ecuación 58 describe la misma. [33]

$$\frac{dm}{dt} = \rho * v * S$$

$$\dot{m} = \rho * v * S$$

**Ecuación 58:** Ecuación de flujo másico [33]

Dónde:

$\rho$  es la densidad del fluido

$v$  es la velocidad del fluido

$S$  es la sección de la tubería

- **Flujo volumétrico.** Se define como la cantidad de flujo que se vierte en una unidad de tiempo.[33]

$$Q = S * v$$

**Ecuación 59:** Ecuación de flujo volumétrico [33]

Dónde:

$Q$  es el caudal

$v$  es la velocidad del fluido

$S$  es la sección de la tubería

Despejando la velocidad de la ecuación 59 y reemplazando en la ecuación 58 se tiene la ecuación 60.

$$\dot{m} = \rho * \frac{Q}{S} * S$$

$$\dot{m} = \rho * Q$$

**Ecuación 60:** Flujo másico en función del caudal

La ecuación 61 describe al caudal de salida del caldero en función de la presión que genera el mismo.

$$Q = \sqrt{\frac{2 * P * (\pi * R^2)^2}{\rho}}$$

**Ecuación 61:** Ecuación de caudal en función de la presión

Donde:

$Q$  es el caudal

$P$  es la presión

$R$  es el radio de la caldera

$\rho$  es la densidad

El volumen total del caldero se consigue sumando el volumen del líquido con el volumen de vapor existente, lo cual describe la ecuación 62.

$$V_t = V_l + V_v$$

**Ecuación 62:** Ecuación de volumen en el caldero

Donde:

*V<sub>t</sub> es el volumen total en el caldero*

*V<sub>l</sub> es el volumen del líquido en el caldero*

*V<sub>v</sub> es el volumen del vapor en el caldero*

Considerando que el volumen es igual al área por la altura y que la altura total del caldero es H, se procede a trabajar en la ecuación 62 obteniéndose la ecuación 63 como sigue:

$$V_t = V_l + V_v$$

$$A * H = V_l + V_v$$

$$A * H = A_l * H_l + V_v, \quad A_l \text{ es el área del líquido, } H_l \text{ es la altura del líquido}$$

$$A_l * H_l = A * H - V_v, \quad A_l = A \text{ por estar en el mismo caldero, } H \text{ es la altura del caldero}$$

$$H_l = \frac{A * H - V_v}{A_l}$$

$$H_l = H - \frac{V_v}{A}$$

**Ecuación 63:** Ecuación de altura del líquido

Despejando el volumen de la ecuación 20 tenemos la ecuación 64:

$$V_v = \frac{m_v}{\rho_v}$$

**Ecuación 64:** Ecuación de densidad despejado el volumen

En un instante de tiempo, se cumple que:  $m_v = m_v$ , reemplazando la ecuación 60 y la 61 en la 64 se tiene la ecuación 65.

$$V_v = \frac{\rho_v * Q_v}{\rho_v}$$

$$V_v = Q_v$$

$$V_v = \sqrt{\frac{2 * P * (\pi * R^2)^2}{\rho}}$$

**Ecuación 65:** Ecuación de volumen de vapor en función de la presión

Reemplazando la ecuación 65 en la 63 se tiene la ecuación 66:

$$Hl = H - \frac{\sqrt{\frac{2 * P * (\pi * R^2)^2}{\rho}}}{A}$$
$$Hl = H - \sqrt{\frac{2 * P * (\pi * R^2)^2}{\rho * A^2}}$$

**Ecuación 66:** Ecuación de nivel del líquido en la caldera

Con la ecuación 66 se puede obtener el nivel del líquido en la caldera en función de la presión de salida del caldero para poder realizar el controlador de nivel, pues la presión es dato del sistema y varía en el tiempo según el comportamiento de la caldera.

### **Diseño del controlador cooperativo para el trabajo conjunto de los subprocesos.**

El objetivo del controlador cooperativo es hacer que los tres subprocesos trabajen conjuntamente. En condiciones normales sin perturbación la carga será distribuida equitativamente entre los 3 calderos, ante la existencia de alguna perturbación se procederá a encontrar en que caldero se produjo el error y compensar su pérdida o ganancia de presión entre los otros dos calderos, de igual manera de forma equitativa.

Previamente se estableció que para el controlador de presión de cada caldero se debía poseer un tiempo de establecimiento menor a media hora, un error menor al 5% y un sobre pico menor al 10%, al trabajar conjuntamente los calderos se establece que se cumpla el mismo valor para el sobre pico y para el error se considera que la presión en la salida de la planta esté entre 8.8 a 9.2 atmósferas.

La lógica del controlador se basa en recalcular el set point de los calderos que compensarán la caída de presión, al tener set points variables en el tiempo no se puede trabajar con el error calculado con el set point inicial de cada subproceso, puesto que si en el periodo de funcionamiento se detecta la falla de un segundo caldero, éstos ya poseen un valor diferente de set point, pues se recalculó el mismo en la primera falla, ahora para calcular el error se deberá usar el nuevo set point que poseen los calderos.

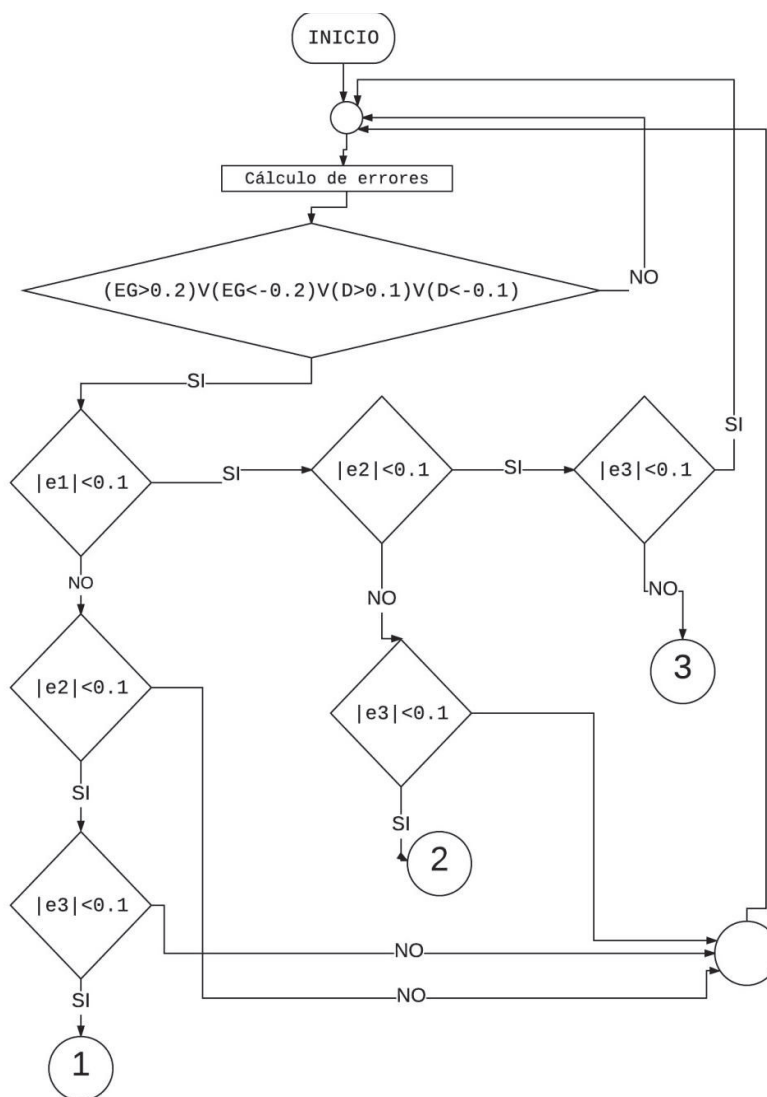
Además se procede a derivar la señal de presión a la salida total del sistema con el objetivo de que el controlador solamente actúe cuando el error en la presión total del sistema sea menor a 8.8 atm o mayor a 9.2 atm, y que no actúe en el tiempo que tarda en estabilizarse el sistema, pues ante un cambio en el valor del set point los calderos

poseen su dinámica natural hasta estabilizarse en el nuevo valor del set point y la derivada de la presión será cero cuando el sistema ya se haya estabilizado. Al derivar la señal se genera un ruido indeseable que afecta al controlador, esto hace que se deba afinar el mismo para evitar dicho ruido, lo cual entrega buenos resultados en el controlador.

A continuación se presenta el diagrama de flujo del controlador colaborativo que se ha diseñado y simulado.

En la Figura 61 A se muestra la lógica central del controlador colaborativo.

En la Figura 61 B se muestra la lógica de cada caldero



**Figura 61 A.** Lógica central controlador

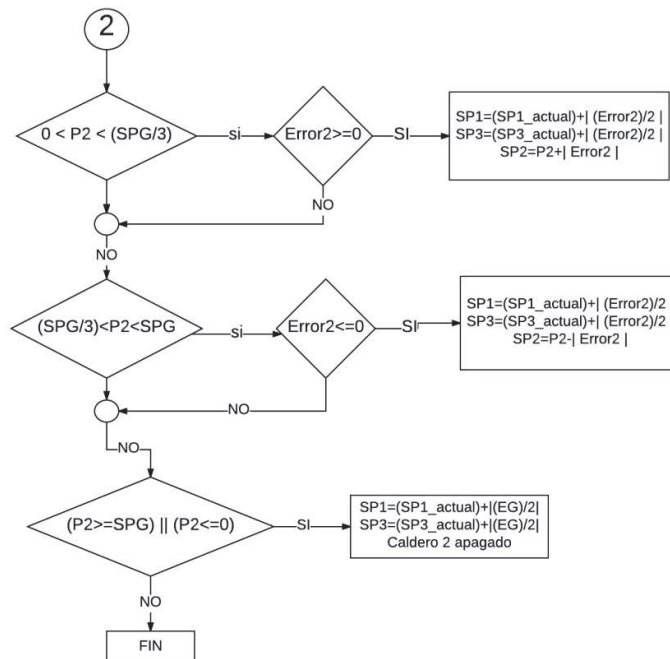
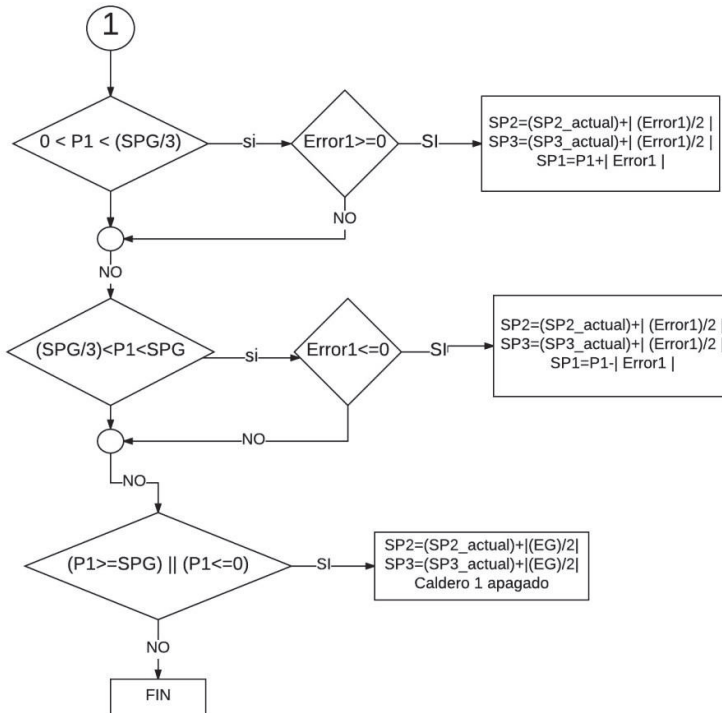
Donde: EG es el error de la presión total de la planta

D es la derivada de la presión total de la planta

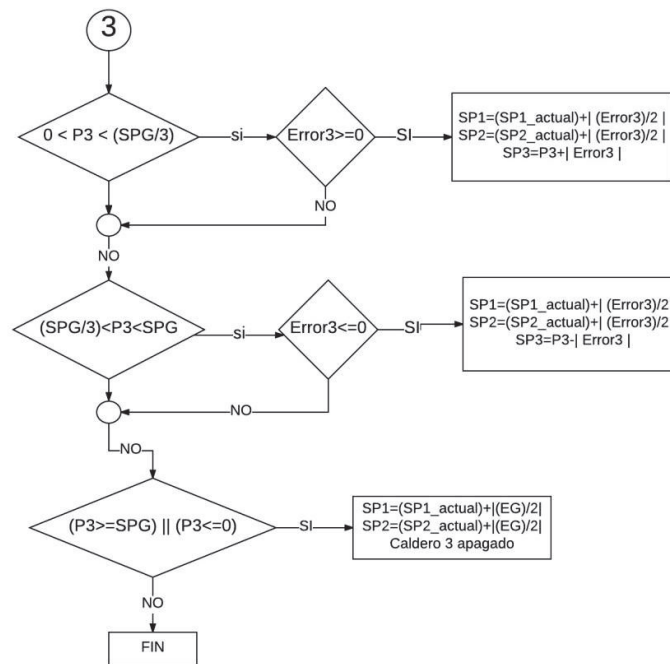
e1 es el error en el caldero 1

e2 es el error en el caldero 2

e3 es el error en el caldero 3







**Figura 61 B.** Diagrama de flujo calderos

Donde: P1 es la presión actual en el caldero 1

P2 es la presión actual del caldero 2

P3 es la presión actual del caldero 3

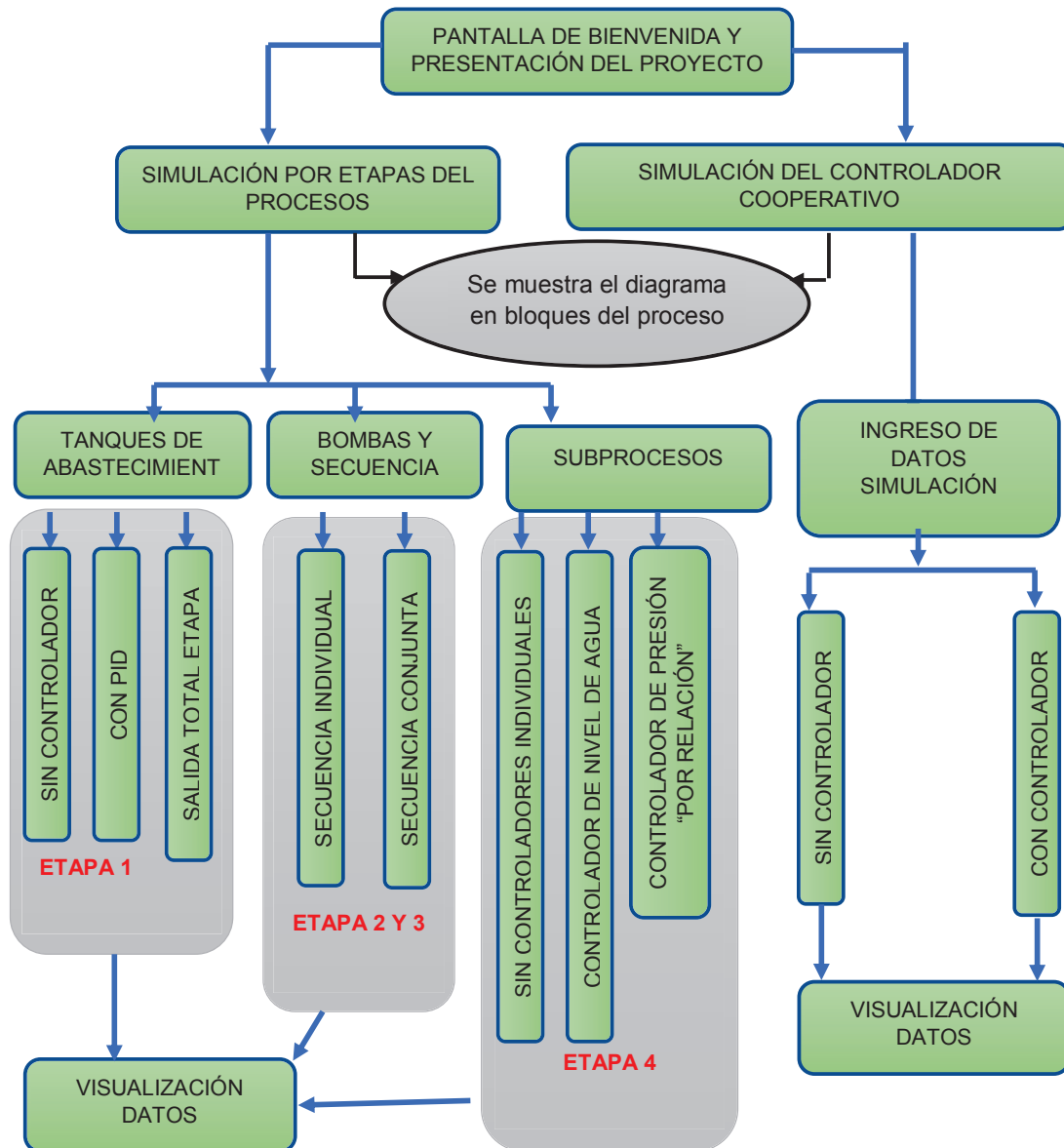
SPG es el set point general de la planta

### **Diseño del Guide de Matlab para la simulación y visualización de resultados**

En este apartado se procede con el diseño del HMI para poder correr la simulación según sea la señal de respuesta que se desee observar, junto a los resultados que arroje la planta industrial.

La simulación del proceso fue realizada en Simulink de Matlab, por ello es que se procede a diseñar el HMI el Guide de Matlab.

En la Figura 62 se muestra el diagrama en bloques del HMI



**Figura 62.** Diagrama de bloques HMI planta textilera

### A) Pantalla de inicio

Inicialmente se deberá abrir la carpeta denominada: “HMI\_PLANTA\_TEXTILERA” y posteriormente el archivo “Portada” de tipo Matlab Figure.

Se desplegará la pantalla de bienvenida en la cual se visualiza el nombre del proyecto, el proyecto de investigación en el cual se encuentra vinculado, los directores y el autor del trabajo, como se muestra en la Figura 63.



Figura 63. Portada del HMI

#### B) Pantalla de menú

Al dar clic en el botón “MENÚ” de la pantalla de inicio se desplegará la Figura 64, que muestra dos opciones de presentación:

- **Simulación por etapas del proceso.**\_ En esta interfaz el usuario podrá simular a cada etapa del proceso industrial y observar las respuestas de cada subsistema de la planta.
- **Simulación sin controlador cooperativo.**\_ En esta interfaz el usuario podrá observar la respuesta de la planta industrial antes de ser implementado el controlador cooperativo.
- **Simulación con controlador cooperativo.**\_ En esta interfaz el usuario podrá observar la respuesta de la planta industrial luego de implementar el controlador cooperativo.

Además la interfaz muestra un diagrama en bloques de todo el proceso de la planta industrial textilera:

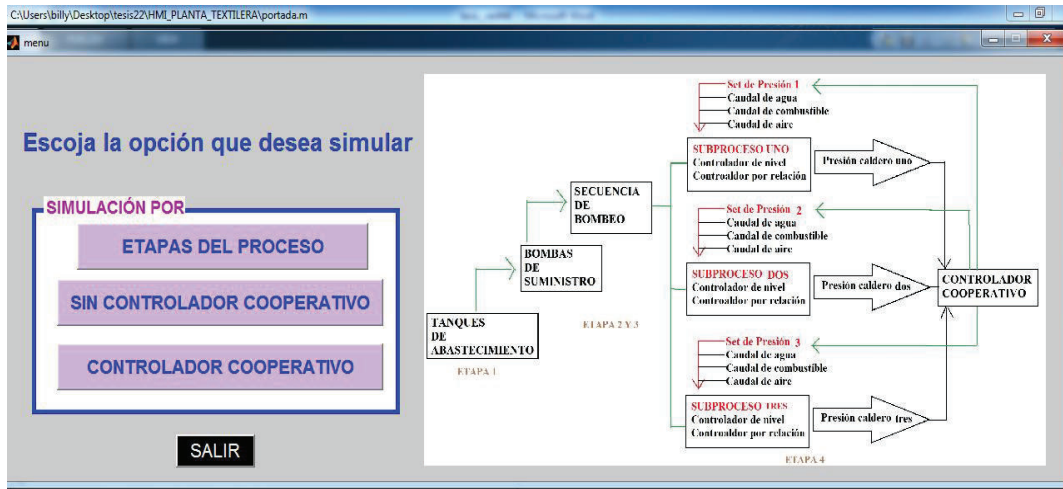


Figura 64. Menú de opciones HMI

### C) Pantalla simulación por etapas del proceso

Al dar clic en el botón “Etapas del proceso” de la interfaz de la Figura 64 se muestra la pantalla de la Figura 65, en ésta se tienen tres opciones de simulación, además posee un recuadro para mostrar los datos de las curvas que se simulen, tres axes para visualizar en uno la respuesta del sistema, en el otro su error y en el tercero algún tipo de gráfica auxiliar.

Si se desea regresar a la pantalla de menús se deberá dar clic en el botón “MENÚ”

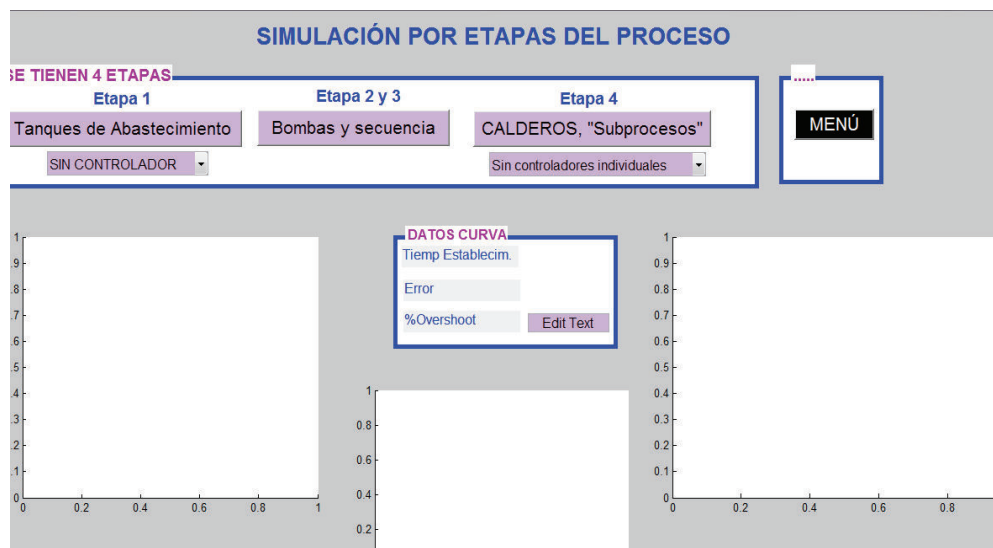


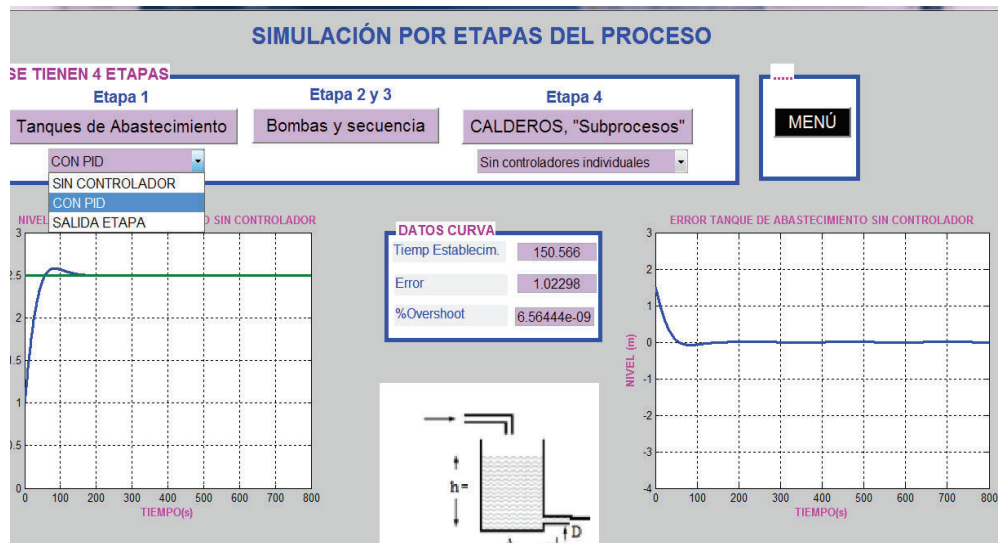
Figura 65. Pantalla de simulación por etapas del proceso

Las tres opciones de simulación en esta pantalla son las siguientes:

- **Botón tanques de abastecimiento.\_**

Con este botón lograremos observar a la gráfica de la respuesta del sistema de almacenamiento de agua. Primero se deberá escoger en el Slider debajo del botón si se requiere simular al tanque con controlador, sin controlador o a la salida total del sistema de dos tanques y 3 con sus respectivos controladores.

Una vez escogida la opción se procede a oprimir dicho botón y se visualizará la respuesta el error y al tanque de agua en los tres axes, como lo muestra la Figura 66.



**Figura 66.** Pantalla de simulación etapa 1

- **Botón bombas y secuencia.\_**

Al dar clic en este botón se abrirá una nueva pantalla en la que se puede tener tres tipos de curva. La primera surge al dar clic en GRAFICAR en el recuadro de Etapa 2, en ésta se visualizará a la secuencia de bombeo que cumple cada bomba por separado. Las dos siguientes curvas surgen al dar clic en GRAFICAR del recuadro Etapa 3, en éste se podrá visualizar en la primera gráfica a la secuencia de las tres bombas de forma super puesta y en la gráfica inferior a la señal de salida total del sistema de bombeo.

La pantalla se describe en la Figura 67.

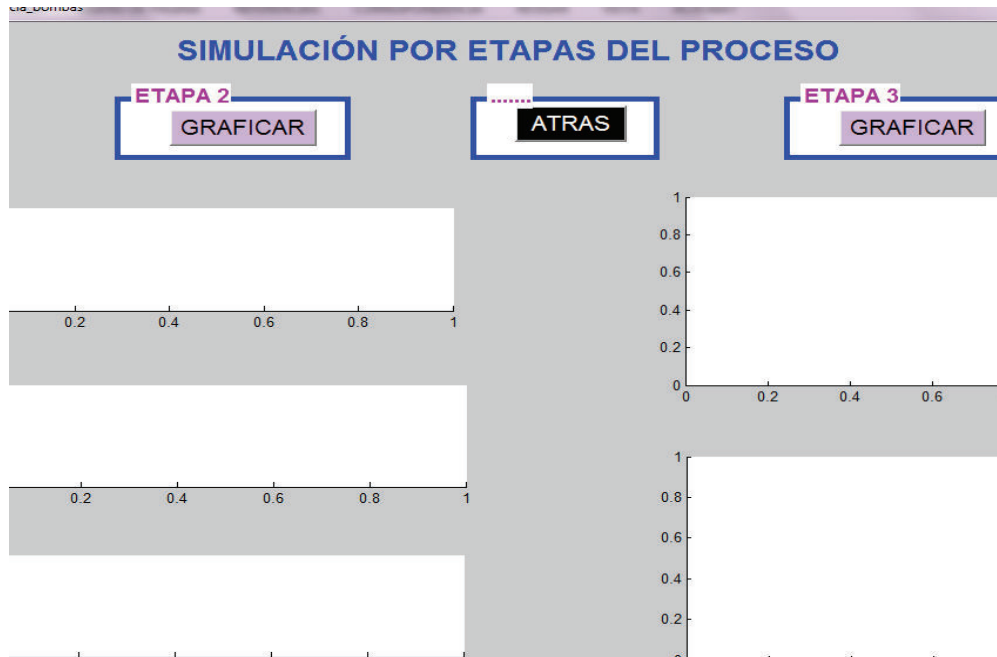


Figura 67. Pantalla de secuencia de bombeo

- **Botón Subprocesos.\_**

En este último botón se podrá visualizar las señales de respuesta de los subprocesos o calderos trabajando de manera individual. Antes de simular se deberá escoger en el Slider que tipo de simulación se desea, de entre las tres siguientes:

- **Sin controladores individuales.\_** Se simulará la planta textilera sin controladores, esto es dando valores predefinidos de calor y caudal de agua de ingreso en tiempo estable.
- **Controlador de nivel de líquido.\_** Se simulará la respuesta que produce el sistema de control de nivel de líquido en el interior de la caldera.
- **Controlador de presión.\_** En este punto se procederá a simular al controlador por relación que se encarga de estabilizar y controlar a la mezcla de combustible que ingresa a la caldera y a la presión que produce la caldera en base al calor generado por la mezcla aire-combustible.

La pantalla se muestra en la Figura 68.

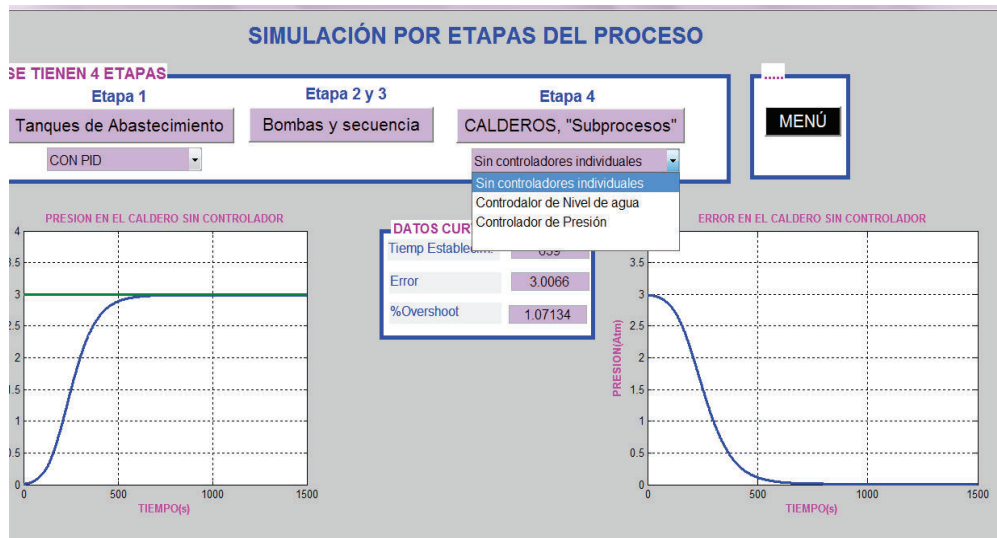


Figura 68. Pantalla de simulación Sub procesos

#### D) Pantalla de simulación de controlador cooperativo

En esta pantalla se podrá realizar la simulación de la planta con controlador cooperativo además del ingreso de los valores que se deben establecer previo a la simulación. La pantalla se muestra en la Figura 69.

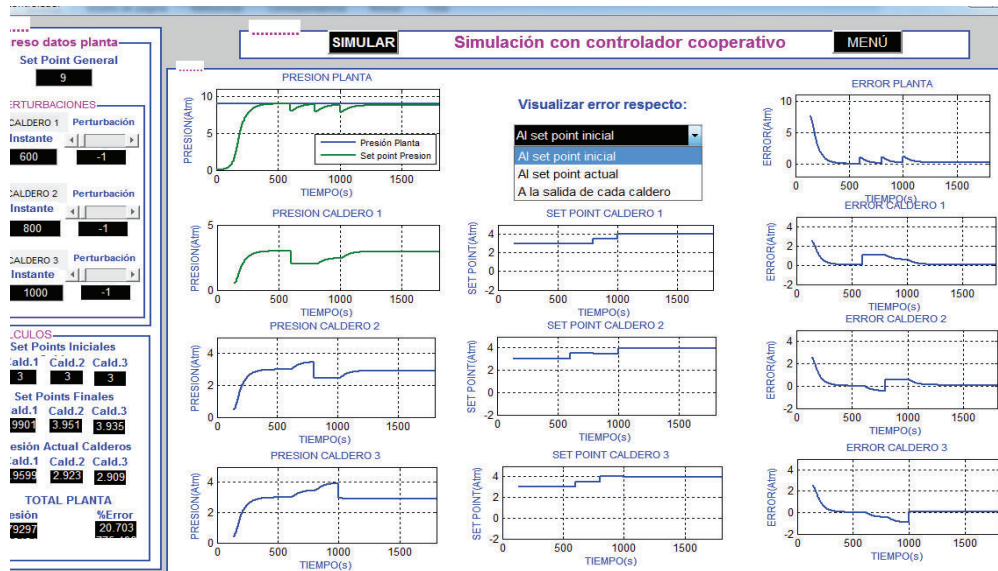


Figura 69. Pantalla de simulación controlador cooperativo

De la Figura 69 se puede destacar los siguientes bloques:

- **Ingreso datos planta.\_**

En este cuadro podremos ingresar los valores del set point general que se establece para la planta en conjunto, el instante en la que se desea simular la perturbación, la afinación del controlador para saber que valor de error es admitido, el valor de la perturbación que será ingresada y finalmente al caldero en el que se desea simular dicha perturbación.

- **Designación datos.\_**

Aquí se visualizarán los valores de Set Point que ha recalculado el controlador cooperativo, el error que se genera luego de aplicar dicho controlador y el error de presión que existe en el subproceso en el que ocurrió la perturbación.

- **Cuadro de gráficas.\_**

En la zona izquierda se podrá visualizar a las curvas de la planta sin controlador y a la derecha al ser aplicado el controlador, en cada zona se poseen 4 espacios para las gráficas, en el primero se visualiza la salida de presión total del sistema, y en los tres restantes la presión que genera cada caldero individualmente respectivamente.

- **Visualización de errores.\_**

Para poder visualizar los errores se tiene un slider para escoger el tipo de error que se desea observar, éstos son: error con respecto al set point inicial, error respecto al set point actual y finalmente el error con respecto a la salida de presión en cada caldero.

En la pantalla sin controlador de igual manera se ingresan las perturbaciones, la diferencia es que no se visualiza la compensación del controlador.



## 2.2. Fase de simulación

En este apartado se procederá a mostrar los diagramas realizados en Simulink de Matlab de cada proceso dentro de la planta textilera de vapor

### Simulación por etapas del proceso industrial

Para esta simulación se procedió a implementar los modelos matemáticos estudiados en la fase teórica, la implementación se la realiza por separado.

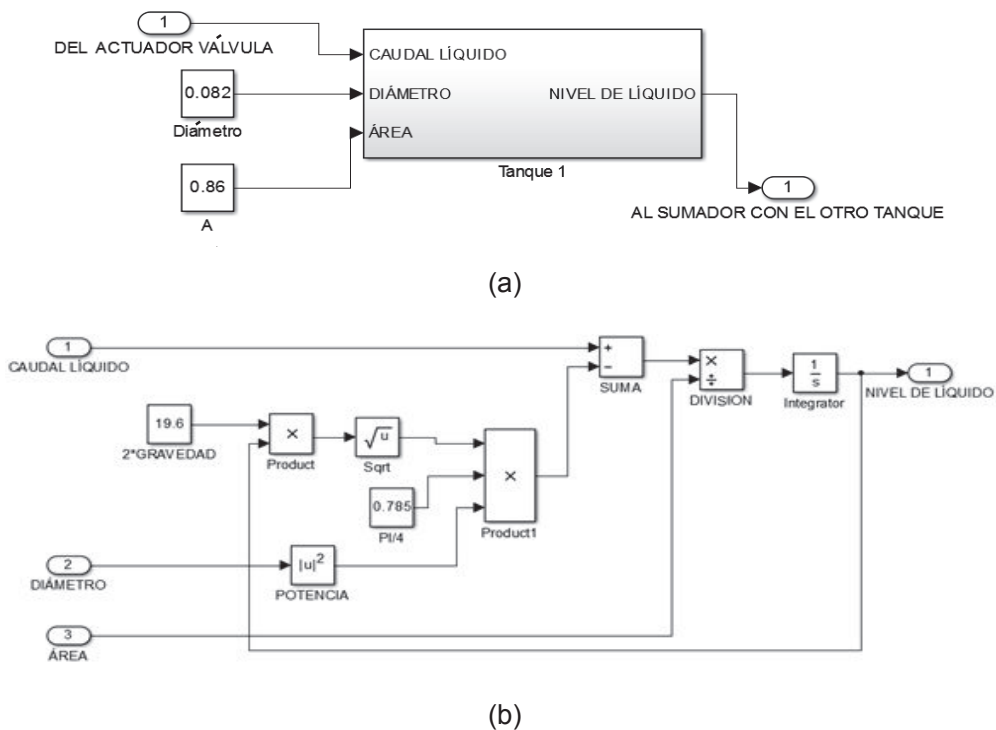
#### A) Etapa de tanques de abastecimiento

Para implementar el modelo se trabaja la ecuación 12, obteniéndose la ecuación 66, y su implementación en la Figura 70.

$$A \frac{dh(t)}{dt} = qi - \frac{\pi * D^2}{4} * \sqrt{2gh}$$

$$h(t) = \int \frac{qi - \frac{\pi * D^2}{4} * \sqrt{2gh}}{A}$$

**Ecuación 66:** Modelo del nivel de líquido despejada la variable de nivel



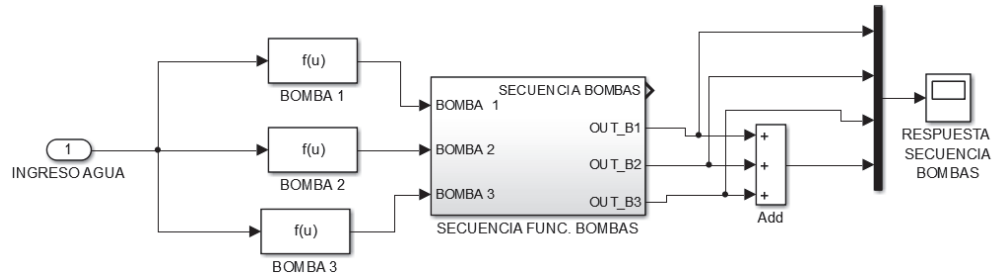
**Figura 70. (a)** Bloque del modelo del tanque de abastecimiento

**(b)** Modelo del tanque de abastecimiento, interno del bloque

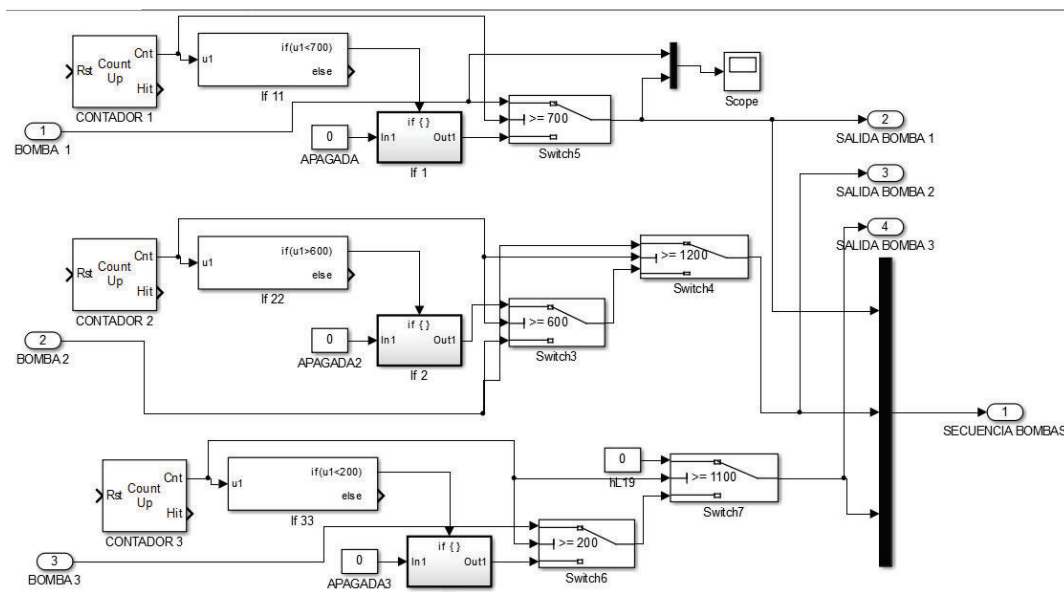
## B) Etapa de sistema de bombas

En la Figura 71a se puede observar la ecuación de comportamiento de las bombas centrífugas y al bloque que posee internamente a la secuencia de funcionamiento de las bombas.

En los bloques  $f(u)$  se ha implementado la ecuación 54. Internamente, al bloque de secuencia de bombas se lo puede observar en la Figura 71b



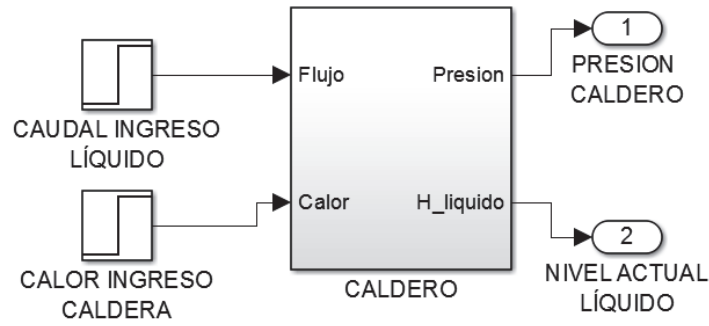
**Figura 71a.** Simulación etapa de bombas y bloque de secuencia de funcionamiento



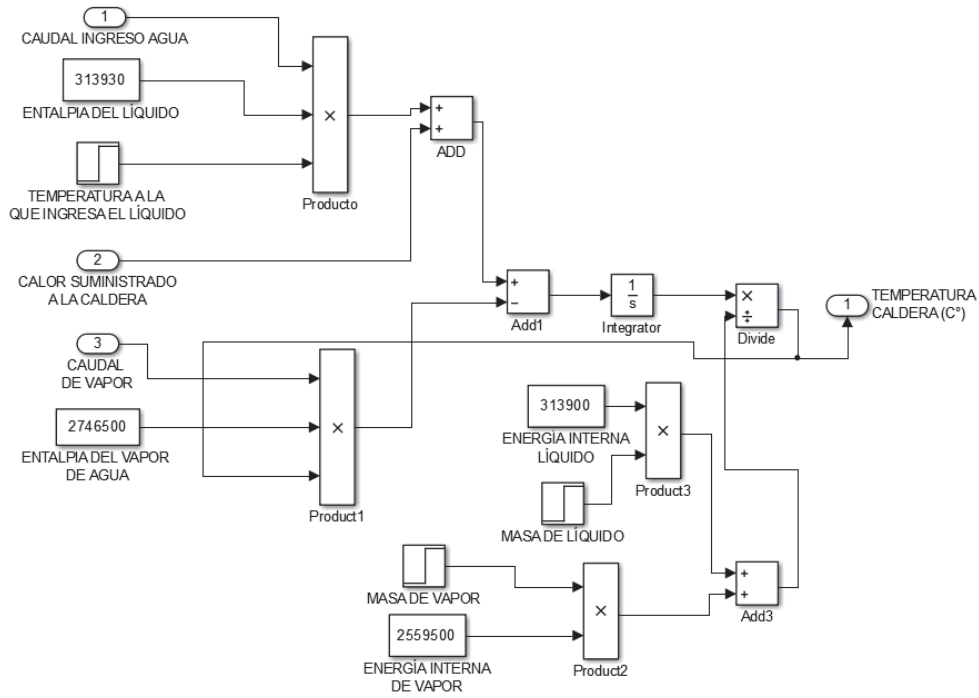
**Figura 71b.** Simulación secuencia de bombas

## C) Etapa de Subprocesos o calderos industriales

El modelo del caldero industrial se expresó en la ecuación 13, la implementación del modelo se muestra en la Figura 72.



(a)



(b)

**Figura 72. (a) Bloque del caldero con sus entradas y salidas**

**(b) Implementación del modelo del caldero**

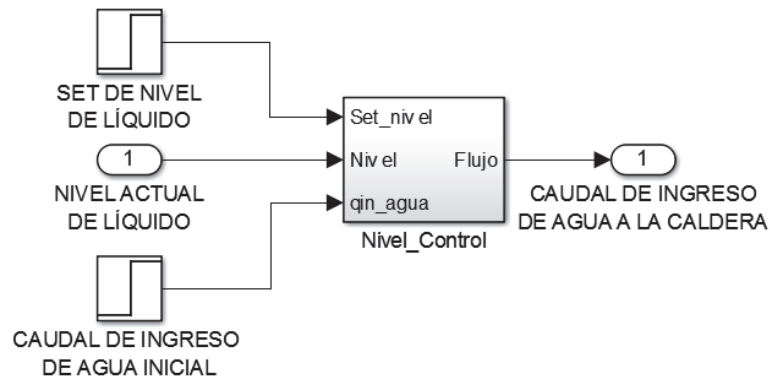
### **Simulación de los subprocessos industriales y sus controladores individuales.**

En este apartado se procede a simular a los calderos con sus controladores individuales.

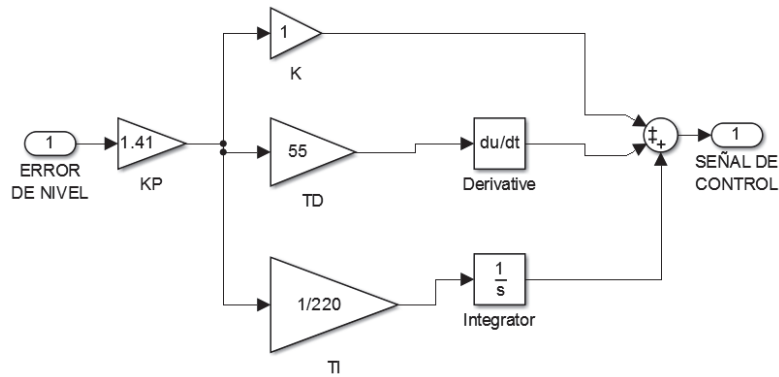
#### **A) Controlador de nivel de líquido**

En la Figura 73 se puede observar al controlador de nivel de líquido interno en la caldera, con sus entradas y salida del bloque conjunto.

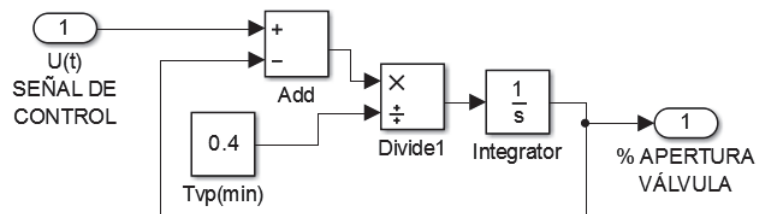
En la Figura 74 se observa al controlador y al modelo válvula actuador, se debe considerar que el modelo de la válvula actuador es la misma para todas las válvulas.



**Figura 73.** Bloque del controlador de nivel



(a)



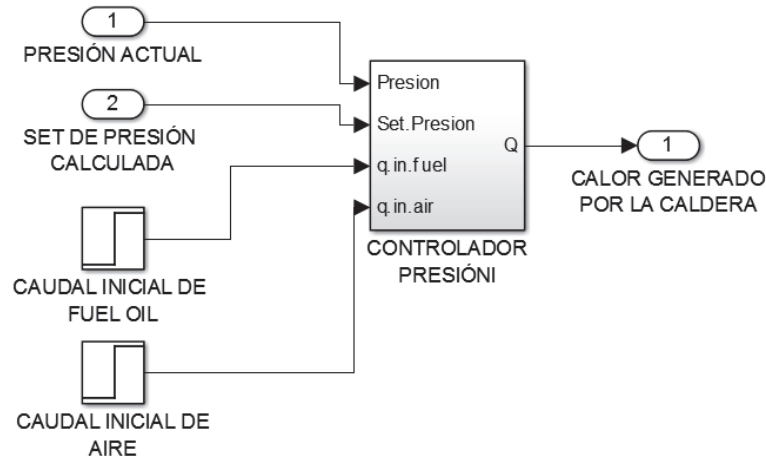
(b)

**Figura 74. (a)** Implementación controlador PID de nivel de líquido

**(b)** Implementación modelo válvula actuador

## B) Controlador de Presión, o controlador por relación

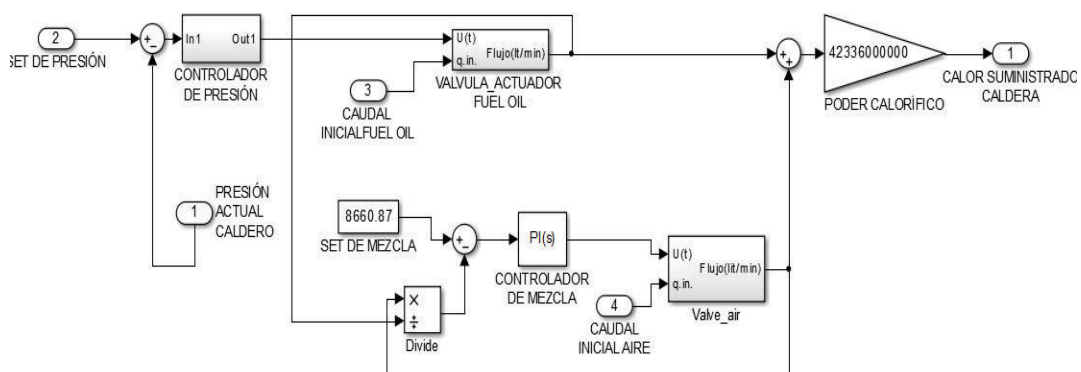
En la Figura 75 se puede observar al bloque que conforma el controlador de presión o relación con todas sus entradas y el calor generado para la caldera.



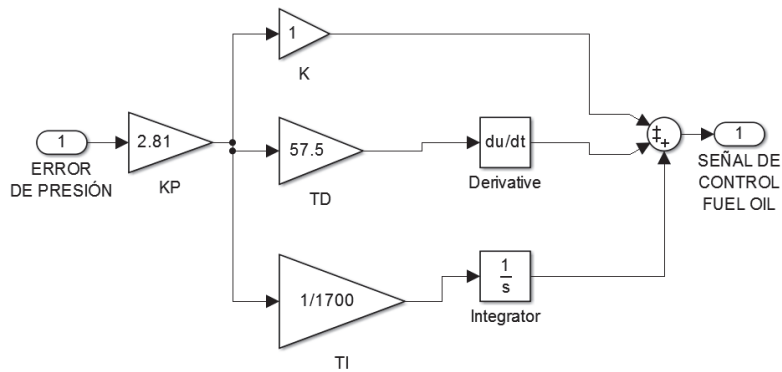
**Figura 75.** Bloque del controlador de presión o por relación

En la Figura 76 (a) se observa el diagrama completo de la implementación del controlador por relación o de presión.

En la Figura 76 (b) se muestra al controlador solamente de presión que forma parte del controlador por relación.



(a)



(b)

Figura 76. (a) Controlador por relación

(b) Controlador de presión inmerso en el controlador por relación

### Simulación del ingreso de perturbaciones

Para el ingreso de las perturbaciones es necesario simular un modelo que permita sumar la perturbación en algún instante determinado (por motivos de simulación), además ésta debe ser introducida a la salida de cada uno de los calderos, ya sea en forma de suma o resta a la presión actual. Esto se puede visualizar en la Figura 77

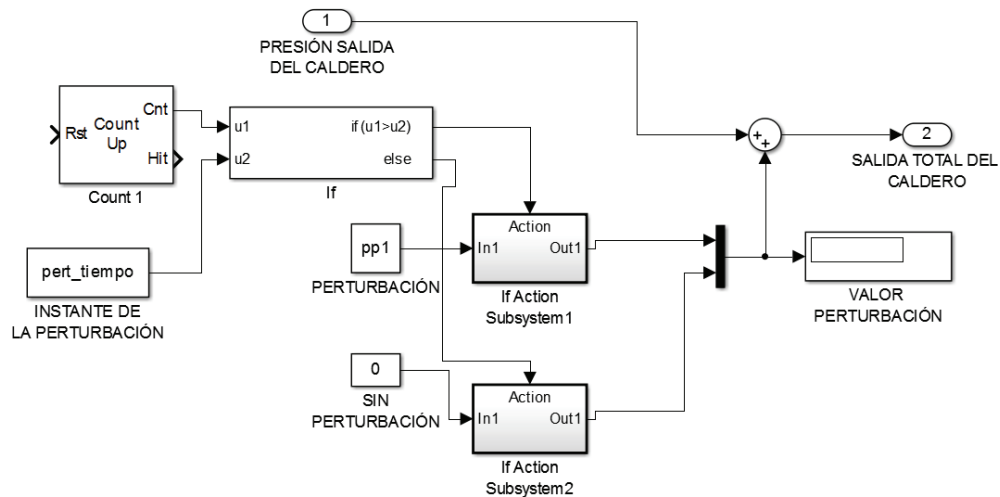


Figura 77. Simulación del modelo para ingreso de perturbaciones

### 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En esta sección se verificarán los controladores individuales, los modelos implementados de la planta industrial y el controlador colaborativo ante determinadas perturbaciones.

#### 3.1. Verificación del controlador de nivel de los tanques de abastecimiento

Para el controlador de nivel de agua en los tanques de suministro se realizan tres simulaciones: sin controlador, con controlador y la salida total de los dos tanques de suministro de agua.

##### A) Simulación sin controlador

En la Figura 78 se puede observar la curva de respuesta del nivel en el tanque de agua de abastecimiento cuando se encuentra sin controlador. Se simula con 800 segundos y se puede ver que el nivel no logra estabilizarse en este tiempo, se debe considerar que los calderos ya necesitan que el nivel esté estable antes de dicho tiempo, por ello surge la necesidad de implementar un controlador para el nivel de líquido en los tanques, que logre estabilizar el nivel en un tiempo mucho menor y con un error bajo. De color verde se representa el set point de nivel, predefinido en 2.5m y de azul la respuesta del sistema.

Para el cálculo del tiempo de establecimiento se considera el tiempo que necesita la curva para alcanzar el 2% del valor final o cuatro veces su constante de tiempo. Al no poseer controlador, los datos indican que el error es del 37.92% y su tiempo de establecimiento de 248s, puesto que el sistema no logra estabilizarse adecuadamente ocasionando el desbordamiento del tanque. El overshoot posee un valor similar al del % de error debido a que la curva es de primer orden y no se visualiza un sobreimpulso hasta el final del tiempo de simulación.

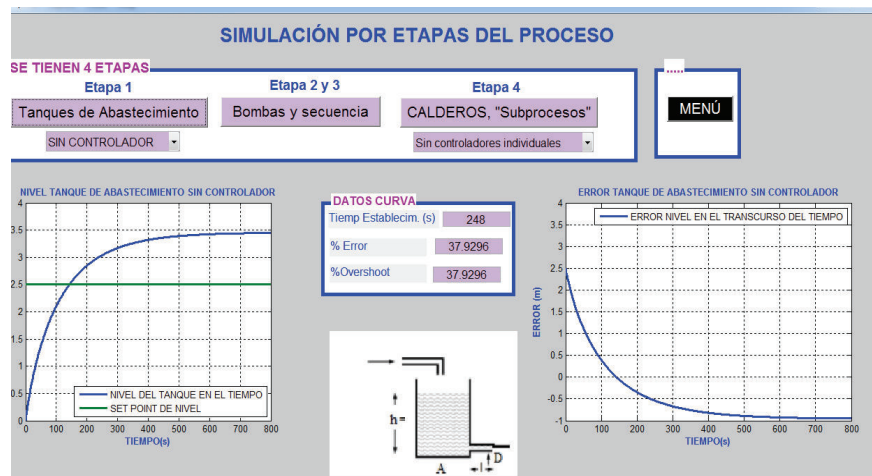


Figura 78. Curva de simulación tanque de abastecimiento sin controlador

## B) Simulación con controlador

El controlador implementado ha sido un PI, como se explicó en secciones anteriores. La curva de respuesta se muestra en la Figura 79, de color verde se pinta el set point y de azul la respuesta del sistema. Con el controlador se observa que el tiempo de establecimiento ha bajado a 148 segundos, tiempo suficiente para los calderos que se estabilizan en aproximadamente 350 segundos. El sobre pico se verifica que no sobrepasa de 3.5 m que es el nivel máximo del tanque de agua, por lo cual es aceptable la respuesta obtenida con el controlador que se ha implementado.

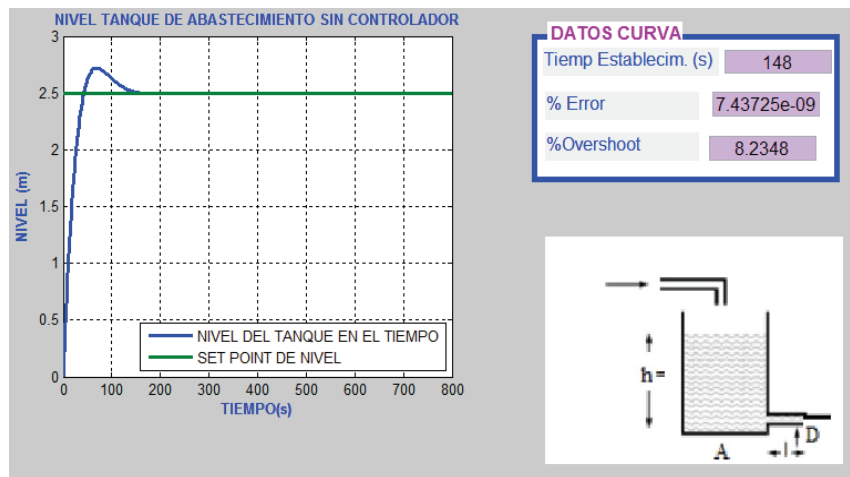


Figura 79. Curva de nivel de líquido con controlador

El error que presenta el sistema de control se muestra en la Figura 80, en la cual se puede observar que el error es prácticamente del 0% debido al controlador PI, esto hará que los calderos puedan contar con un caudal de agua adecuado con las necesidades del proceso.

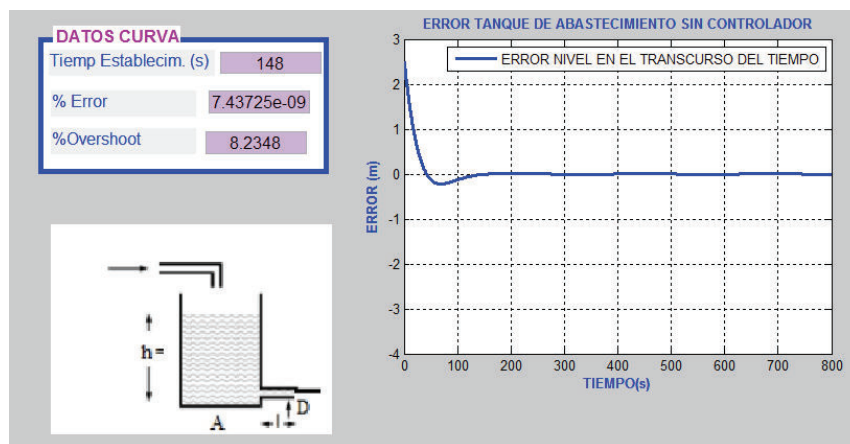


Figura 80. Curva del error de nivel de líquido con controlador



### C) Simulación salida total de la etapa

Según la ecuación 51, se poseen dos tanques de abastecimiento, lo cual hace que se sume la variable de salida de cada uno, además se debe sumar la altura a la que se encuentran los calderos, esto es, a donde se debe subir el agua que suministran los tanques de abastecimiento, en la gráfica 81 se muestra la salida total del sistema de abastecimiento de agua a los calderos.

Se observa que el tiempo de establecimiento ha subido a 221 segundos, lo cual aún es admisible para la estabilización de los calderos y el error se mantiene en 0%.

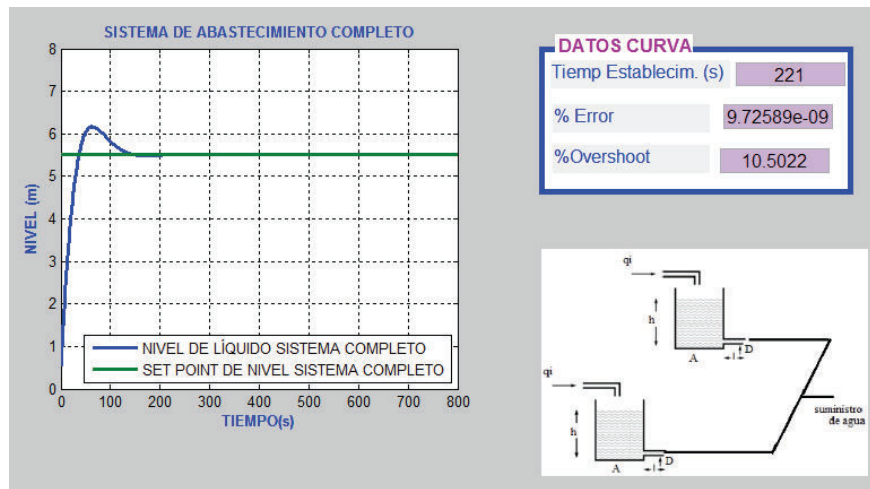


Figura 81. Sistema completo de abastecimiento de agua

El error del sistema completo de abastecimiento de agua se observa en la Figura 82.

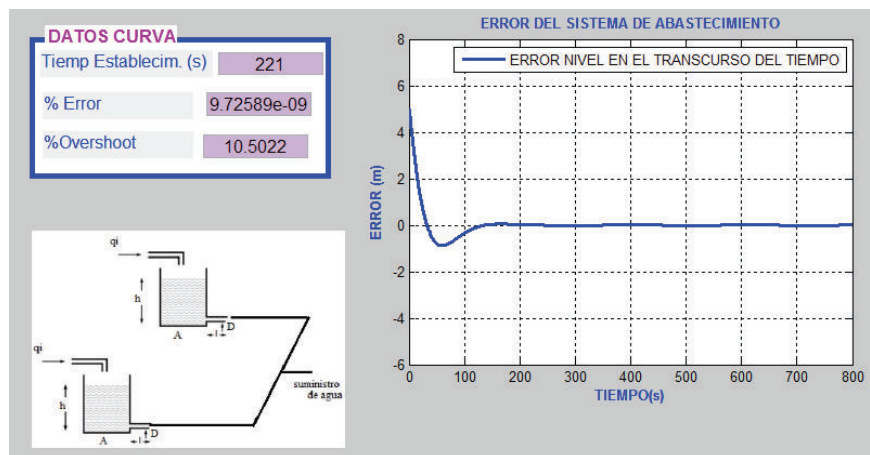
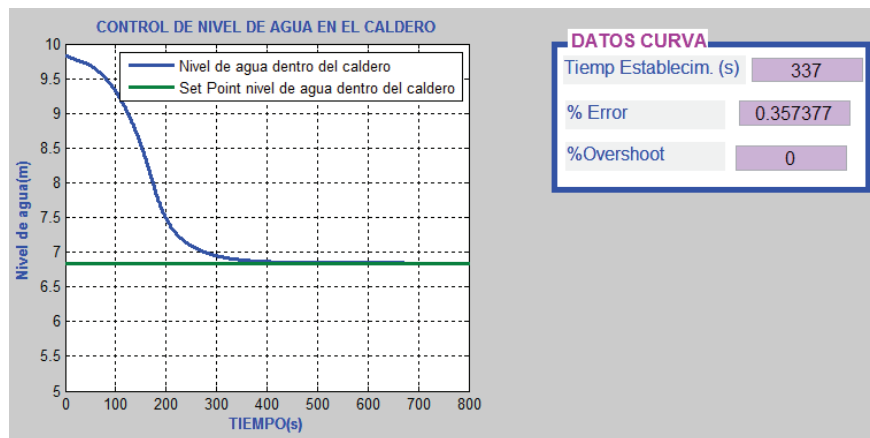


Figura 82. Error en el sistema completo de abastecimiento de agua

### 3.2. Verificación del controlador de nivel de líquido en el caldero

Se ha establecido dentro de los alcances de este trabajo que el nivel de líquido que debe permanecer internamente en el caldero debe estar entre el 68% y 69%, considerando que el caldero posee una altura de 10 m, se ha fijado el Set point de nivel en 6.8 m, este valor se visualiza de color verde en la Figura 83 y de color azul la respuesta del sistema.

Esta última muestra un comportamiento decreciente debido a que se consideró que inicialmente el caldero está lleno, conforme el tiempo transcurre el agua hierve y hace que ésta vaya disminuyendo hasta llegar al set point, del cual no decae gracias al sistema de control implementado.

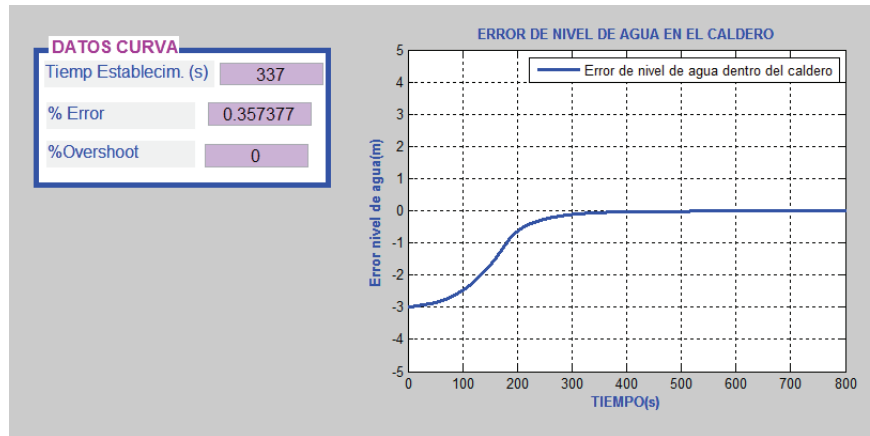


**Figura 83.** Curva de respuesta del sistema de control de nivel de líquido en el interior de la caldera

El tiempo de establecimiento es de 337 segundos, este tiempo, pese a ser un poco extenso, es admisible al sistema, ya que éste se caracteriza por ser lento y la única especificación que se pide es que el caldero no baje más allá del valor umbral.

El error del sistema se muestra en la gráfica 84, en ésta se observa que el error es 0.35% tendiente a cero, debido al controlador PID que se implementó.

Este error valor del error está dentro de los rangos que se preestablecieron en los alcances del presente trabajo y ayuda al desempeño adecuado de la caldera en el transcurso del tiempo en el que el agua ha hervido internamente.



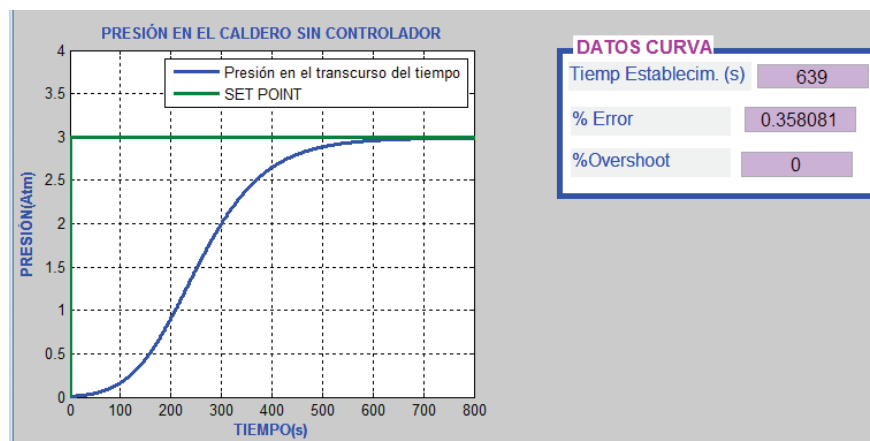
**Figura 84.** Error del sistema de control de nivel de líquido en el interior de la caldera

### 3.3. Verificación del controlador por relación o de presión

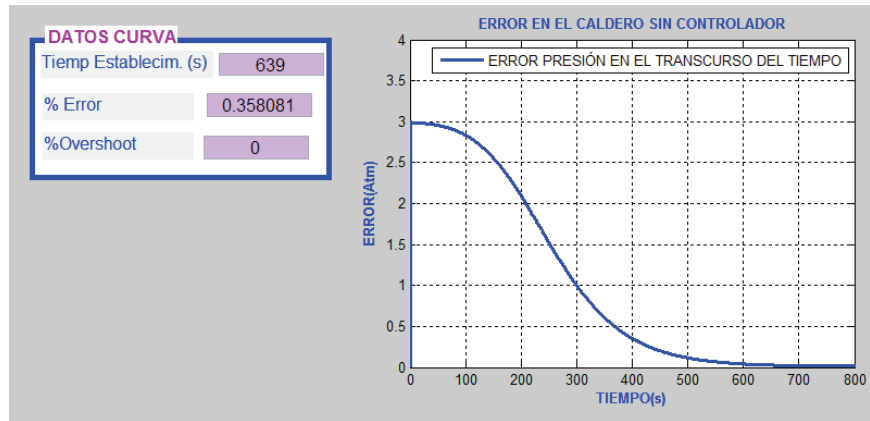
Antes de analizar la curva que muestre al controlador por relación surge la importancia de observar la gráfica 85 que muestra la respuesta del sistema al no poseer controladores individuales, esto es, sin controlador de nivel ni controlador por relación o presión del caldero, con el objetivo de que en lo posterior se pueda contrastar con los resultados al implementarse dichos controladores.

En esta gráfica se considera que al caldero se lo alimenta con un caudal de agua ingresado mediante una señal paso, de igual manera se lo hace con calor requerido por la caldera para generar la presión de 3 atm en condiciones estables.

El error que presenta el sistema se presenta en la Figura 86, se debe tomar en cuenta que este error es generado por la característica propia del sistema, ya que aún no se ingresan perturbaciones al mismo.



**Figura 85.** Respuesta del caldero sin controladores individuales

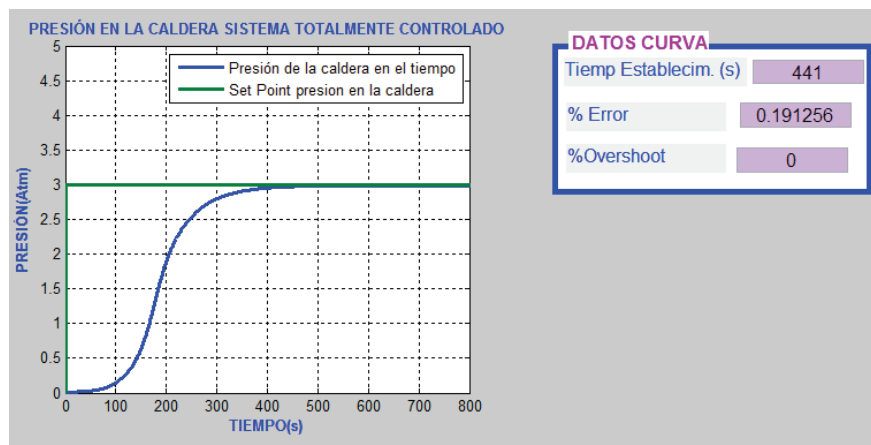


**Figura 86.** Error del caldero sin controladores individuales

Como se puede observar en la gráfica 85, el sistema tiene un comportamiento aceptable y estable, al no poseer controladores.

Debido a que en los alcances predefinidos para este trabajo se estableció que el caldero debe estabilizarse en menos de media hora, podríamos decir que se cumple y que no existe la necesidad de poner controladores, pero es indispensable añadirlos ya que las características del sistema exigen que al caldero ingrese una determinada cantidad de calor basada en la calidad de la llama que genere la mezcla aire-fuel oil, además el sistema exige una cantidad determinada de caudal de agua internamente en el caldero, y más aún al momento que se ingresen las perturbaciones al sistema. Por tales motivos se hace necesario implementar controladores y aprovechar de ellos para intentar mejorar las características de la respuesta del caldero.

La respuesta del caldero con el controlador por relación implementado y sin el ingreso de perturbaciones se puede observar en la gráfica 87.

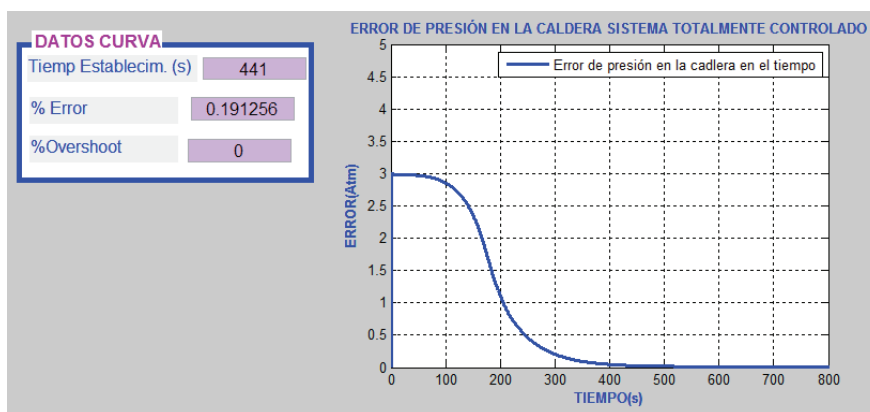


**Figura 87.** Respuesta del caldero con el controlador por relación o de presión

En la Figura 87 se puede observar que al implementar el controlador por relación, por necesidades de la aplicación, la señal disminuye su tiempo de establecimiento de 639 segundos a 441, este dato valida el trabajo desarrollado puesto que el tiempo de establecimiento admisible establecido fue de menos de media hora.

El porcentaje de overshoot establecido fue de menos del 10%, en este caso se tiene que es despreciable, éste es un dato que valida nuevamente al controlador diseñado, éste es un dato un tanto irrelevante ya que el caldero sin controlador no poseía un valor de overshoot que se deba considerar al realizar el controlador.

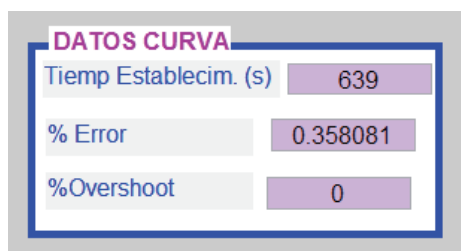
El error se muestra en la Figura 88.



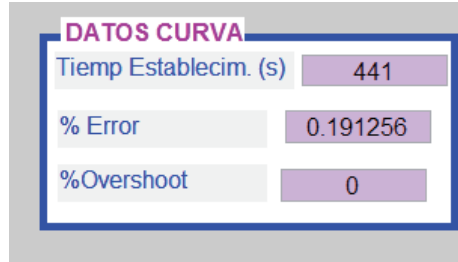
**Figura 88.** Error del caldero con el controlador por relación o de presión

Con respecto al error podemos decir que posee una respuesta aceptable ya que el error está alrededor del 0%, puesto que el controlador por relación posee controladores PID internamente, y se estableció que sea menor del 5%, por lo cual es un parámetro que valida al controlador diseñado.

Ahora bien en la Figura 89 y 90 se muestra los datos de la curva sin controladores individuales y con ellos respectivamente, para poder contrastar los resultados y observar la mejora que posee el sistema.



**Figura 89.** Datos de la curva sin controlador

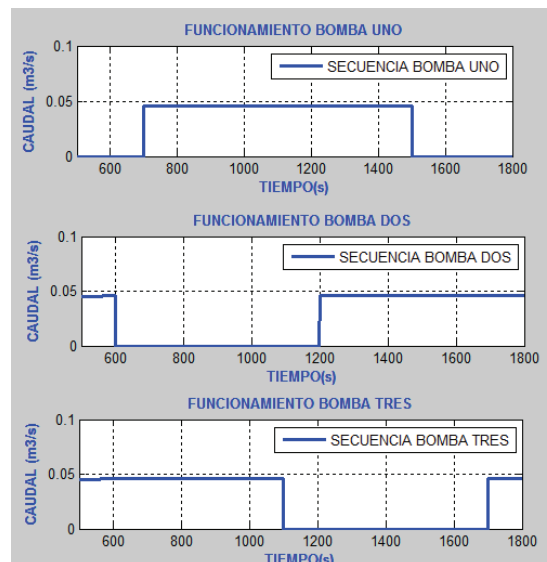


**Figura 89.** Datos de la curva con controlador

De la gráfica 89 y 90 se puede observar que el sistema mejora su tiempo de establecimiento ya que se hace más rápido y continúa cumpliendo con el máximo de media hora para su estabilización, además el error baja a 0.35%, lo cual ayuda al momento que se haga trabajar a los tres calderos conjuntamente.

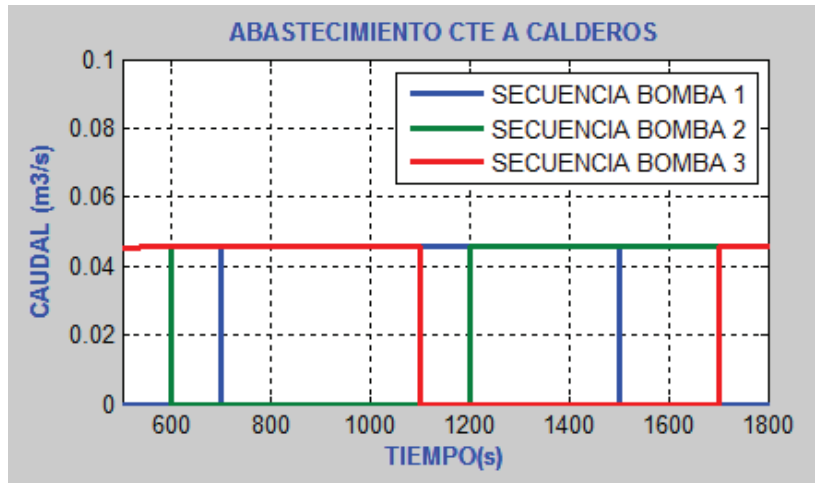
### 3.4. Verificación del sistema de bombeo

Para el sistema de bombeo se estableció que las tres bombas trabajen de manera conjunta turnándose en la entrada y salida de funcionamiento con el objetivo de que siempre existan dos bombas en funcionamiento, excepto en los tiempos de intercambio entre bombas. En la Figura 91 podemos observar a la secuencia de funcionamiento de las bombas de forma separada, en esta curva se logra observar que todas trabajan de forma cíclica en un intervalo de 1500 segundos, además cada una genera un caudal de 0.04 m<sup>3</sup>/s.



**Figura 91.** (a) Secuencia bomba 1  
 (b) Secuencia bomba 2  
 (c) Secuencia bomba 3

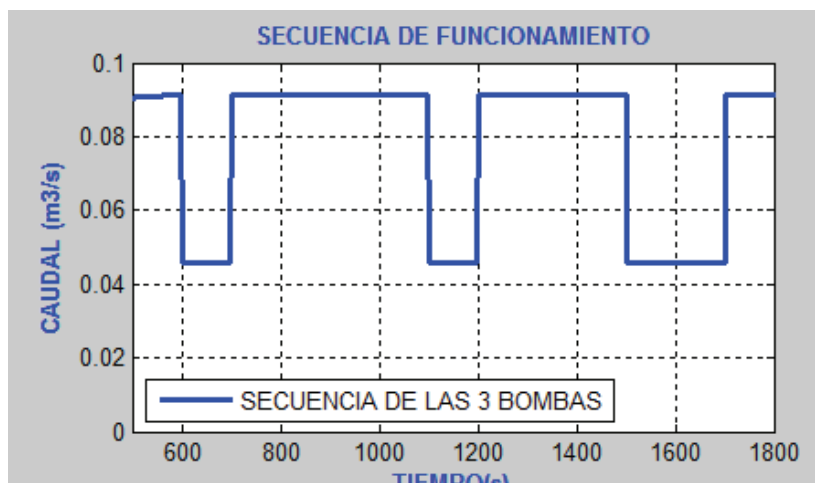
En la Figura 92 se observa a la secuencia de las tres bombas solapadas, con lo cual se valida el trabajo, ya que se garantiza que en todo momento existe suministro de agua hacia los calderos gracias a la secuencia de funcionamiento observada, pues en los 0.04 m<sup>3</sup>/s se observa una línea constante.



**Figura 92.** Secuencia de bombas solapadas

Finalmente, en la Figura 93 se observa la salida total del sistema de bombeo, en la que se logra verificar que al trabajar las 2 bombas conjuntas continuamente se garantizan 0.09 m<sup>3</sup>/s de caudal hacia los calderos, con excepción de los pequeños intervalos de tiempo en los que existe la transición de las bombas,

Este valor de 0.09 m<sup>3</sup>/s es establecido según el diseño de la planta industrial con el objetivo de que se produzca las 3 atmósferas de presión en cada caldero.



**Figura 93.** Salida total del sistema de bombeo de agua

### **3.5. Verificación del controlador cooperativo**

En esta sección se procederá a simular el controlador cooperativo que fue diseñado e implementado a la planta industrial conjuntamente con sus controladores individuales. Inicialmente se definirán los datos que se ingresan para la simulación, vale la pena recalcar que al escoger el caldero en el que sucede la perturbación, esta acción de escogencia sólo es por motivos de simulación, ya que el caldero que se escoja y el instante en que se establezca la perturbación no tiene nada que ver con el diseño del controlador, pues éste automáticamente calcula los errores de cada caldero y del sistema conjunto y lo compensa.

En las pruebas que se realice se debe considerar que en los alcances del este trabajo se estableció que la presión de salida total del sistema debe estar entre 8.8 a 9.2 atmósferas, ya que la magnitud atmósfera cuantiosa y la naturaleza propia de la planta es lenta y un tanto complicada.

El valor de error de dicha presión se establecerá en porcentaje, deduciendo que deberá estar entre 0 al 2.2%.

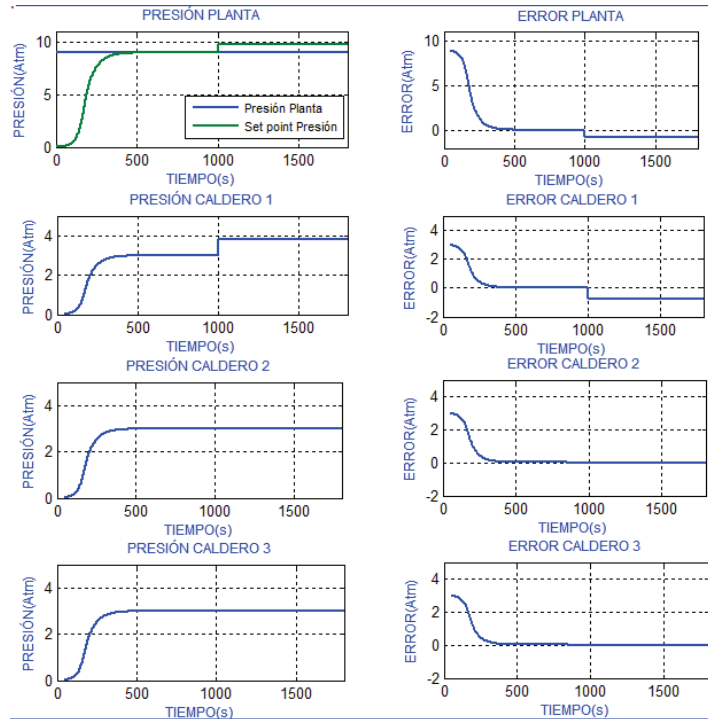
#### **A) Controlador ante perturbación positiva en un solo caldero**

En la Figura 94 y 95 se observa al sistema perturbado sin controlador mientras que en la Figura 96, 97, 98, 99, 100 y 101 se pueden visualizar la pantalla de simulación cuando actúa el controlador colaborativo.

En la zona de ingreso de datos a la planta se han considerado los siguientes datos:

- Set Point General de la planta = 9 atm, este valor fue establecido para el desarrollo del presente trabajo de titulación
- Instante de la perturbación = 1000 segundos
- El caldero número 1 será en el que se simule la perturbación
- Porcentaje de Perturbación = 26.4 %





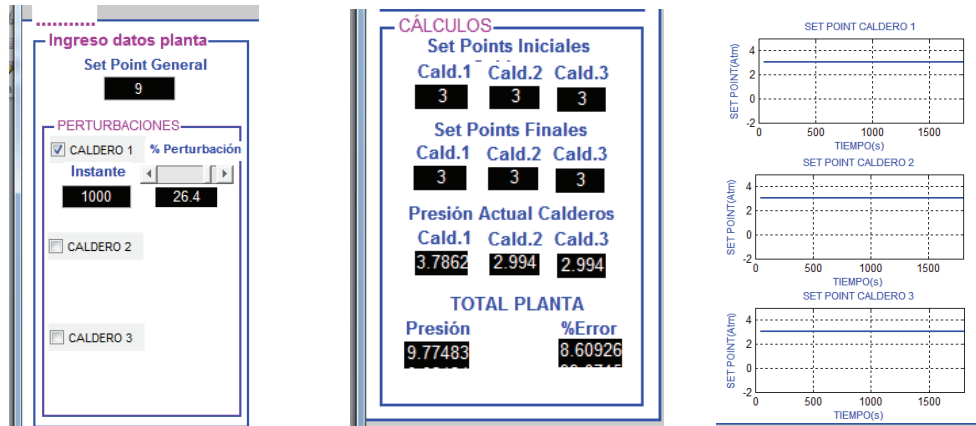
**Figura 94.** Presión y error de los calderos ante perturbación positiva sin controlador

En la Figura 94 parte izquierda se observa a la planta sin el controlador cooperativo, se comprueba que la perturbación acontece en el caldero número 1 de forma positiva a los 1000s, elevando su valor en el tiempo, como consecuencia, la presión total de la planta también es elevada en ese instante de tiempo y no regresa a su set point de 9 atmósferas.

Lo mismo sucede en la señal del caldero 1 al no regresar a su set point de 3 atmósferas, al no haber controlador colaborativo, los calderos 2 y 3 no compensan la elevación de presión.

En la parte derecha de la Figura 94 se observan los errores de la planta y los calderos con respecto al set point inicial que se les estableció, en ésta se ve que se genera errores solamente en el sistema general y el caldero 1 que sufre la perturbación.

Se debe tomar en cuenta que el error en el caldero 1 y en la variable global se mantienen mientras que los calderos que no sufren perturbación mantienen el error cero en el transcurso del tiempo.



**Figura 95.** Set points y datos de los calderos ante perturbación positiva sin controlador

En la Figura 95 se puede observar que el valor de set point en cada caldero se mantiene en 3 atmósferas ya que al no existir controlador no se recalculan los set points.

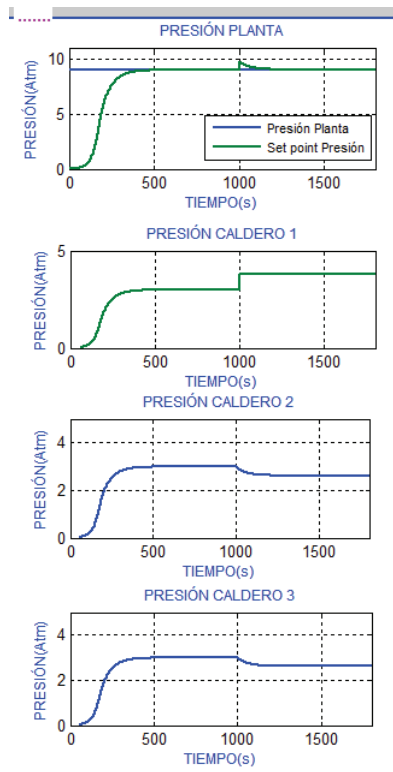
La perturbación ha provocado que la presión del caldero se eleve a 3.78 atmósferas y esto provoca que la presión general del sistema se eleve a 9.77 atm, generándose un error del 8.6%.

Además se visualiza que al no haber controlador no existe ningún tipo de compensación por parte de los calderos que no sufrieron perturbación alguna.

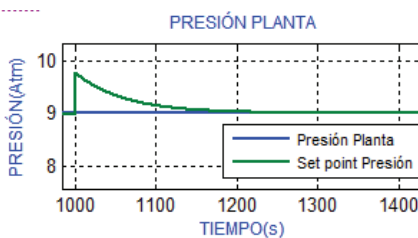
En la Figura 96 se visualiza la respuesta con el controlador cooperativo, en esta ocasión se observa que el caldero uno posee la perturbación a los 1000s y se mantiene con ella en el tiempo, este cambio hace que la presión se eleve, pero al detectarse el error inmediatamente los calderos 2 y 3 realizan una reasignación de set points en ellos para disminuir su presión equitativamente y lograr que la presión de la planta general que fue elevada se disminuya hasta llegar nuevamente a las 9 atmósferas de presión.

Al recuperarse del pico producido por la perturbación se produce un intervalo de tiempo con respuesta dinámica hasta que se establezca a las 9 atmósferas, esto se debe a que al haberse recalculado el set point, de los calderos, éstos vuelven a arrancar con la respuesta dinámica que tuvieron al inicio del trabajo de la planta.

Este pico se lo visualiza de manera ampliada en la Figura 97.



**Figura 96.** Presión de los calderos ante perturbación positiva con controlador



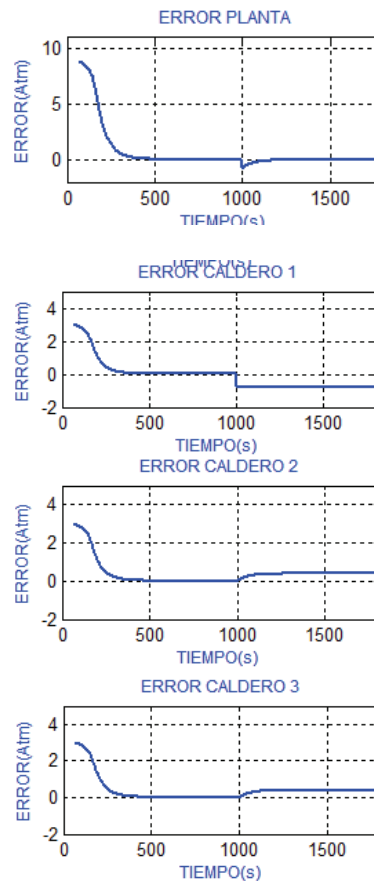
**Figura 97.** Ampliación del pico de presión producido ante perturbación positiva

Con respecto al error, en la Figura 98 se observa el error que se produce con respecto al set point inicial que se planteó, 3 atm, en ésta se visualiza que la respuesta general de la planta posee un pico de error en el instante de la perturbación y luego regresa a las proximidades del cero, en los calderos 1, 2 y 3 se produce un error a los 1000s y se mantiene ya que se está midiendo respecto a sus set point inicial y debe mantenerse para compensar la perturbación. En los calderos 2 y 3 el error sube debido a la compensación que realizan los dos conjuntamente.

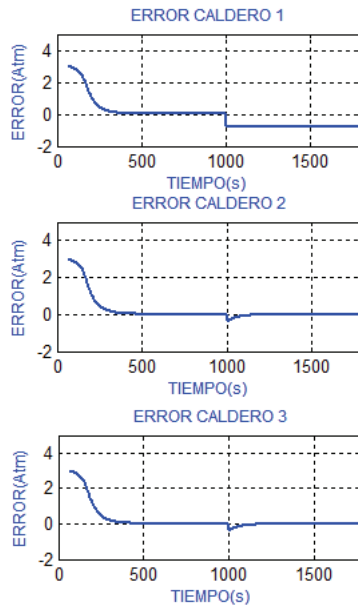
En la Figura 99 se muestra al error que se produce respecto al set point actual de los calderos, esta gráfica es importante ya que al deducir el error respecto al set point recalculado por la compensación de presión se puede visualizar si los calderos llegan a

afianzarse después de compensar la perturbación, esto se muestra en el caldero 2 y 3 que poseen un pico de error solamente a los 1000s de la perturbación, este pico posee un tiempo de retardo hasta que los calderos se estabilicen en el nuevo valor de set point que se ha calculado. En cambio, para el caldero 1 se observa que el error se mantiene debido a que el set point de éste se mantiene, pues la perturbación acontece y se mantiene.

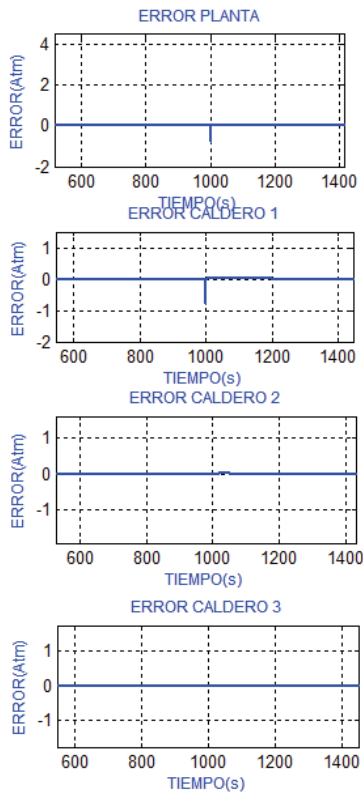
Finalmente, la Figura 100 se observa el error que se produce en el caldero respecto a la presión que genera en todo el transcurso de tiempo, en ésta se observa que se produce una caída de presión solamente en el caldero 1, esto influye en la variable final de la planta, en el caldero 2 y 3 no se observa este pico ya que ahí no ha existido perturbación.



**Figura 98.** Error de presión producido ante perturbación positiva medido respecto al set point inicial



**Figura 99.** Error de presión producido ante perturbación positiva medido respecto al set point actual

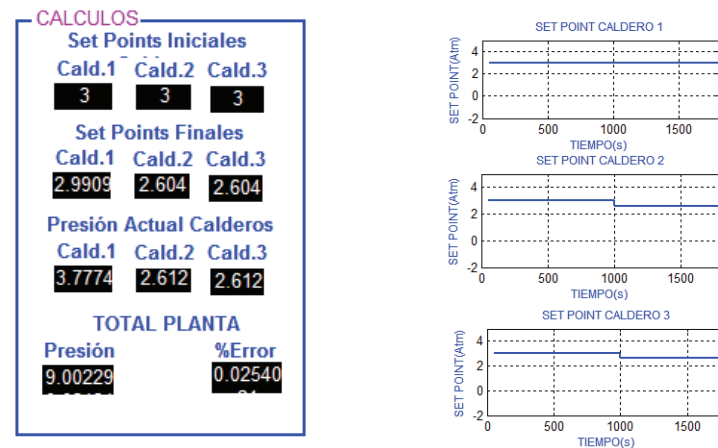


**Figura 100.** Error de presión producido ante perturbación positiva medido respecto a la presión de salida del caldero en el tiempo

En la Figura 101 se observa con valores la compensación realizada por el controlador y el comportamiento de los set points de los calderos en el tiempo.

El controlador detecta error producido en la planta y procede a hallar el error que se produjo en el caldero 1, pues éste ha elevado su presión a 3.77 atm, lo cual hace que el caldero 2 y 3 cambien su presión a 2.612 atm, logrando que la presión final del sistema regrese a 9.002 atm con un error de 0.02%.

Este ejercicio valida este trabajo ya que la compensación se la realiza equitativamente y el error de presión de la planta es menor al 2.2 %, incluso menor al 5%.



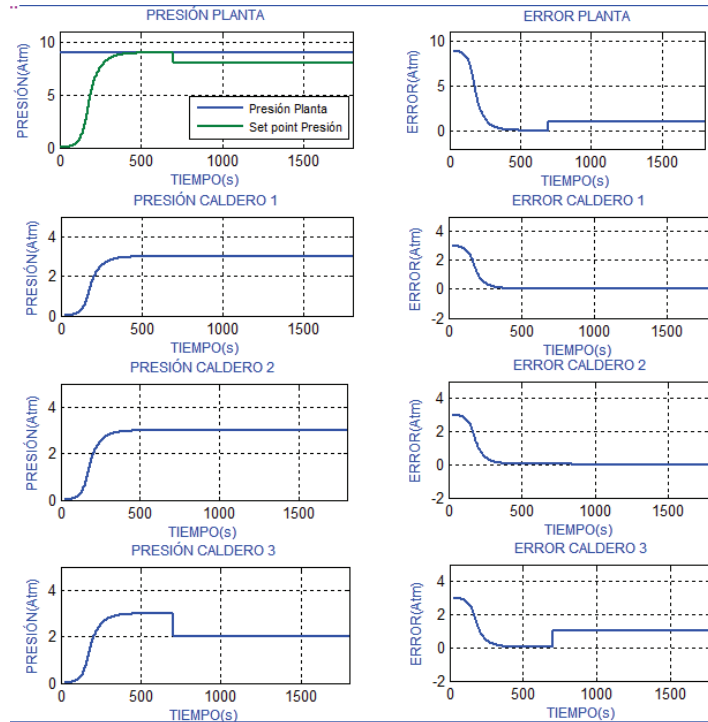
**Figura 101.** Cálculos del controlador y valores de set points en el tiempo

### B) Controlador ante perturbación negativa en un solo caldero

En la Figura 102 y 103 se observa al sistema perturbado sin controlador mientras que en la Figura 104, 105, 106, 107, 108 y 109 se puede visualizar la pantalla de simulación cuando actúa el controlador colaborativo.

En la zona de ingreso de datos a la planta se han considerado los siguientes datos:

- Set Point General de la planta = 9 atm, este valor fue establecido para el desarrollo del presente trabajo de titulación
- Instante de la perturbación = 700 segundos
- El caldero número 3 será en el que se simule la perturbación
- Porcentaje de Perturbación = -33 %



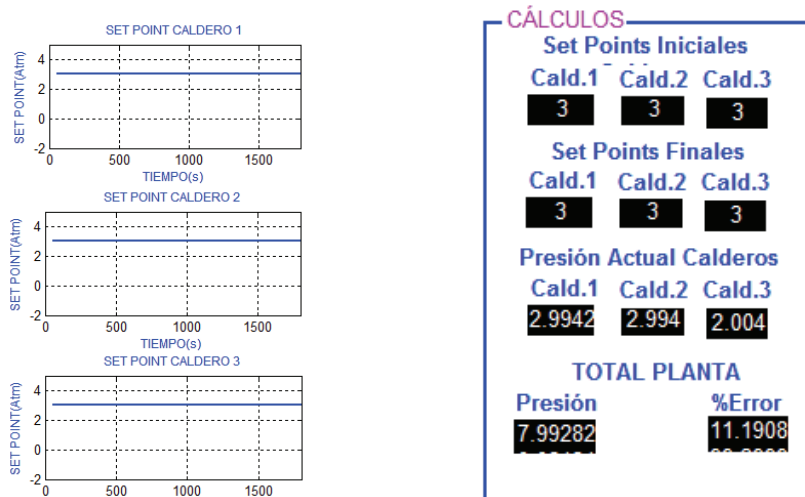
**Figura 102.** Presión y error de los calderos ante perturbación negativa sin controlador

En la Figura 102 parte izquierda se observa a la planta sin el controlador cooperativo, se comprueba que la perturbación acontece en el caldero número 3 de forma negativa a los 700 s, decayendo su valor en el tiempo, como consecuencia, la presión total de la planta también decae con la del caldero 3 en ese instante de tiempo.

Al no haber controlador colaborativo, los calderos 1 y 2 no compensan la elevación de presión.

En la parte derecha de la Figura 102 se observan los errores de la planta y los calderos con respecto al set point inicial que se les estableció, en ésta se ve que se genera errores solamente en el sistema general y el caldero 3 que sufre la perturbación.

Se debe tomar en cuenta que el error en el caldero de falla y en la variable global se mantiene mientras que los calderos que no sufren perturbación mantienen el error cero en el transcurso del tiempo.



**Figura 103.** Set points y datos de los calderos ante perturbación negativa sin controlador

En la Figura 103 se puede observar que el valor de set point en cada caldero se mantiene en 3 atmósferas ya que al no existir controlador no se recalculan los set points.

La perturbación ha provocado que la presión del caldero 3 decaiga a 2.004 atmósferas provocando que la presión general del sistema caiga a 7.99 atm.

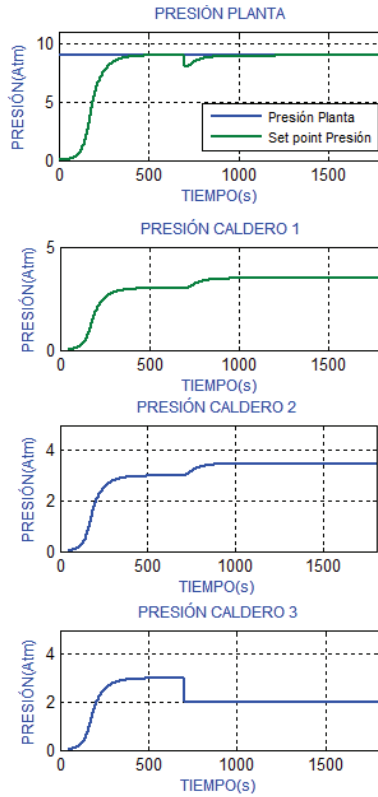
Al no existir controlador se observa que los calderos que no sufrieron la perturbación no han variado su valor de presión ya que no han realizado ninguna compensación.

En la Figura 104 se visualiza la respuesta luego de poner el controlador cooperativo.

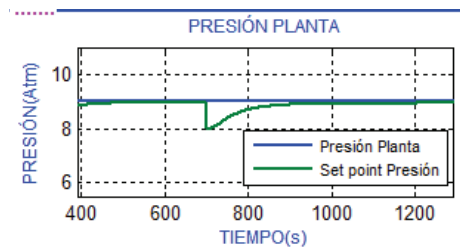
En esta ocasión se observa que el caldero 3 posee la perturbación a los 700 s y se mantiene con ella en el tiempo, este cambio hace que la presión caiga, pero al detectarse el error inmediatamente los calderos 1 y 2 realizan una reasignación de set points en ellos para aumentar su presión equitativamente y lograr que la presión de la planta general aumente hasta llegar nuevamente a las 9 atmósferas de presión.

Al recuperarse del pico producido por la perturbación se produce un intervalo de tiempo con respuesta dinámica hasta que se estabilice a las 9 atmósferas, este pico se lo visualiza de manera ampliada en la Figura 105.





**Figura 104.** Presión de los calderos ante perturbación negativa con controlador



**Figura 105.** Ampliación del pico de presión producido ante perturbación negativa

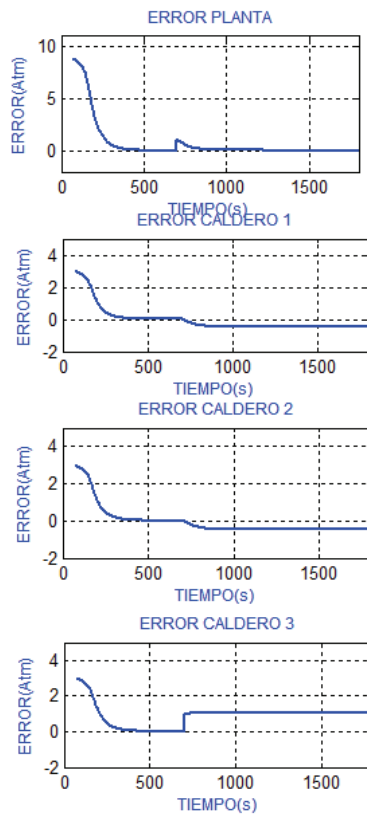
Para el análisis del error, en la Figura 106 observa el error que se produce con respecto al set point inicial que se planteó, 3 atm, en ésta se visualiza que la respuesta general de la planta posee un pico de error en el instante de la perturbación y luego regresa a las proximidades del cero, en los calderos 1, 2 y 3 se produce un error a los 700 s y se mantiene ya que se está midiendo respecto a sus set point inicial y debe mantenerse para compensar la perturbación.

En los calderos 1 y 2 el error baja debido a la compensación que realizan los dos conjuntamente.

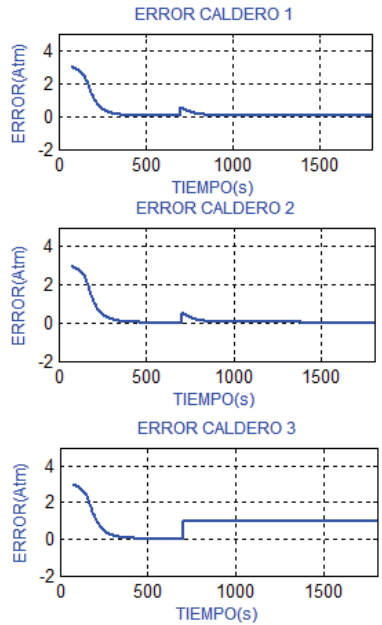
En la Figura 107 se muestra al error que se produce respecto al set point actual de los calderos, se logra ver que los calderos 2 y 1 llegan a afianzarse después de compensar la perturbación, poseen un pico de error a los 700 s de la perturbación, este pico posee un tiempo de retardo hasta que los calderos se estabilicen en el nuevo valor de set point que se ha calculado.

En cambio, para el caldero 3 se observa que el error se mantiene debido a que el set point de éste se mantiene, pues la perturbación acontece y se mantiene.

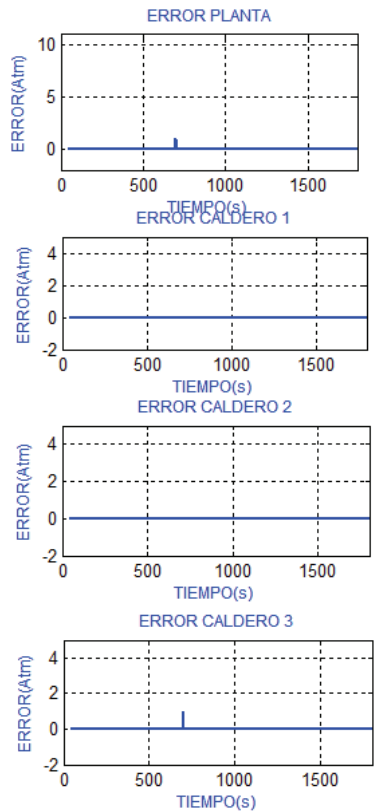
Finalmente, la Figura 108 se observa el error que se produce en el caldero respecto a la presión que genera en todo el transcurso de tiempo, en ésta se observa que se produce una elevación de presión solamente en el caldero 3,



**Figura 106.** Error de presión producido ante perturbación negativa medido respecto al set point inicial



**Figura 107.** Error de presión producido ante perturbación negativa medido respecto al set point actual

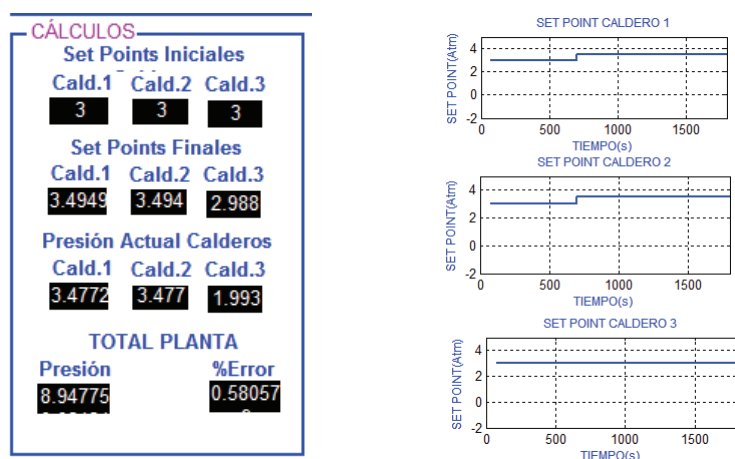


**Figura 108.** Error de presión producido ante perturbación negativa medido respecto a la presión de salida del caldero en el tiempo

En la Figura 109 se observa los valores de la compensación realizada por el controlador y el comportamiento de los set points de los calderos en el tiempo.

El controlador detecta el error producido en la planta y procede a hallar el error que se produjo en el caldero 3, pues éste ha bajado su presión a 1.98 atm, lo cual hace que los caldero 1 y 2 cambien su presión a 3.47 atm, logrando que la presión final del sistema regrese a 9 atm, al ser una perturbación mayor a la observada en el ejercicio con perturbación positiva se genera un error de 0.58%, pues la presión de la planta se ha establecido en 8.94 atm.

Este ejercicio valida este trabajo ya que la compensación se la realiza equitativamente y el error de presión de la planta es menor al 2.2%, incluso menor al 5%.

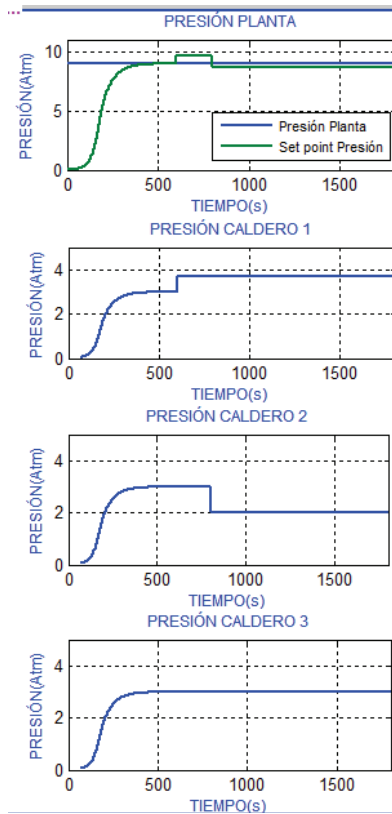


**Figura 109.** Cálculos del controlador y valores de set points en el tiempo

### C) Simulación del controlador ante dos perturbaciones, positiva en el caldero 1 y negativa en el caldero 2

Para este ejercicio, en la zona de ingreso de datos a la planta se han considerado los siguientes datos:

- Set Point General de la planta = 9 atm, este valor fue establecido para el desarrollo del presente trabajo de titulación
- Instante de la perturbación caldero 1 = 600 segundos
- Instante de la perturbación caldero 2 = 800 segundos
- Valor de la perturbación caldero 1 = 23.1%
- Valor de la perturbación caldero 2 = -33%

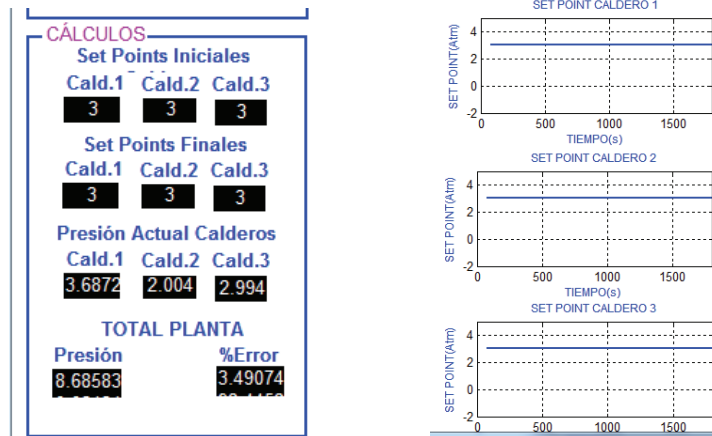


**Figura 110.** Presión general y en calderos sin controlador, perturbación positiva y negativa

En la Figura 110 se visualiza que a los 600 s se eleva la presión en un 23.1% y a los 800 s decae un 33%, al haber dos perturbaciones, éstas se restan y producen un decaimiento del 30% en la presión, respecto al valor de 9 atm de set point de presión general.

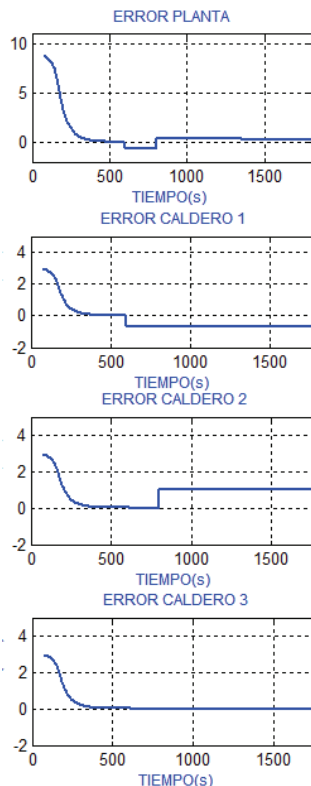
Al visualizar los calderos individualmente se observa que el caldero 1 sufre una elevación de presión y el caldero 2 un decaimiento de presión, debido a ambas perturbaciones, al no haber controlador no se compensa la presión.

En la Figura 111 se logra visualizar los set points no compensados de los calderos, por ello se mantienen constantes, además se visualizan los valores que arroja la planta, en la cual se tiene que debido a las perturbaciones la presión ha bajado a 8.68 atmósferas con un error del 3.49%.



**Figura 111.** Set points sin controlador y datos de la planta, perturbación positiva y negativa

La Figura 112 muestra los errores generados en la presión total de la planta y en los calderos individualmente. En ésta se observa que en la presión total de la planta se produce un error negativo y luego uno positivo por la segunda perturbación. En el caldero 1 se produce un error negativo y en el dos uno positivo, el caldero 3 se mantiene sin error ya que no sufrió ninguna perturbación.



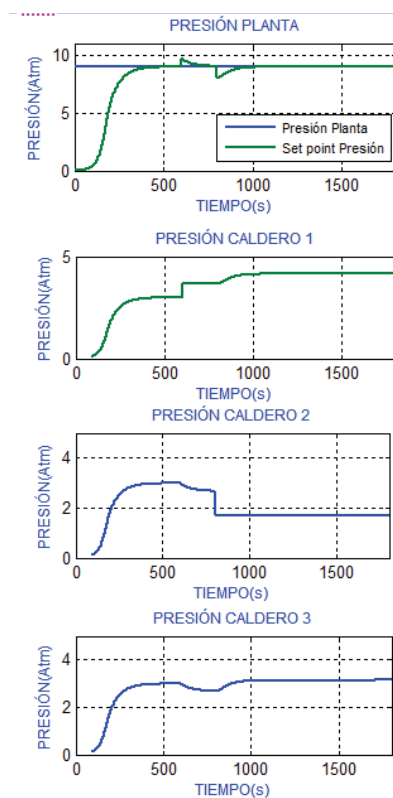
**Figura 112.** Errores de la planta, sin controlador ante perturbaciones positiva y negativa

Para solventar las perturbaciones se activa el controlador. La Figura 113 muestra la respuesta luego de poner el controlador cooperativo, en esta ocasión se observa que la señal de la presión total del sistema posee dos picos, uno positivo y otro negativo debido a las perturbaciones positiva y negativa respectivamente.

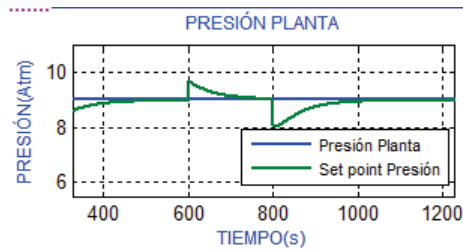
A los 600 segundos ocurre la primera perturbación, el caldero uno incrementa su presión y los caldero 2 y 3 compensan la misma disminuyendo equitativamente la presión, ahora se han recalculado los set points de los calderos, excepto el uno.

A los 800 segundos que se produce la segunda perturbación, el caldero 2 disminuye su presión ya que es el que sufre la perturbación, en ese momento los calderos 1 y 3 compensan la perturbación elevando su presión equitativamente, es importante recalcar que ambas perturbaciones se mantienen en el tiempo.

Una ampliación de los picos de presión se muestra en la Figura 114.



**Figura 113.** Presión general y en calderos con controlador, perturbación positiva y negativa

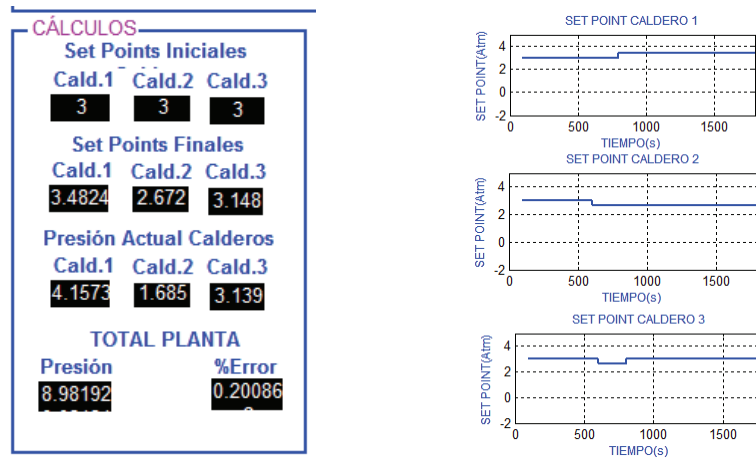


**Figura 114.** Ampliación de los picos de presión, perturbación positiva y negativa

En la Figura 115 se visualizan los datos arrojados por la planta y los valores de set points en el transcurso del tiempo. En esta se ve que todos los set points cambian en el tiempo, al instante de la primera perturbación se ve que solamente se recalculan los set points de los caldero 2 y 3, disminuyendo en su valor; ante la segunda perturbación, recalculan su set point los calderos 1 y 3, y el dos mantiene su set point, pues en éste se produjo la segunda perturbación.

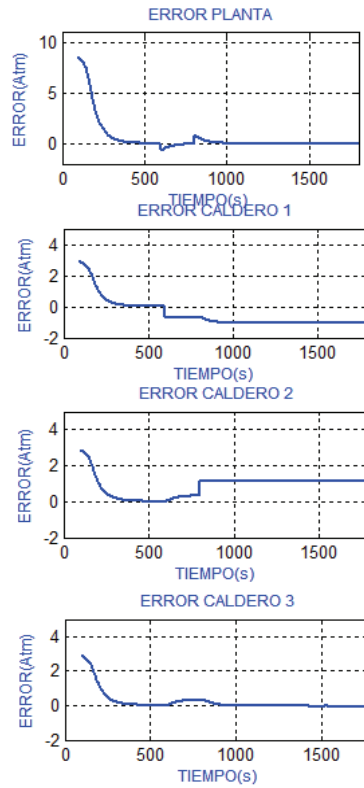
Gracias a estos cambios se logra compensar la presión total de la planta, pues luego de sus perturbaciones se observa que el caldero uno inicialmente poseía un set point de 3 atm y termina con 4.15 atm, el caldero 2 inicialmente tenía 3 atm y termina con 1.68, finalmente el caldero 3 cambia de 3 atm a 3.13, este último prácticamente no cambia al finalizar el ejercicio, debido a que los errores poseen signos contrarios al tener perturbaciones de diferente signo.

La presión en los calderos es distinta al de sus set points debido a que se mantienen las perturbaciones y con ello se logra compensar finalmente a la planta industrial, esto se observa con mayor claridad en las Figuras 116, 117 y 118 que muestran los errores.

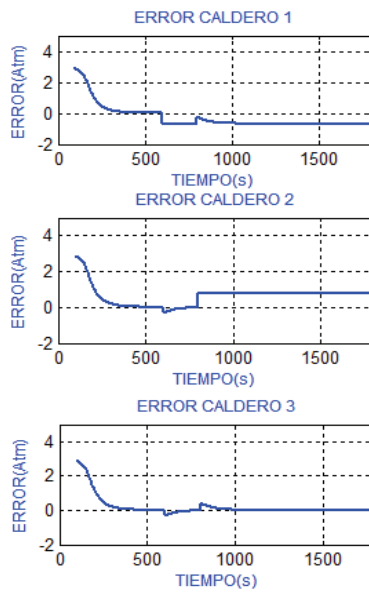


**Figura 115.** Set points en el transcurso del tiempo y valores entregados por la planta, perturbación positiva y negativa

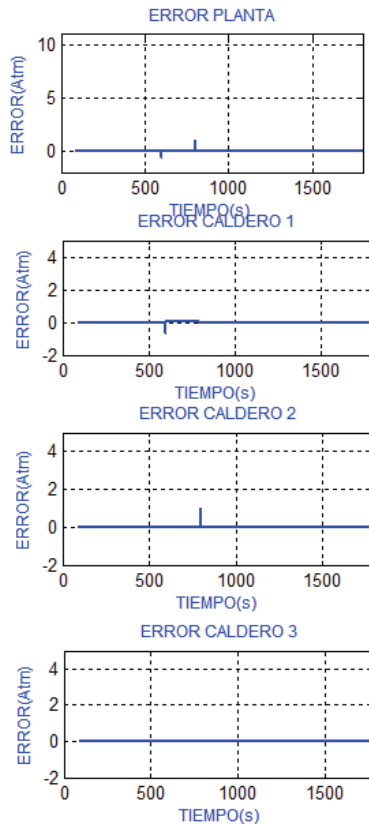




**Figura 116.** Errores con respecto al set point inicial, perturbación positiva y negativa



**Figura 117.** Errores con respecto al set point actual, perturbación positiva y negativa



**Figura 118.** Errores con respecto a la presión de los calderos en el tiempo, perturbación positiva y negativa

En la Figura 116 se observan los errores con respecto al set point inicial, en ésta, el error de presión total de la planta posee un pico negativo y uno positivo debido a las perturbaciones positivas y negativas respectivamente. En cambio los errores de los calderos no son cero ya que se mantiene un error al recalcular los set points. El error del caldero 3 tiende a cero debido a que los errores se restaron al ser de diferente signo.

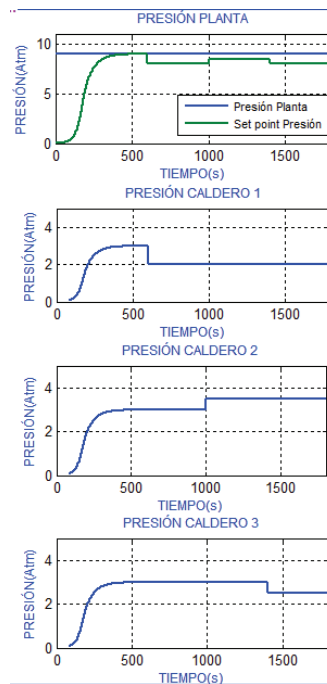
En la Figura 117 se presentan los errores respecto al set point actual, es ésta se observa que ante la primera perturbación se producen picos de error en los calderos 2 y 3 que compensan y se estabiliza el error en cero, el caldero 1 mantiene su error debido a la perturbación. En la segunda perturbación, se producen picos de error en los calderos 1 y 3 que compensan la presión y tienden a estabilizarse en cero, el error del caldero 1 no llega a cero ya que se mantiene con la primera perturbación, el tercero si lo hace debido a que no se produjo ninguna perturbación en él, y el caldero dos mantiene error diferente de cero tras la segunda perturbación debido a que éste mantiene su perturbación.

Finalmente, en la Figura 118 se observan los picos de perturbaciones que se producen en el tiempo. Según la Figura 115, el trabajo es validado al compensar la presión total de la planta a 8.98 atmósferas de los 9 que se estableció en el set point, obteniéndose un error de 0.2%, este es menor a 2.2% e incluso que 5%

**D) Simulación del controlador con perturbaciones en todos los calderos, negativa en el caldero 1, 3 y positiva en el caldero 2**

Para este ejercicio, en la zona de ingreso de datos a la planta se han considerado los siguientes datos:

- Set Point General de la planta = 9 atm, este valor fue establecido para el desarrollo del presente trabajo de titulación
- Instante de la perturbación caldero 1 = 600 segundos
- Instante de la perturbación caldero 2 = 1000 segundos
- Instante de la perturbación caldero 3 = 1400 segundos
- Valor de la perturbación caldero 1 = -33%
- Valor de la perturbación caldero 2 = 15.84%
- Valor de la perturbación caldero 3 = -15.84%

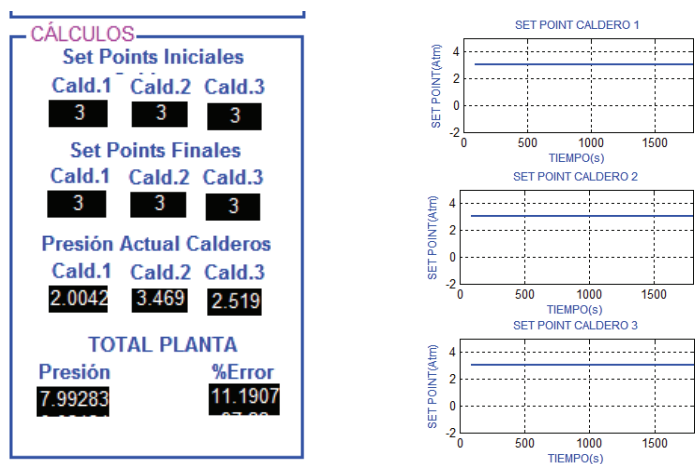


**Figura 119.** Presión sin controlador, perturbación en todos los calderos

En la Figura 119 se visualiza que a los 600 s decrece la presión en un 33%, a los 800 s crece un 15.84% desde donde quedo de la primera perturbación y a los 1400 s decae nuevamente en 15.84 %,

Al visualizar los calderos individualmente se observa que el caldero 1 sufre un decaimiento de presión, el caldero 2 una elevación de presión y el tercero un decaimiento, al no haber controlador no se compensa la presión.

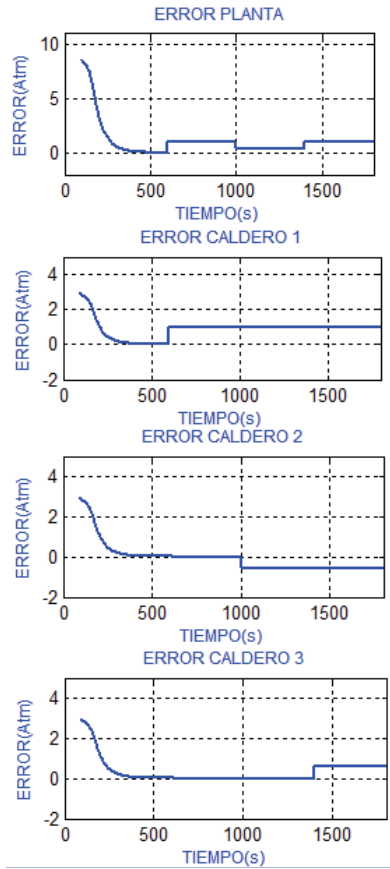
En la Figura 120 se logra visualizar los set points no compensados de los calderos, por ello se mantienen constantes, además se visualizan los valores que arroja la planta, en la cual se tiene que debido a las perturbaciones la presión ha bajado a 7.99 atmósferas con un error del 11.19%.



**Figura 120.** Set points sin controlador y datos de la planta, perturbación en todos los calderos

La Figura 121 muestra los errores generados en la presión total de la planta y en los calderos individualmente.

En ésta figura se observa que en la presión total de la planta se produce un error positivo ante la primera perturbación, la segunda al ser de signo contrario intenta bajar el error a cero pero no lo logra, a la tercera perturbación nuevamente sube el valor del error. En el caldero 1 se produce un error positivo, en el dos un negativo, y en el caldero 3 otro positivo.



**Figura 121.** Errores de la planta, sin controlador ante perturbaciones en todos los calderos

Para solventar las perturbaciones se activa el controlador. La Figura 122 muestra la respuesta luego de poner el controlador cooperativo, en esta ocasión se observa que la señal de la presión total del sistema posee tres picos, uno negativo, otro positivo y un tercero negativo debido a las perturbaciones negativa, positiva, negativa respectivamente

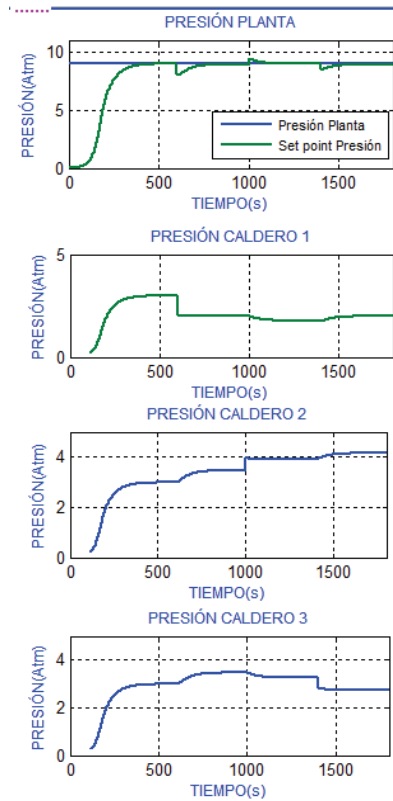
A los 600 segundos ocurre la primera perturbación, el caldero uno disminuye su presión y el caldero 2 y 3 compensan la misma elevando equitativamente la presión, ahora se han recalculado los set points de los calderos, excepto el uno.

A los 900 segundos se produce la segunda perturbación, el caldero 2 aumenta su presión ya que es el que sufre la perturbación, en ese momento los calderos 1 y 3 compensan la perturbación disminuyendo su presión equitativamente.

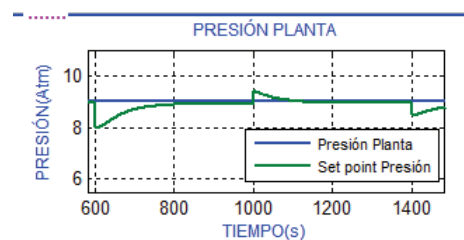
A los 1400 segundos se produce la tercera perturbación, el caldero 3 disminuye su presión ya que es el que sufre la perturbación, en ese momento los calderos 1 y 2

compensan la perturbación aumentando su presión equitativamente, es importante recalcar que todas las perturbaciones se mantienen en el tiempo.

Una ampliación de los picos de presión se muestra en la Figura 123.



**Figura 122.** Presión general y en calderos con controlador, perturbación en todos los calderos



**Figura 123.** Ampliación de los picos de presión, perturbación en todos los calderos

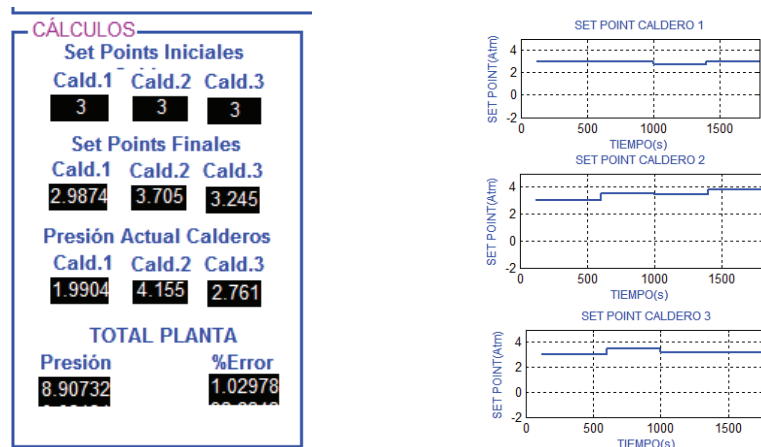
En la Figura 124 se visualizan los datos arrojados por la planta y los valores de set points en el transcurso del tiempo.

En ésta se ve que todos los set points cambian en el tiempo, al instante de la primera perturbación se ve que solamente se recalculan los set points del caldero 2 y 3, aumentando su valor; ante la segunda perturbación, recalculan su set point los calderos 1 y 3 disminuyendo su valor, y a la tercera perturbación recalculan los calderos 1 y 2, incrementando en su valor.

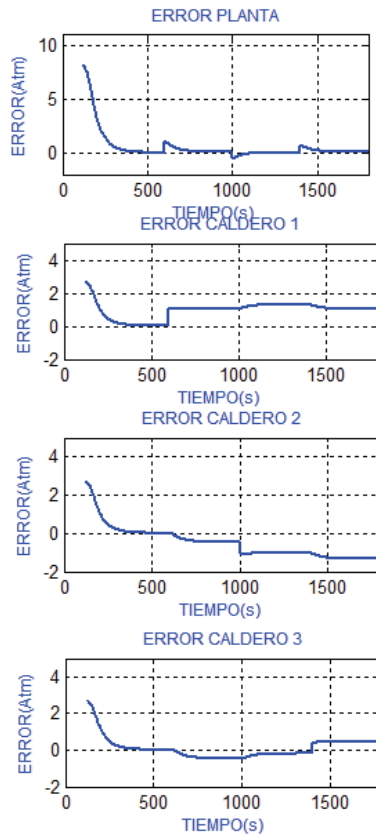
Gracias a estos cambios se logra compensar la presión total de la planta, pues luego de sus perturbaciones se observa que el caldero uno inicialmente poseía un set point de 3 atm y termina con 1.99 atm, este valor es casi el mismo debido a las perturbaciones de diferentes signos que se produce, el caldero 2 inicialmente tenía 3 atm y termina con 4.15 y finalmente el caldero 3 cambia de 3 atm a 2.76.

La presión en los calderos es distinta al de sus set points debido a que se mantienen las perturbaciones y con ello se logra compensar finalmente a la planta industrial, esto se observa con mayor claridad en las Figuras 125, 126 y 127 que muestran los errores.

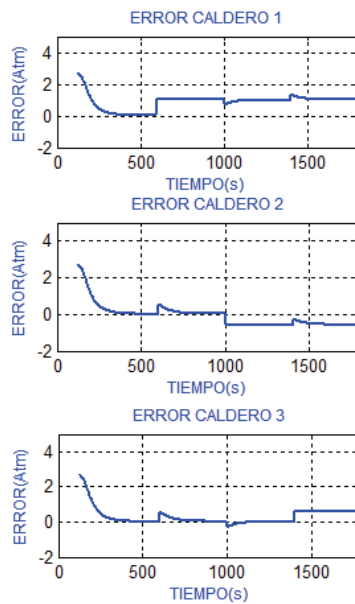
El trabajo es validado al compensar la presión total de la planta a 8.9 atmósferas de los 9 que se estableció en el set point, obteniéndose un error de 1.02%, este es menor a 2.2% que se planteó inicialmente.



**Figura 124.** Set points en el transcurso del tiempo y valores entregados por la planta, perturbación en todos los calderos

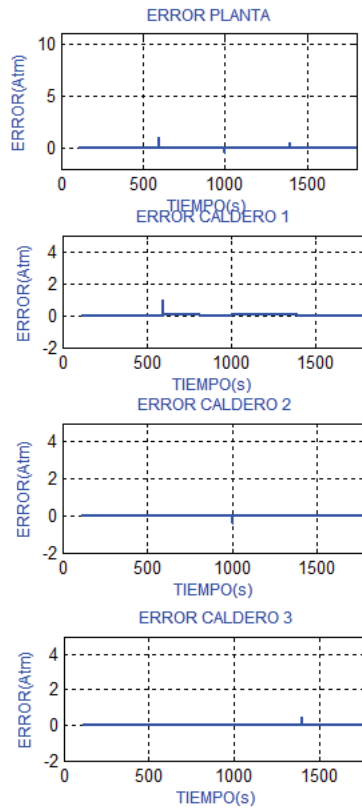


**Figura 125.** Errores con respecto al set point inicial, perturbación en todos los calderos



**Figura 126.** Errores con respecto al set point actual, perturbación en todos los calderos





**Figura 127.** Errores con respecto a la presión de los calderos en el tiempo, perturbación en todos los calderos

En la Figura 138 se observan los errores con respecto al set point inicial, en esta, el error de presión total de la planta posee dos picos positivos y un pico negativo debido a las perturbaciones positivas y negativas respectivamente. Los errores de los calderos son diferentes de cero debido a la recalculación de los errores, puesto que hay 3 perturbaciones.

En la Figura 139 se observa que luego de que los calderos compensan la presión su error vuelve a cero, pero si existe otra perturbación se vuelve a producir un pico de error y de igual manera se tiende a cero, los errores que quedan diferentes de cero es al producirse la perturbación en ese determinado caldero.

Finalmente, en la Figura 123 se observan los picos de perturbaciones que se producen en los calderos en el tiempo.

## 4. CONCLUSIONES

- Se logró diseñar y simular un sistema de control colaborativo en una planta industrial textilera de vapor formada por 4 etapas y 3 subprocesos, obteniéndose respuestas admisibles bajo los parámetros pre establecidos en la variable final de control llamada presión y dentro de los alcances del presente trabajo.
- Gracias a la revisión bibliográfica de técnicas de control aplicadas a plantas formadas por subprocesos se lograron evidenciar las necesidades y problemáticas que surgen al poseer una planta con subprocesos internos que deban trabajar de manera conjunta, además se viabilizó un camino para el tratamiento de la planta con subprocesos o sin ellos y así poder diseñar y adaptar de la mejor manera el controlador cooperativo a la planta industrial con la que se ha trabajado en este trabajo de titulación.
- Fue de vital importancia el análisis, consideración y estudio de las variables y procesos que influyen en una planta industrial textilera, ya que de ellos depende el valor necesario de presión para el proceso, y de aquí parte todo el diseño de la misma, además sirvió para el análisis, diseño y simulación de los controladores adecuados que se ajusten al proceso industrial textilero.
- En la adaptación de los modelos matemáticos a la planta industrial textilera fueron necesarias algunas consideraciones adicionales que se presentan en una planta real, como es el tipo de combustible que se utilice según la región o país en la que va a trabajar, las condiciones ambientales en relación a la temperatura o las características reales de las maquinarias inmersas en la planta.
- Al diseñar la planta conjunta fue necesario un diseño de atrás hacia adelante, ya que dependiendo de la presión que se necesite en el caldero se establece la mejor relación y tipo de combustible, junto al caudal adecuado de ingreso de agua al caldero, este último depende directamente de la secuencia de bombeo y el caudal de agua que se suministre y finalmente el sistema de bombeo depende del modelo y controlador de los tanques de suministro de agua.
- Fue necesaria la implementación de un controlador de nivel de líquido en los tanques de abastecimiento debido a que los calderos necesitaban que el ingreso de agua se estabilice antes de que la propia naturaleza de su modelo lo haga, además de que el controlador evite que los tanques se desborden al tener una altura determinada, inicialmente se probaron controladores ON-OFF, pero el

modelo de las bombas y su secuencia de funcionamiento se desempeñaron de mejor forma al disminuir el rango de variación del nivel de líquido, por ello se implementaron PIDs.

- Para intentar hacer robusto el sistema de abastecimiento de agua al caldero se establecieron 3 bombas centrífugas que funcionan alternadamente con el fin de que en todo el periodo de tiempo descansen de forma cíclica, se logró observar que el corto tiempo de la transición de las bombas no afecta al valor de presión total de la planta, puesto que esta variable posee una relación más estrecha con el calor que se suministre a la caldera y por ende el tratamiento del combustible.
- En el modelamiento del caldero fue importante conocer que el proceso poseía características lentas, lo cual ayudó para la sintonización de los controladores, ya que la respuesta del sistema de calderos en lazo abierto tenía forma de “S” ayudando a establecer la mejor técnica de sintonización con lo que se logró disminuir el tiempo de establecimiento.
- Una de las conclusiones más importantes del presente trabajo es la manera en que se sintonizó el controlador por relación, pues para ello se tuvo que suministrar un caudal constante de fuel – oil al controlador de mezcla para lograrlo estabilizar y ya después con este último sintonizado se procedió a sintonizar el controlador de presión, pues si no se hacía de esta manera el sistema se volvía extremadamente lento al no lograr estabilizar las variables del proceso y peor aún la relación aire-combustible.
- El calor que se suministra a la caldera es una de las variables más representativas del proceso puesto que éste depende del tipo de combustible que sea suministrado, éste a su vez posee relación con las proporciones de aire y combustible que se mezcle para generar la llama y todo esto posee relación con el controlador por relación implementado, por tal motivo, si se cambia de combustible para futuros trabajos se deberán recalcular varios valores y realizar otra sintonización para los controladores de la caldera.
- Una de las desventajas halladas en el controlador cooperativo implementado es que al producirse la perturbación en la variable final de control, el controlador posee un tiempo de retardo luego del pico que produjo la perturbación, hasta lograr estabilizar a la variable final de control, puesto que al cambiar los set points de los subprocesos, éstos deben volver a estabilizarse ante el set point recalculado. Pese a ello este tiempo es menor al que se tuvo al arrancar la planta,

esto se debe a que en el momento de la perturbación ya se posee un valor de presión generada y una temperatura mayor a la que se tuvo al iniciar el proceso .

- Se logró validar adecuadamente los valores establecidos de error menor al 5%, sobre pico menor al 10% y tiempo de establecimiento menor a media hora en los controladores de los calderos.
- Se logró validar adecuadamente los valores establecidos sobre la presión final de la planta industrial conjunta, esto es mantener la presión entre 8.8 y 9.2 atmósferas de presión, sobre pico menor al 10% y tiempo de establecimiento menor a media hora en el arranque del proceso y al poseer perturbaciones.
- Se logró diseñar un HMI que mostró las curvas de respuesta y error de cada etapa del proceso, de la secuencia de bombeo y de la etapa de aplicación del controlador cooperativo, para este último adicionalmente se implementó la visualización del set point de los calderos en el tiempo además del ingreso de perturbaciones y visualización de la respuesta que se obtiene al conectar y desconectar al controlador.
- Se evidenció que el controlador cooperativo funcione ante perturbaciones positivas y negativas, ya sea que se produzcan individualmente en cada caldero o conjuntamente en más de uno.
- Al probar el controlador cooperativo en diferentes situaciones, se concluye que al producirse perturbación en uno o dos calderos el error de presión es menor al 1% y al poner perturbaciones en todos los calderos se eleva el error por encima del 1% pero no sobrepasa el 2.2% que se solicita.
- En los valores entregados por el HMI tras la simulación se concluyó que al haber más de una perturbación, según el valor y signo que se establezcan para éstas, la diferencia entre el set point inicial y el set point actual de los calderos puede llegar a ser muy pequeña e incluso llegar a no variar pese a las perturbaciones.

## 5. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] J. García, "Sistema de control Híbrido. Aplicación a sistemas de generación de hidrógeno a partir de recursos energéticos renovables", Tesis Doctoral, Universidad Nacional de la Plata, Argentina, 2013.
- [2] S. Hassan (2013), Sistemas de Control Híbrido Fraccionados [online]. Disponible en <http://www.dialnet.unirioja.es>
- [3] O. Camacho, y E. Chacón, "Automation of a steam generation plant using hybrid systems", ResearchGate, Agosto 2015
- [4] E. Moromenacho, y C. Oscullo, "Diseño e implementación del control predictivo en tanques acoplados", Tesis de pregrado, Escuela Politécnica Nacional, Ecuador, 2010
- [5] C. Olmedo, "Cálculos de procesos de vapor en una industria textil", Tesis de pregrado, Escuela Politécnica del Litoral, Ecuador, 1997.
- [6] C. Gaviria (2007, Febrero, 14), Modelado y simulación de un proceso de nivel [online]. Disponible en: [ftp://ftp.unicauca.edu.co/Facultades/FIET/DEIC/Materias/Teoria\\_Sistemas\\_Lineales/Archivos%20curso/MapleMatlab/Cap2/Ejemplo%20Modelo%20Nivel/control%20de%20nivel.pdf](ftp://ftp.unicauca.edu.co/Facultades/FIET/DEIC/Materias/Teoria_Sistemas_Lineales/Archivos%20curso/MapleMatlab/Cap2/Ejemplo%20Modelo%20Nivel/control%20de%20nivel.pdf)
- [7] O. Jaramillo (2007,Abril,25), Ecuación de Clapeyron y Clausius –Clapeyron [online]. Disponible en: <http://www.cie.unam.mx/~ojs/pub/Liquid3/node15.html>
- [8] Medida de la presión de agua [online]. Disponible en: <http://www.sc.ehu.es/sbweb/fisica/estadistica/otros/vapor1/vapor1.htm>
- [9] Combustión, quemadores, controles y sistemas de seguridad de llama. Proceso básico de combustión [online]. Disponible en: [http://recursosbiblio.url.edu.gt/publicjlg/biblio\\_sin\\_paredes/fac\\_ing/Manu\\_cald/cap/11.pdf](http://recursosbiblio.url.edu.gt/publicjlg/biblio_sin_paredes/fac_ing/Manu_cald/cap/11.pdf)
- [10] R. García (2001, Noviembre), Combustión y combustibles [online]. Disponible en: <http://kimerius.com/app/download/5780666669/Combusti%C3%B3n+y+combustibles.pdf>
- [11] P. Fernández , Combustión [online]. Disponible en: <http://files.pfernandezdiez.es/Termodinamica/PDFs/16Termod.pdf>
- [12] "Fuel Oils", Shell, Holanda, Mayo 2007.
- [13] CMA-B-C-D, Centrífuga monocelular – H. Fundido, Ebara, Japón

- [14] Single Impeller cast iron Pumps, Model CMA/CMB, Ebara, Japón
- [15] Dinámica de fluidos [online]. Disponible en: <http://www.ugr.es/~esteban/earth/apuntesbasesfisicas/tr4.pdf>
- [16] Diseño del sistema de tuberías y cálculos de las bombas [online]. Disponible en: [http://www.ugr.es/~aulavirtualpfc/qi/descargas/documentos/BOMBAS%20Y%20TUBERIA S.pdf](http://www.ugr.es/~aulavirtualpfc/qi/descargas/documentos/BOMBAS%20Y%20TUBERIA%20S.pdf)
- [17] San Juan Bosco, Presión hidrostática [online]. Disponible en: <https://clubcienciasbosco.jimdo.com/f%C3%ADsica-11%C2%BA/1-mec%C3%A1nica-de-fluidos/1-3-1-presi%C3%B3n-hidrost%C3%A1tica/>
- [18] Béla. G. Lipták." *Process Control and Optimization*", Fourth Edition, New York, CRC Press, 2006.
- [19] G. Gonzales, "Control de una planta piloto para el estudio del comportamiento permeo selectivo de membranas", Tesis de Magister, Universidad Politécnica de Valencia, España, 2012.
- [20] C. Smith. "*Automated Continuous Control*", First Edition, Canada, John Wiley & Sons, Inc, 2002.
- [21] F. García (2007, Enero,11), Controladores PID [online]. Disponible en <http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/EI%20controlador%20PID.pdf>
- [22] "Control con Micro procesadores", Notas de clase de control con micro controladores, Departamento de Automatización y Control Industrial, Escuela Politécnica Nacional, Septiembre 2009.
- [23] F. García (2007, Enero,11), Controladores PID [online]. Disponible en <http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/EI%20controlador%20PID.pdf>
- [24] V. Mazone (2002, Marzo), Controladores PID [online]. Disponible en: <http://www.eng.newcastle.edu.au/~jhb519/teaching/caut1/Apuntes/PID.pdf>
- [25] "Sistemas de control automático", Notas de clase de sistemas de control, Departamento de Automatización y Control Industrial, Escuela Politécnica Nacional, Febrero 2015.
- [26] O. Camacho, Técnicas de control avanzado [online]. Disponible en: [http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/ocamacho/sistemas%20de%20control/CAPITULO \\_4.pdf](http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/ocamacho/sistemas%20de%20control/CAPITULO_4.pdf)

- [27] A. Pérez, “Aplicación de algoritmos de visión artificial para el control de robots cooperativos móviles dentro de espacios semi estructurados”, Tesis de pregrado, Escuela Politécnica Nacional, Ecuador, 2016
- [28] G. Cano, “Control cooperativo de robots utilizando FPGA's”, Tesis de pregrado, Escuela Politécnica Nacional, Ecuador, 2014
- [29] J. Sanchis. La potencia de calderas y su equivalencia en las calderas industriales [online]. Disponible en: <http://calderasformacion.com/la-potencia-de-caldera/>
- [30] O. Camacho, y C. Smith, “Sliding mode control: an approach to regulate nonlinear chemical processes”, ResearchGate, Agosto 2014
- [31] K. Ogata.” *Ingeniería de control moderna*”, Quinta edición, Prentice Hall, 2010.
- [32] J. de la Fuente. Sintonía de reguladores PID [online]. Disponible en: <http://www.isa.cie.uva.es/~maria/pids.pdf>
- [33] Mecánica de fluidos [online]. Disponible en: <http://mecanicadefluidos5.blogspot.com/2010/08/flujo-masico-y-flujo-volumetrico.html>

## **6. ANEXOS**

ANEXO I. Tabla para dimensionamiento de tanques de abastecimiento en calderos industriales.

ANEXO II. Tabla de entalpías y volumen específico

ANEXO III. Tabla de poder calorífico Fuel Oil



**ANEXO I. Tabla para dimensionamiento de tanques de  
abastecimiento**

Potencia Caldera CC	Rapidéz de evaporac. GPM	Factor de encendido	Capacidad bomba GPM	Capacid. del tanque galones	Tamaño tanque plg.
10	0,70	2	2	30	16x42
15	1,00	2	3	30	16x42
20	1,40	2	3	30	16x42
25	1,70.	2	4	30	16x42
30	2,10	2	4	30	16x42
40	2,80	2	6	30	16x42
50	3,50	2	7	60	22x43
60	4,10	2	8	60	22x43
70	4,80	2	10	60	22x43
80	5,50	2	11	100	24x56
90	6,20	2	12	100	24x56
100	6,90	2	14	100	24x56
125	8,60	2	17	100	24x56
150	10,40	2	21	200	30x69
175	12,10	2	24	200	30x69
200	13.80	2	27	200	30x69
225	15,50	2	31	250	36x71
250	17.10	2	34	250	36x71
275	19,00	2	38	250	36x71
300	20.70	2	42	350	42x73
350	24,20	2	48	350	42x73
400	27.60	2	55	350	42x73
450	31,10	2	62	500	42x97
500	34,50	2	69	500	42x97
550	38,00	2	76	750	48x98
600	41,40	2	83	750	48x98

## ANEXO II. Tabla de entalpias y volumen específico

Temp., °C <i>T</i>	Pres., bar <i>P</i>	Volumen específico		Energía interna		Entalpia			Entropía	
		Líquido sat. $v_f \times 10^3$	Vapor sat. $v_g$	Líquido sat. $u_f$	Vapor sat. $u_g$	Líquido sat. $h_f$	Evap. $h_{fg}$	Vapor sat. $h_g$	Líquido sat. $s_f$	Vapor sat. $s_g$
50	0,1235	1,0121	12,032	209,32	2,443,5	209,33	2,382,7	2,592,1	0,7038	8,0763
55	0,1576	1,0146	9,568	230,21	2,450,1	230,23	2,370,7	2,600,9	0,7679	7,9913
60	0,1994	1,0172	7,671	251,11	2,456,6	251,13	2,358,5	2,609,6	0,8312	7,9096
65	0,2503	1,0199	6,197	272,02	2,463,1	272,06	2,346,2	2,618,3	0,8935	7,8310
70	0,3119	1,0228	5,042	292,95	2,469,6	292,98	2,333,8	2,626,8	0,9549	7,7553
75	0,3858	1,0259	4,131	313,90	2,475,9	313,93	2,321,4	2,635,3	1,0155	7,6824
80	0,4739	1,0291	3,407	334,86	2,482,2	334,91	2,308,8	2,643,7	1,0753	7,6122
85	0,5783	1,0325	2,828	355,84	2,488,4	355,90	2,296,0	2,651,9	1,1343	7,5445
90	0,7014	1,0360	2,361	376,85	2,494,5	376,92	2,283,2	2,660,1	1,1925	7,4791
95	0,8455	1,0397	1,982	397,88	2,500,6	397,96	2,270,2	2,668,1	1,2500	7,4159
100	1,0133	1,0435	1,673	418,94	2,506,5	419,04	2,257,0	2,676,1	1,3069	7,3549
110	1,433	1,0516	1,210	461,14	2,518,1	461,30	2,230,2	2,691,5	1,4185	7,2387
120	1,985	1,0603	0,8919	503,50	2,529,3	503,71	2,202,6	2,706,3	1,5276	7,1296
130	2,701	1,0697	0,6685	546,02	2,539,9	546,31	2,174,2	2,720,5	1,6344	7,0269
140	3,613	1,0797	0,5089	588,74	2,550,0	589,13	2,144,7	2,733,9	1,7391	6,9299
150	4,758	1,0905	0,3928	631,68	2,559,5	632,20	2,114,3	2,746,5	1,8418	6,8379
160	6,178	1,1020	0,3071	674,86	2,568,4	675,55	2,082,6	2,758,1	1,9427	6,7502
170	7,917	1,1143	0,2428	718,33	2,576,5	719,21	2,049,5	2,768,7	2,0419	6,6663
180	10,02	1,1274	0,1941	762,09	2,583,7	763,22	2,015,0	2,778,2	2,1396	6,5857
190	12,54	1,1414	0,1565	806,19	2,590,0	807,62	1,978,8	2,786,4	2,2359	6,5079
200	15,54	1,1565	0,1274	850,65	2,595,3	852,45	1,940,7	2,793,2	2,3309	6,4323
210	19,06	1,1726	0,1044	895,53	2,599,5	897,76	1,900,7	2,798,5	2,4248	6,3585
220	23,18	1,1900	0,08619	940,87	2,602,4	943,62	1,858,5	2,802,1	2,5178	6,2861
230	27,95	1,2088	0,07158	986,74	2,603,9	990,12	1,813,8	2,804,0	2,6099	6,2146

## ANEXO III. Tabla de poder calorífico de Fuel Oil



### Fuel Oils

Los Fuel Oils son combustibles residuales para quemadores de calderas industriales que pueden estar mezclados en distintas proporciones con productos destilados para facilitar su bombeo y pulverización.

#### Características típicas

Propiedad	Método	Unidad	Fuel Oil 1	Fuel Oil 2	Fuel Oil 4
Densidad a 15 °C	ASTM D1298	kg/m <sup>3</sup>	< 960	< 975	< 990
Punto inflamación, PMC	ASTM D93	°C	> 60	> 60	> 60
Azufre	ASTM D4294	%p/p	< 1,00	< 1,00	< 1,00
Viscosidad a 50 °C	ASTM D445	cSt	< 50	< 195	< 630
Aqua	ASTM D95	% v/v	< 1,00	< 1,00	< 1,00
Sedimentos	ASTM D473	% p/p	< 0,50	< 0,50	< 0,50
Poder Calorífico Superior		MJ/kg (*)	44,10	44,00	43,60
Poder Calorífico Inferior		MJ/kg (*)	41,62	41,54	41,20

Valores representativos de los obtenidos en producción. No constituyen una especificación

(\*) Para convertir a BTU/lb, multiplicar por 429.9  
Para convertir a cal/g multiplicar por 238.8

#### Salud y Seguridad

Los Fuel Oils no presentan riesgo alguno para la salud cuando son usados en las aplicaciones recomendadas y se observan los niveles adecuados de higiene personal e industrial. Para una información más detallada sobre higiene y seguridad, solicitar la Hoja de Seguridad de Producto al Centro de Servicios al Cliente, teléfono 0810 999 7435 o al e-mail [shelldirecto.arg@shell.com](mailto:shelldirecto.arg@shell.com).

Revisión: 3

Actualización: Mayo 2007 (revisión anual)

Reemplaza: Julio 99

## ORDEN DE EMPASTADO