

**Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas**

**Facultad de Ingeniería Eléctrica**

**Departamento de Automática y Sistemas Computacionales**



# **MAESTRÍA EN AUTOMÁTICA Y SISTEMAS INFORMÁTICOS**

**Estrategia de Control para la Presión en el Tope de  
la Torre Fraccionadora T – 102 de la Refinería de  
Petróleo “Camilo Cienfuegos”.**

**Autor: Ing. Lisdan Herrera García**

**Tutor: Dr. C. Boris L. Martínez Jiménez**

**Santa Clara**

**2013**

**"Año 55 de la Revolución"**

**Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas**

**Facultad de Ingeniería Eléctrica**

**Departamento de Automática y Sistemas Computacionales**



# **MAESTRÍA EN AUTOMÁTICA Y SISTEMAS INFORMÁTICOS**

**Estrategia de Control para la Presión en el Tope de  
la Torre Fraccionadora T – 102 de la Refinería de  
Petróleo “Camilo Cienfuegos”**

**Autor: Ing. Lisdan Herrera García**

Email: lherrera@cuenpetrol.cu

**Tutor: Dr. C. Boris L. Martínez Jiménez**

Profesor Titular, Departamento de Automática, FIE, UCLV,

Email: boris@uclv.edu.cu

**Santa Clara**

**2013**

**"Año 55 de la Revolución"**

## PENSAMIENTO

*Dar ejemplo no es la principal manera de influir sobre los demás;  
es la única manera.*

*Albert Einstein*

## **DEDICATORIA**

*A mis padres Doris y Leonardo por todo el amor, confianza y apoyo que me han profesado, y ser los pilares más sólidos en mi formación.*

*A mi esposa Lismary, por su apoyo incondicional, el cariño, paciencia, el amor y su comprensión.*

*A mi familia, y al reducido grupo de amigos que de forma incondicional creen en mí.*

## AGRADECIMIENTOS

*En todo este tiempo de formación, fundamentalmente en los momentos más críticos, ha habido personas que me han alentado e inspirado para seguir adelante. Durante la preparación y desarrollo de este, mi Proyecto de Tesis, he tropezado una y otra vez con las dificultades propias de toda obra. Siempre alguien ha estado a mi lado para ayudarme.*

*Quiero agradecer de todo corazón, a quienes con mucho respeto, me han dado su apoyo espiritual, material e intelectual.*

*A mi familia y mi esposa, que tanto ha impulsado mis pasos en la vida.*

*A la Refinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos” por la posibilidad de superarme profesionalmente.*

*A mi tutor y al claustro de profesores de la Universidad de las Villas por su profesionalidad, enseñanzas y dedicación.*

*Al colectivo de la Maestría, por su amistad y compañerismo, demostrados en todo este tiempo.*

*A mis compañeros de trabajo por su amistad y por el apoyo brindado en todo momento.*

*A todos, sinceramente muchas gracias.*

## RESUMEN

En este trabajo se propone una estrategia de control para el lazo de presión en la torre fraccionadora T-102 de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”, debido al incorrecto funcionamiento de la estrategia existente y su ineficacia en mantener un control estable de la presión en el tope de la columna. Para cumplir el objetivo se analizaron varios esquemas de control de la presión apropiados a las características de operación y al diseño de la columna. Como resultado, se seleccionó la estrategia “Control de la tasa de enfriamiento con aire” por su aplicabilidad, criterios operacionales y su factibilidad de implementación. Posteriormente, se llevaron a cabo dos identificaciones del sistema, una en base a la respuesta ante una entrada escalón y otra a partir de datos recogidos durante el funcionamiento de la planta. A partir de los modelos obtenidos se realizaron ajustes a reguladores PI, seleccionando el más adecuado para obtener un buen desempeño en el control de la presión. Como resultado de la simulación se comprueba que la estrategia seleccionada satisface las características funcionales y de implementarse se obtendría un mejor rendimiento y estabilidad en las condiciones operacionales de la columna T – 102.

## TABLA DE CONTENIDOS

PENSAMIENTO .....	i
DEDICATORIA .....	ii
RESUMEN .....	iv
INTRODUCCIÓN .....	1
CAPÍTULO 1. ESTRATEGIAS DE CONTROL DE PRESIÓN EN EL TOPE DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN .....	5
1.1 Destilación.....	6
1.1.1 Clasificación de la Destilación .....	6
1.2 Estrategias de control de presión en el tope de columnas de destilación.....	7
1.2.1 Control de la tasa de enfriamiento con aire .....	8
1.2.2 Control de la temperatura de entrada del refrigerante del condensador. Enfriador de aire .....	10
1.2.3 <i>Bypass</i> de gas caliente.....	11
1.2.4 Control del flujo de <i>bypass</i> al receptor de condensado .....	12
1.2.5 Control de la presión de <i>bypass</i> y condensado .....	14
1.2.6 Control del flujo al condensador a baja presión .....	15
1.2.7 Control del flujo del agua de enfriamiento .....	16
1.2.8 Control directo de la tasa de producto (líquido) .....	17
1.3 Consideraciones finales del capítulo.....	21

CAPÍTULO 2. IDENTIFICACIÓN DEL MODELO DEL TOPE DE LA TORRE FRACCIONADORA T – 102.....	22
2.1 Bases para el control de presión en columnas de destilación.....	22
2.2 Filosofía Operacional Torre Fraccionadora T – 102.....	23
2.2.1 Funcionamiento del lazo de control de presión en el tope T – 102 .....	25
2.3 Equipamiento vinculado a la estrategia control de la presión en el tope de la torre.....	28
2.4 Identificación de procesos industriales .....	31
2.4.1 Pasos Básicos para la Identificación de Sistemas .....	35
2.5 Identificación del lazo de presión en el tope de la T – 102.....	36
2.5.1 Modelo de Procesos .....	37
2.5.2 Identificación Paramétrica Lineal.....	42
2.6 Consideraciones finales del capítulo.....	45
CAPÍTULO 3. AJUSTE DEL CONTROLADOR Y SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL DE LA TASA DE ENFRIAMIENTO CON AIRE. ....	46
3.1 Estrategia de Control de la Tasa de Enfriamiento con Aire.....	46
3.2 Ajuste del Regulador.....	49
3.2.1 Ajuste del regulador con el modelo identificado por modelo de procesos.....	50
3.2.2 Ajuste del regulador con el modelo identificado por vía paramétrica lineal ..	52
3.3 Análisis económico .....	56
3.4 Conclusiones del capítulo. ....	60
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	61
Conclusiones.....	61
Recomendaciones .....	62
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	63

ANEXOS .....	66
Anexo I Interfaz de trabajo en el DCS CENTUM 3000 de la planta de procesos.....	66
Anexo II Líneas de códigos para la conversión al dominio de las (S) los parámetros de la estructura Output Error (OE). .....	67

## INTRODUCCIÓN

El presente trabajo se encuentra enmarcado en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”, inaugurada en 1990 con tecnología soviética y que es una de las cuatro con las que cuenta Cuba. En 1995, producto de la falta de suministros, se adoptó la decisión de no operarla más e iniciar su proceso de conservación. Tras varios años de intentos para desarrollar proyectos con empresas mixtas que permitieran reabrir la refinería, en el año 2006 se constituyó oficialmente una empresa mixta Cuba – Venezuela denominada PDVCupet S.A. (Petróleos de Venezuela (PDV), Cuba Petróleos (Cupet)). La Refinería fue reinaugurada el 21 de diciembre de 2007 por el General de Ejército Raúl Castro Ruz y el Presidente de la República Bolivariana de Venezuela Hugo Rafael Chávez Frías (Nusa Peñalver, 2007).

Con el reinicio de su funcionamiento y debido a la revitalización de las plantas de procesos, al cierre de su primer año de operaciones en el 2008, la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos” contribuyó notablemente a que la capacidad de refinado del país casi se duplicara. En el 2010, la producción cubana de derivados de petróleo era ya la segunda mayor exportación del país después del níquel. Por tanto, contribuir a la eficiencia de esta producción, al ahorro de recursos del país y al aumento de las exportaciones es un objetivo primordial.

El propósito de un sistema de control para una columna de destilación es normalmente mantener las composiciones de salida lo más estables posible, independientemente de las perturbaciones en el flujo de vapor hacia el rehervidor, el flujo de refrigerante al condensador, la composición del producto de entrada, etc. Un sistema de control de tipo “ambiental” es utilizado convencionalmente, en la cual la presión y las temperaturas en las

bandejas están controladas con la esperanza de que, si son constantes, la composición del producto de salida permanecerá sin variación (Davison, 2005).

Durante el funcionamiento, estos procesos industriales están sujetos a perturbaciones que tienden a cambiar las condiciones operacionales, las composiciones y las propiedades físicas de las corrientes. Para minimizar los efectos que podrían resultar de las perturbaciones, las plantas químicas son implementadas con cantidades sustanciales de instrumentación y equipamiento de control automático. En los casos críticos, y especialmente en plantas grandes, la instrumentación además es monitoreada por computadora por conveniencia, seguridad y la optimización que brinda (Walas, 1990).

En plantas químicas y refinerías de petróleo, existen muchas columnas de destilación que trabajan bien, se hallan muchas otras que no trabajan bien y, al menos, en unas pocas su funcionamiento es muy pobre o ninguno en lo absoluto. El fallo en obtener el rendimiento especificado por el ingeniero de diseño de la columna se debe, en muchos casos, a un diseño del sistema de control defectuoso o insuficiente. Con frecuencia, es necesaria la solución de los problemas de las columnas que ya están en funcionamiento, pero consideraciones prácticas limitan las medidas correctivas a elementos relativamente menores. Un diseño adecuado es, por mucho, la mejor manera de garantizar el buen funcionamiento y control (Luyben et al., 1985).

En las refinerías de petróleo e industrias petroquímicas, mantener las variables de los procesos dentro un rango o valor deseado es de suma importancia para la correcta explotación, eficiencia y rendimiento de las plantas que las conforman.

En el caso de la T – 102 una de las variables más importantes a controlar es la presión en el tope de la torre. Mantener el valor deseado de la presión garantizará que las fracciones obtenidas como producto de la destilación tengan la calidad esperada, así como garantizaría la seguridad y el correcto funcionamiento de la planta. Sin embargo, el control automático que actualmente se realiza desde que fue reactivada la industria en 2007 presenta problemas de eficacia debido al mal funcionamiento de la estrategia de control implementada. Este mal funcionamiento consiste en variaciones constantes no deseadas de la presión en el tope (+/- 8%), por lo que el control resulta poco eficaz y conlleva al incorrecto régimen de

explotación de los motores, enfriadores y de la válvula de control involucrada en el sistema de enfriamiento de la torre T – 102.

La estrategia actual funciona mediante el uso de cuatro enfriadores por aire y una válvula que permite el *bypass* del producto destilado de los mismos. Cada enfriador por aire está formado por el área de intercambio y por dos motores que accionan las aspas del enfriador donde se intenta regular la proporción de gases condensados hacia el tambor de reflujo y con ello controlar la presión del tope de la columna.

La situación problemática descrita llevó a que el **problema científico** se enfocará en el hecho de que el esquema de control de la presión en el tope de la torre fraccionadora T–102 de la Refinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos” no es capaz de regular de forma eficaz la presión en el tope de la columna.

Este trabajo tiene entonces como **objeto de investigación** el control de las columnas de destilación atmosférica y como **campo de acción** las estrategias de control de presión en el tope de columnas de destilación.

A partir de este análisis, el **objetivo general** de este trabajo es:

Obtener una estrategia adecuada para mejorar el control de la presión en el tope de la torre fraccionadora T–102 de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.

Para llevar a cabo el objetivo general se plantean los siguientes **objetivos específicos**:

- Analizar las estrategias presentadas en la literatura especializada.
- Seleccionar la estrategia adecuada en correspondencia a los criterios de selección (procesos, operacionales, automática e instrumentación, y económico), así como las necesidades y características de la columna.
- Obtener un modelo matemático del comportamiento de la presión en el tope de la columna T – 102.
- Realizar ajustes de reguladores con la estrategia de control seleccionada para el lazo de presión.
- Simular el comportamiento de la estrategia.
- Analizar los resultados obtenidos.

El presente trabajo tendrá como resultado una estrategia de control capaz de mantener la presión de la torre fraccionadora T – 102, donde se identificará el proceso para obtener un modelo matemático y así poder verificar su aplicación mediante la simulación. La misma mejorará las condiciones operacionales de procesos y de ponerse en práctica supondrá un impacto en el ahorro de energía, estabilidad operacional, calidad del producto destilado y por consiguiente en el aspecto económico.

La tesis se ha estructurado en tres capítulos con varios epígrafes cada uno.

En el Capítulo I se exponen y analizan las estrategias de control específicas sobre control de la presión en el tope de columnas de destilación atmosférica halladas en la literatura especializada.

El Capítulo II se centró en la identificación y obtención del modelo correspondiente a la estrategia seleccionada para obtener un control eficaz en la torre fraccionadora T – 102. Se utilizaron varios métodos de identificación paramétrica (modelo de procesos e identificación paramétrica lineal). Por último se expone el equipamiento estático y dinámico involucrado en el esquema de control.

En el Capítulo III se comprueba el funcionamiento de la estrategia a través de la validación del sistema identificado mediante la simulación, por medio del ajuste de reguladores, asimismo se analizan los resultados obtenidos de los ajustes de los reguladores necesarios para el control de los modelos identificados y el consiguiente análisis económico para comprobar la factibilidad de la aplicación de la estrategia seleccionada.

## **CAPÍTULO 1. ESTRATEGIAS DE CONTROL DE PRESIÓN EN EL TOPE DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN**

El presente capítulo trata determinados aspectos relacionados con la destilación y sus diferentes tipos según las condiciones de trabajo (atmosférica o vacío), además se hace énfasis en las características de varias estrategias de control de la presión halladas en la literatura especializada para columnas de destilación atmosférica.

En la mayoría de las columnas de destilación durante el funcionamiento de los sistemas de control, ya sean convencionales o avanzados, se supone que la torre opera a una presión constante. De ahí que las fluctuaciones de presión hagan más difícil el control y el rendimiento de la unidad, pues estas variaciones de presión alteran las cargas de la columna de vapor y los perfiles de temperatura. Por consiguiente, cuando se utiliza el control de temperatura como un sustituto para el control de la composición, la compensación de la presión es esencial para mantener la composición deseada (Linsley, 1997, Sloley, 2001, Sloley, 2000).

El control efectivo de la presión previene la inundación de la columna y reduce al mínimo los requisitos de la compensación por la sustitución de la temperatura en el control de la composición. El control efectivo de la presión mejora el control y la optimización de la unidad al permitir el funcionamiento cerca de su capacidad máxima siendo así la unidad más fiable (Sloley, 2000, Sloley, 2001).

En ingeniería de control se debe trabajar de forma continuada en la obtención de nuevos métodos de regulación que mejoren los que hasta el momento se estaban utilizando. Esta vertiginosa demanda de aplicaciones en control de procesos se debe en gran parte, al

---

amplio abanico de dispositivos de instrumentación y control que las empresas ponen a disposición del mercado. Ante la infinidad de posibilidades de aplicación de sistemas de regulación, no es posible la consideración de un mejor tipo de control, sino que deben analizarse las ventajas y los inconvenientes de cada uno de ellos, en función de las especificaciones y prestaciones que requiere la aplicación en el proceso (Angulo Bahón and Raya Giner, 2004). Después de revisar los principales factores de proceso involucrados en la selección de esquemas de control de presión, se examinan los principales tipos de control de presión en la columna, sus características y aplicaciones.

## **1.1 Destilación**

La destilación es un método para separar los componentes de una solución; depende de la distribución de las sustancias entre una fase gaseosa y una líquida, y se aplica a los casos en que todos los componentes están presentes en las dos fases. En vez de introducir una nueva sustancia en la mezcla, con el fin de obtener la segunda fase (como se hace en la absorción o desorción de gases) la nueva fase se crea por evaporación o condensación a partir de la solución original (Treybal, 1988).

### **1.1.1 Clasificación de la Destilación**

Existen varias maneras de clasificar los tipos de destilación. Las principales clasificaciones son (Ochoa, 2010):

- **En función de los componentes presentes:**
  - Columnas binarias: cuando la mezcla a destilar contiene solo dos componentes.
  - Columnas multicomponentes: cuando la mezcla a destilar contiene más de dos componentes.
- **Por el tipo de procesamiento:**
  - Destilación continúa: sin interrupciones se introduce un caudal de alimentación por el centro de la columna, retirando por la parte superior una corriente con los componentes más livianos.

- 
- Destilación por lotes (*batch*): se procede de la siguiente manera: se toma una carga y se procesa, cuando se termina con esa carga se introduce otra (carga), y se prosigue así.
  - **En función de la secuencia de procesamiento:**
    - Despojamiento (*stripping*): eliminación de material ligero de un producto pesado (la parte inferior de la columna).
    - Rectificación: eliminación de material pesado de un producto ligero (la parte superior de la columna donde el caudal de vapor es mayor que el de líquido).
    - Fraccionamiento: eliminación simultánea de material pesado del producto ligero y de material ligero del producto pesado.
    - Fraccionamiento complejo: obtención de múltiples productos a partir de una columna o de un conjunto de columnas con reciclos entre ellas.
  - **En función del flujo de calor:**
    - Fraccionamiento (destilación): el sistema dispone de condensador y rehervidor.
    - Absorción: no se elimina calor de la cabeza. Una corriente externa absorbe material ligero del vapor.
    - Despojamiento (*stripping*): no se introduce calor en el sistema. Se utiliza una corriente externa para despojar el material ligero del producto de fondo.
    - Extracción selectiva: sin rehervidor (*reboiler*) ni condensador, dos corrientes se ponen en contacto en contracorriente y se produce la transferencia de materia del producto pesado al ligero y viceversa.

## 1.2 Estrategias de control de presión en el tope de columnas de destilación

Después de haber realizado una revisión bibliográfica se hallaron diferentes tipos de estrategias con múltiples variantes. En este epígrafe se muestra una selección de estrategias basadas en su aplicabilidad práctica en columnas de destilación atmosférica. Para cada una de ellas se exponen importantes aspectos que permitirán un mejor análisis.

Entre las principales categorizaciones de los métodos de control de la presión se encuentran definidos los estudios realizados anteriormente por (Chin, 1979, Sloley, 2001) basados en

---

la presión de la destilación, la presencia o no de gases inertes así como el tipo de producto (vapor o líquido); así como el control del flujo de masa o control del flujo de energía. Los mismos se organizaron por grupos principales y por subgrupos.

**Grupos:**

1. Producto de vapor siempre presente.
2. Producto de vapor superior o igual a cero en estado estacionario, pueden tener transitorios negativos de flujo de vapor.
3. La tasa producto de vapor es igual a cero en estado de equilibrio (condensador total), negativos transitorios de flujo de vapor posible.

**Subgrupos:**

- A. Control de flujo de masa (control de velocidad de vapor).
- B. Control de flujo de energía: superficie variable, control de procesos secundarios.
- C. Control de flujo de energía: el flujo de calor variable, control de procesos secundarios.
- D. Control de flujo de energía: superficie variable, control de servicios secundarios.
- E. Control de flujo de energía: el flujo de calor variable.

Estos subgrupos enfocan su atención en el método de control (superficie o flujo de calor) y el medio de control (proceso o utilidad de la refrigeración).

Según las características de la torre fraccionadora T – 102 y del sistema de condensación esta queda enmarcada en el tercer grupo donde la tasa del producto de vapor sea cero en estado de equilibrio, por lo que en este trabajo se abordan las estrategias de control que cumplan con esta condición.

**1.2.1 Control de la tasa de enfriamiento con aire**

La figura 1.1 muestra la estrategia “Control de la tasa de enfriamiento con aire” (Luyben et al., 1985, Sloley, 2000, Sloley, 2001) con las siguientes características:

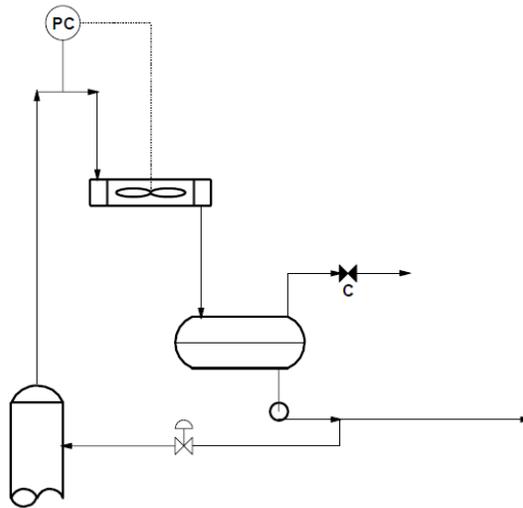


Figura 1.1. Control de la tasa de enfriamiento con aire.

**Operación:** La presión es controlada en base al volumen de gases condensados en el enfriador mediante la variación del flujo de aire al mismo. El flujo de los gases procedentes del tope de la columna de destilación a la temperatura y presión determinadas por la composición de la corriente es enviado hacia el condensador donde, en dependencia de la presión de la corriente de salida de la columna de destilación medida por el sensor de presión, varía el flujo de aire necesario para condensar el volumen de gases que permita mantener constante la presión en el tope de la columna. El producto condensado se mueve por diferencia de presión hacia el tambor de tope, donde es recolectado el condensado y parte de este es recirculado hacia el tope de la columna con el objetivo de mantener constante la temperatura en el tope de la columna y favorecer la separación de los componentes. En el caso que se incremente el contenido de gases incondensables (etano, metano, hidrógeno), estos pueden ser evacuados mediante una válvula colocada en el tambor de tope.

**Método:** Consiste en variar el flujo de calor para variar la tasa media de enfriamiento.

**Proceso:** Aplicable en procesos donde la tasa neta de vapor sea cero.

**Ventajas:** De simple aplicación.

---

**Desventajas:** Mantenimiento muy elevado a las rejillas y en configuraciones de pasos variables. La configuración de velocidad variable se usa poco debido al alto costo.

**Aplicación:** El método de aplicación más común es el control con aire – aletas.

**Variantes:** Pasos de ventiladores, posición de las rejillas o puede ser manipulado la velocidad de los motores.

**Notas de Configuración:** Las rejillas en posición variable pueden llegar a ser un problema, las rejillas deben configurarse para control automático, no debe ser montado un posicionador automático en un equipo que este diseñado para operación manual. La configuración de pasos variables del ventilador también está sujeta a problemas de mantenimiento, y además los ventiladores deben estar apagados antes de que inicien los mecanismos de pasos. El control de la velocidad usando motores de frecuencia variable es más fiable, pero más costoso. Estas configuraciones se pueden combinar en dependencia de la aplicación.

### **1.2.2 Control de la temperatura de entrada del refrigerante del condensador. Enfriador de aire**

La figura 1.2 muestra el esquema de control denominado “Control de la temperatura de entrada del refrigerante del condensador, enfriador de aire. El principio de operación es variar el flujo de calor a la superficie de intercambio variando la temperatura del aire de suministro a la zona de condensación, esto en un proceso de tasa neta de vapor igual a cero (Sloley, 2000).

**Operación:** El regulador de temperatura manipula caudal de aire total, la tasa neta de aire, velocidad de circulación del aire, según sea necesario. La variación de la LMTD<sup>1</sup> controla la eliminación del calor.

**Método:** Variar el flujo de calor. Variar la temperatura de aire de útil suministro.

**Proceso:** Tasa neta de vapor cero.

---

<sup>1</sup> Diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD, *Logarithmic Mean Temperature Difference*)

**Desventajas:** Para un funcionamiento estable requiere una buena mezcla de aire.

**Aplicación:** El condensador funciona siempre a la temperatura máxima. Esto puede ser útil para evitar la solidificación localizada en algunos procesos. De uso frecuente en los climas que pueden tener días de funcionamiento muy frío para evitar taponamiento de los sólidos.

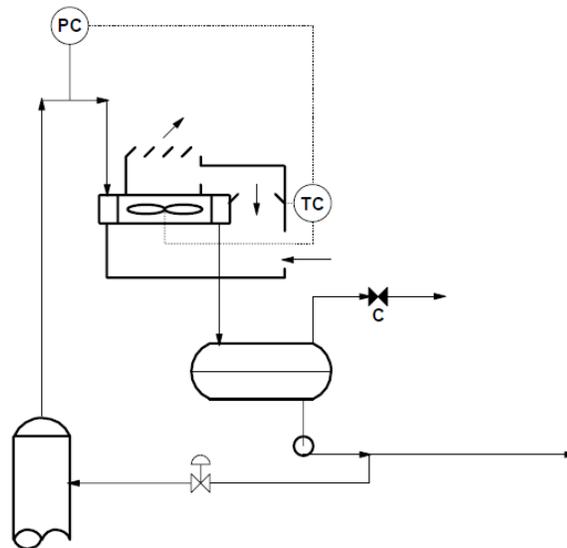


Figura 1.2. Control de la temperatura de entrada del refrigerante del condensador.  
Enfriador de aire.

### 1.2.3 *Bypass* de gas caliente

La figura 1.3 muestra la estrategia analizada por (Branan, 2005, Harriott, 1964, Chin, 1979, King, 2003, Lipták, 2006, Lipták, 2005, Luyben et al., 1985, Sloley, 2000, Sloley, 2001) presenta las siguientes características.

**Operación:** Una caída de presión en la columna hace que el controlador envíe la señal de apertura de la válvula del *bypass* permitiendo un mayor paso de gases, con ello se aumenta la presión del sistema. Por otro lado, con un aumento de la presión se cierra el *bypass* y se prioriza la condensación, lo que provoca un aumento del volumen de líquido con relación al gas, lo que disminuye la presión del sistema.

**Método:** Consiste en aumentar o disminuir la cantidad de gas en el tambor de reflujo.

**Proceso:** Es un método común en la destilación de petróleo.

**Desventajas:** La temperatura del reflujo puede ser variable producto de una mezcla incompleta en el tambor de reflujo.

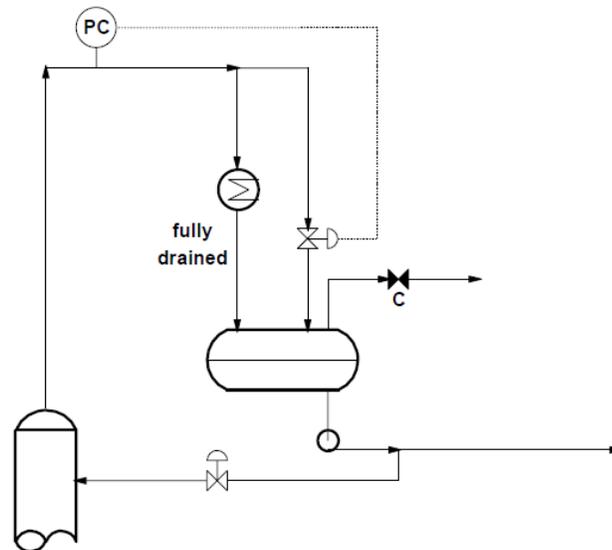


Figura 1.3. *Bypass* de gas caliente.

#### 1.2.4 Control del flujo de *bypass* al receptor de condensado

La figura 1.4 muestra el esquema de control tratado por (Băieșu, 2008, Sloley, 2001, Shinsky, 1984, Arellano García et al., 2009, Lipták, 2006, Luyben et al., 1985, Sloley, 2000) presenta las siguientes características.

**Operación:** Para mantener la presión, se manipula la válvula de control. A medida que la válvula de control cambia, el equilibrio de la presión entre el *bypass* y el condensador varía el nivel de líquido dentro del condensador, lo cual provoca una variación del área de intercambio de calor, varía el volumen de condensado y propicia una variación de la presión del sistema.

**Método:** Consiste en variar la superficie condensación vs área superficie de sub – enfriamiento.

**Proceso:** Donde la tasa neta de vapor sea cero.



es en su mayoría empírica. Este método no funciona bien con productos de alta pureza que tienen estrechos rangos de ebullición.

### 1.2.5 Control de la presión de *bypass* y condensado

La figura 1.5 muestra la configuración denominada “Control de la presión de *bypass* y condensado” (Sloley, 2000, Lipták, 2006) que presenta las siguientes características.

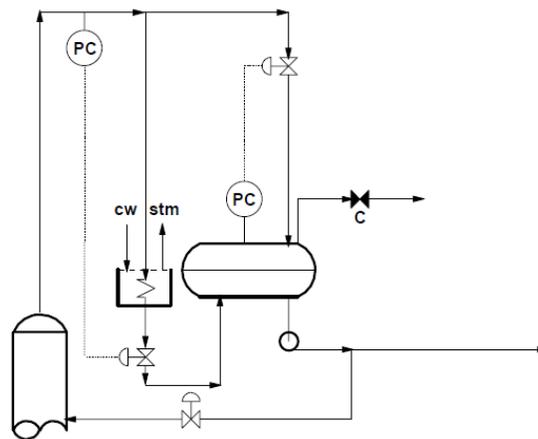


Figura 1.5. Control de la presión de *bypass* y condensado.

**Operación:** Para mantener la presión en el tope de la torre, la válvula de control en la línea del condensador varía. Como la válvula de control cambia, el equilibrio de presión entre la *bypass* y los flujos del condensador modifica el nivel de líquido en el condensador, lo cual cambia la distribución de condensación vs superficie de sub – enfriamiento disponible. Para mantener la presión del tambor, la válvula de control en la línea de *bypass* varía el flujo a través de la *bypass*. Las acciones de las válvulas de control ocurren de forma inversa, es decir, cuando la válvula del condensador abre para permitir una mayor condensación la válvula del *bypass* se cierra para no permitir el paso de gases calientes y, entonces, estas acciones no entren en contradicción.

**Método:** Radica en variar la zona de condensación.

**Proceso:** Donde la tasa neta de vapor sea cero, el tambor de condensado funciona a una presión más baja que la presión de la torre.

---

**Ventajas:** El condensador se puede montar debajo del tambor de condensado.

**Desventajas:** Requiere dos válvulas de control y una zona de sub – enfriamiento en el condensador.

**Aplicación:** Se utiliza de forma frecuente con los condensadores muy grandes y pesados o con equipos que requieren limpieza periódica y mantenimiento. Es el sistema preferido a utilizar con cajas de refrigeración como condensadores, ya que las cajas de refrigeración tienen una capacidad muy alta de calor interno en el lado del agua de refrigeración para permitir cambios rápidos en el nivel de esa agua.

**Notas de configuración:** Debe ser mantenido un nivel de líquido en el intercambiador en todo momento. El condensador puede ser montado por encima del tambor. Las plantas a menudo llegan a este sistema como parte del esfuerzo para corregir un mal diseño en el sistema de *bypass* de vapor caliente.

### 1.2.6 Control del flujo al condensador a baja presión

La figura 1.6 muestra el esquema propuesto por (Beaudreau et al., 2006, Sloley, 2001) que presenta las siguientes características.

**Operación:** Se expone o sumerge los tubos del condensador con la válvula de control, lo cual cambia la zona de la condensación a sub – enfriamiento. La válvula de control impone una presión diferencial variable en la línea de flujo principal a través del condensador. El nivel del líquido en la línea de control hasta el intercambiador varía con los cambios de presión. Esto expone a los tubos o los sumerge, desplazando la zona de la condensación a sub – enfriamiento.

**Método:** Se basa en variar la zona de condensación.

**Proceso:** La tasa neta de vapor debe ser cero.

**Ventajas:** Simple en cuanto al método y aplicación.

**Aplicación:** Por lo general es un esquema de control estable y efectivo para muchos procesos.

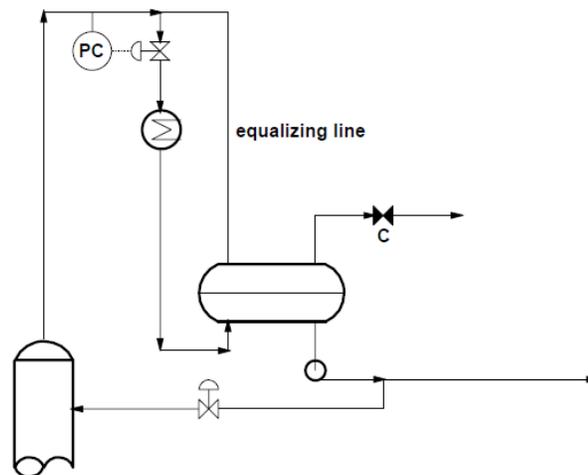


Figura 1.6. Control de flujo al condensador a baja presión.

**Desventajas:** El control de nivel de líquido en el tambor afecta el equilibrio de la presión, y requiere de una válvula de control relativamente grande así como de una superficie adicional del intercambiador.

**Notas de aplicación:** La presión en el tambor y el tope de la columna es la misma. La línea de compensación es necesaria para el control estable. El líquido proveniente del condensador debe entrar en el tambor en la capa de líquido de modo que los cambios de la válvula de control puedan afectar el nivel de líquido en el condensador.

### 1.2.7 Control del flujo del agua de enfriamiento

La figura 1.7 muestra la estrategia analizada por (Luyben et al., 1985, Corripio and Smith, 1998, Davison, 2005, Towler and Sinnott, 2008, Harriott, 1964, Linsley, 1997, Lipták, 2006, Riggs, 2007, Rodríguez Hernández and Serrano Romero, 2003, Skogestad et al., 1990, Skogestad, 1992, Willis, 2000, Sloley, 2001, Luyben, 1996) que presenta las siguientes características.

**Operación:** La operación de este esquema es sencilla, al variar la presión en el tope de la torre se manipula el flujo de líquido refrigerante a través del condensador para obtener la condensación necesaria y mantener la presión del sistema.

**Proceso:** El proceso debe poseer una pequeña cantidad de gases incondensables.

**Ventajas:** Este sistema tiene una respuesta bastante rápida y utiliza una cantidad mínima de agua de enfriamiento.

**Desventajas:** El agua de salida puede ser casi tan caliente como el condensado.

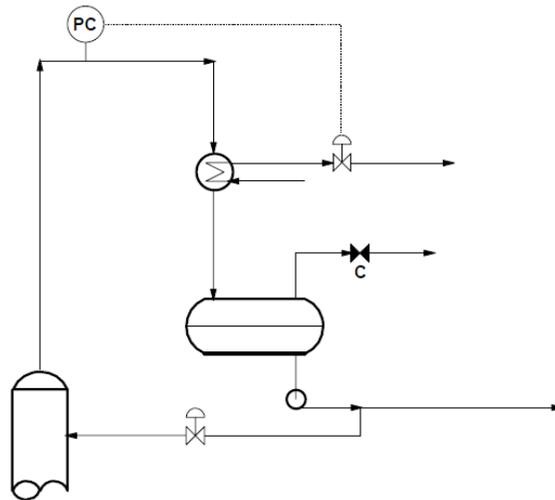


Figura 1.7. Control del flujo del agua de enfriamiento.

**Advertencias:** Ya que la contaminación de los tubos es más rápida a altas temperaturas, este método no se recomienda cuando la temperatura del agua sea mayor que  $50^{\circ}\text{C}$ , a menos que el agua haya sido tratada químicamente para retardar las incrustaciones. Deben preverse medidas para ventilar la pequeña cantidad de gases inertes que pueden acumularse en el condensador y el tambor de reflujo. Una purga intermitente o continua puede ser utilizada, esto se puede ajustar de forma manual utilizando la temperatura del condensado como guía.

**Aplicación:** Utilizado con frecuencia en las plantas más viejas, pero por lo general no se pide en el diseño de nuevas plantas. Con frecuencia se agrega a las unidades existentes cuando los esquemas de control originales no son suficientes.

### 1.2.8 Control directo de la tasa de producto (líquido)

La figura 1.8 muestra el esquema de control que tratan (King, 2003, Sloley, 2001, Lipták, 2006) presentando las siguientes características.

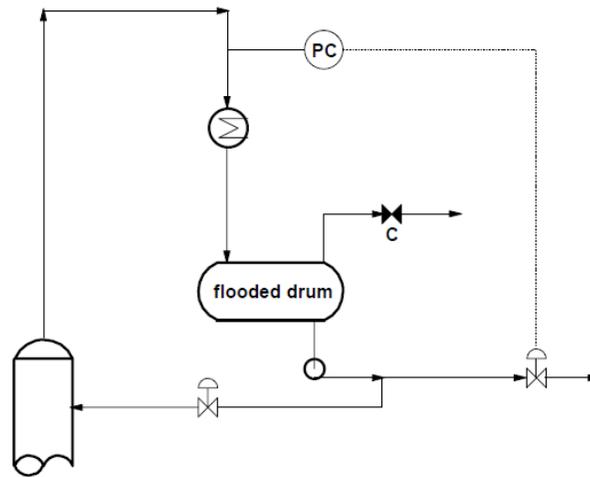


Figura 1.8. Control directo de la tasa de producto (líquido).

**Operación:** Se expone o sumerge los tubos del condensador, cambiando la zona de la condensación a sub – enfriamiento. A variar la válvula de control ubicada a la salida del producto condensado provoca una variación en el nivel de líquido dentro del condensador, variando la superficie de intercambio de calor y el volumen de producto condensado, trayendo consigo una variación de la presión del sistema. En este esquema el tambor de tope funciona totalmente lleno por lo que no se requiere control de nivel en el mismo.

**Método:** Se basa en variar la zona de condensación.

**Proceso:** Donde la tasa neta de vapor es cero.

**Ventajas:** No se requiere un sistema de control de líquido condensado para el tambor.

**Desventajas:** La acción de control para variar la superficie que varía según el tipo de destilado del producto. Puede causar problemas debido a la inestabilidad durante la alimentación a las unidades aguas abajo.

**Aplicación:** Es de uso frecuente con los condensadores muy grandes y pesados, o con equipos que requieren la limpieza periódica y mantenimiento.

**Variantes:** No requiere tambor de condensado, la tasa de reflujo puede ser controlado en lugar del producto destilado.

**Notas de aplicación:** Debe mantenerse en cada momento un nivel de líquido en el intercambiador. El propósito del tambor, cuando está presente, a menudo es para decantar una segunda fase proveniente del tope de la torre, por ejemplo el agua de un sistema de hidrocarburos.

**Advertencias:** El montaje del condensador por debajo del tambor requiere para un funcionamiento estable, el mismo debe poseer un sub – enfriamiento.

A modo de resumen se muestra la Tabla 1.1 donde se exponen tres de las características fundamentales de las estrategias de control planteadas: proceso donde se usa, ventajas y desventajas.

Tabla 1.1. Comparación entre las estrategias de control.

	<b>Estrategia</b>	<b>Proceso</b>	<b>Ventajas</b>	<b>Desventajas</b>
<b>1</b>	Control de la tasa de enfriamiento con aire.	Tasa neta de vapor cero.	Simple.	Continúo mantenimiento de rejillas. La velocidad variable es de poco uso debido a los costos.
<b>2</b>	Control de la temperatura de entrada del refrigerante del condensador. Enfriador de aire.	Tasa neta de vapor cero.	La temperatura de la película del intercambiador se encuentra al máximo.	Para un funcionamiento estable requiere una buena mezcla de aire.
<b>3</b>	<i>Bypass</i> de gas Caliente	Tasa neta de vapor cero.	Simple	No existe eliminación de calor para el producto que no pasa por el intercambiador.
<b>4</b>	Control del flujo de <i>bypass</i> al receptor de condensado.	Tasa neta de vapor cero.	El condensador se puede montar debajo del tambor de condensado.	El concepto no es sencillo, y el método requiere sub – enfriamiento en el área en el condensador.

	<b>Estrategia</b>	<b>Proceso</b>	<b>Ventajas</b>	<b>Desventajas</b>
<b>5</b>	Control de la presión de <i>bypass</i> y condensado.	Tasa neta de vapor cero.	El condensador se puede montar debajo del tambor de condensado.	Requiere dos válvulas de control y una zona de sub – enfriamiento en el condensador.
<b>6</b>	Control del flujo al condensador a baja presión.	Tasa neta de vapor cero.	Simple en cuanto al método y aplicación.	El control de nivel de líquido en el tambor afecta el equilibrio de la presión, y requiere de una válvula de control relativamente grande así como de una superficie adicional del intercambiador.
<b>7</b>	Control del flujo del agua de enfriamiento.	Pequeña cantidad de incondensables.	Respuesta bastante rápida y utiliza una cantidad mínima de agua de enfriamiento.	El agua de salida puede ser casi tan caliente como el condensado.
<b>8</b>	Control directo de la tasa de producto (líquido).	Tasa neta de vapor cero.	No se requiere un sistema de control de líquido condensado para el tambor.	La acción de control en el cambio del área superficial varía la tasa de producto destilado.

Al analizar las características y propiedades de las estrategias presentadas en este epígrafe se escogió como la más adecuada a la “Estrategia de control de la tasa de enfriamiento con aire” ya que cumple las condiciones operacionales de la torre y es de fácil aplicación.

De la literatura especializada se puede afirmar que la estrategia actual se asemeja a la denominada “*Bypass* de Gas Caliente” pero con una diferencia en el sistema de

---

enfriamiento, que en este caso es con aire y con la particularidad de que la capacidad de enfriamiento es gobernada por un regulador PI en coordinación con una lógica secuencial que enciende y/o apaga el motor del enfriador en relación con la válvula de *bypass* y en dependencia del valor de la presión.

### 1.3 Consideraciones finales del capítulo

Al comparar las características de las estrategias planteadas con las condiciones (características técnicas del proceso) que existen en la torre fraccionadora T – 102 presente en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos” se seleccionó la estrategia **Control de la tasa de enfriamiento con aire**.

Esta estrategia fue seleccionada ya que se aplica en procesos de destilación atmosférica y se utiliza en procesos donde la cantidad de incondensables tiene que ser cero o tan pequeña que no afecte el control, características que cumple la T – 102. Las desventajas que presenta no influyen en el control de la presión significativamente y en la factibilidad de la implementación. En la refinería ya se encuentra montado un sistema de enfriamiento por aire lo que posibilita que esta estrategia seleccionada no conlleve a modificaciones significativas a la planta en comparación con las demás estrategias presentadas anteriormente, esto constituye uno de los criterios de selección más importante por lo que representa desde el punto de vista económico.

Para cerciorarse que la estrategia de control reaccione de forma satisfactoria ante la implementación del esquema de regulación es necesario conocer el comportamiento dinámico de la planta. Para esto es necesaria la identificación del proceso mediante métodos experimentales (paramétricos lineales y por modelo de procesos en esta investigación) ante la complejidad de hacerse por métodos analíticos. El proceso de identificación es descrito en detalle en el Capítulo 2.

## **CAPÍTULO 2. IDENTIFICACIÓN DEL MODELO DEL TOPE DE LA TORRE FRACCIONADORA T – 102**

En el presente capítulo se abordan algunos aspectos sobre las bases para el control de la presión en columnas de destilación. Seguidamente se proporciona una descripción detallada de la filosofía operacional y el funcionamiento de la estrategia actual de la presión. Igualmente, en esta sección se dan a conocer las características de los medios de automatización y equipos estáticos y dinámicos que intervienen en el proceso de control de la presión. Por último, se expone la obtención del modelo del proceso mediante la identificación del sistema por modelo de procesos e identificación paramétrica lineal.

### **2.1 Bases para el control de presión en columnas de destilación**

En la actualidad, existen muchos tipos de columnas de destilación y formas diferentes de controlarlas y la selección de la mejor estrategia de control no es tan simple como se plantea en algunos documentos. Varios factores influyen en esta selección, como la volatilidad, la pureza del producto, la relación de reflujo, la presión de la columna, el costo de la energía, el tamaño de la columna y la composición de la alimentación (Luyben, 2006).

El aspecto principal consiste en utilizar un método donde se manipule una variable física lo más cercana posible a la variable controlada. Debido a que el objetivo de control, por lo general, es la presión del tope de la torre o la presión del tambor de condensación, se utilizan diferentes formas para la variación del funcionamiento del condensador y la regulación de la extracción de producto (Sloley, 2001). Específicamente en el caso que se aborda, el control de presión consiste en ajustar los balances de masa o energía mediante la manipulación de la cantidad de masa o de flujo de calor hacia o desde la torre.

## 2.2 Filosofía Operacional Torre Fraccionadora T – 102

La torre de destilación atmosférica T – 102 es de tipo fraccionadora y sus principales características son: está formada por 57 platos separados a 60 cm uno del otro, sus dimensiones son de 55 metros de alto y entre 3,4 y 4 metros de diámetro, está dividida en 6 secciones y la temperatura de trabajo está entre los 113°C en la sección 1 y los 350°C en la sección 6.

A la torre se le extraen 4 cortes de productos:

- I Corte. Platos 46 y 45. Temperaturas de extracción: 120 – 180 °C.
- II Corte. Platos 36 y 34. Temperaturas de extracción: 180 – 230 °C.
- III Corte. Platos 24 y 22. Temperaturas de extracción: 230 – 270 °C.
- IV Corte. Platos 14 y 12. Temperaturas de extracción: 270 – 350 °C.

Además, mezclando los cortes I y II se forma la fracción 120 – 230 °C, a esta fracción se le denomina Turbo combustible (Jet – A1) y mezclando los cortes II, III y IV se forma la fracción 180 – 350 °C, a esta fracción se le denomina Diesel.

### Alimentación de la Torre de Destilación Atmosférica T – 102.

Del fondo de la torre T – 101 sale el petróleo desgasolinado que mediante una bomba va a un horno donde se le aumenta la temperatura. El flujo proveniente del horno se utiliza para alimentar por dos vías el plato 6 de la Torre T – 102 a una temperatura de 354 °C y una presión de 6,2 kgf/cm<sup>2</sup> g.

### Tope de la Torre T-102.

Como se puede observar en la figura 2.1 por el tope de la torre (línea 108/1) sale la fracción 120 °C hacia los enfriadores de aire 1– A – 102, 2– A – 102, 3– A – 102 y 4 – A – 102 a una temperatura de 114 °C y a una presión de 1,7 kgf/cm<sup>2</sup> g. Esta fracción se enfría hasta una temperatura 55 °C y va por la línea 108/2, al tambor de reflujo del tope (D – 104). La válvula de control PV – 004 se encuentra en la línea de salida del cabezal del tope (108/3), que va directamente al tambor de reflujo D – 104.

Desde el Tambor de reflujo (D – 104), por la línea 108/4, se succiona el producto a través de la bomba de reflujo a la T – 102 (P – 106/R), cuya descarga (línea 108/5), va al enfriador por aire 1 – A – 102, y de allí pasa por la línea 108/6 al intercambiador. Posteriormente sale

de allí, por la línea 108/7 hacia el tope de la torre. El exceso de la fracción 120 °C es descargado a través de la línea 108/8.

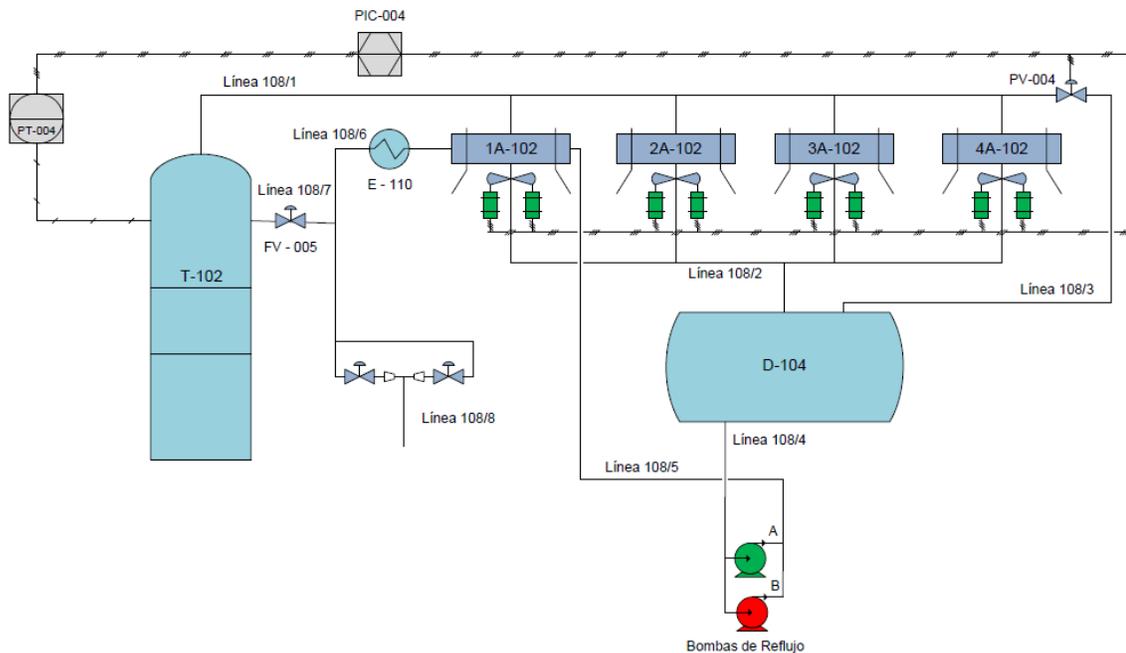


Figura 2.1. Tope de la torre de destilación atmosférica T – 102.

### Reflujos Recirculantes de la Torre T-102.

De la torre T – 102 se extraen tres reflujos recirculantes que son aprovechados para ceder calor en el primer banco de intercambiadores y así precalentar el crudo, antes de su desalación.

- El primer reflujo recirculante se extrae por el plato 43, con una temperatura de 169°C y una presión de 1,7 kgf/cm<sup>2</sup> g.
- El segundo reflujo recirculante se extrae por el plato 32, con una temperatura de 216°C y una presión de 1,8 kgf/cm<sup>2</sup> g.
- El tercer reflujo recirculante se extrae por el plato 21, con una temperatura de 290°C y una presión de 1,8 kgf/cm<sup>2</sup> g.

### Fondo de la torre T – 102.

Por el fondo de la torre (T – 102) sale el crudo reducido a una temperatura 344 °C y a una presión de 1,8 kgf/cm<sup>2</sup> g, el cual se dirige a la succión de una bomba cuya descarga es la entrada a un grupo de intercambiadores. Luego, el crudo reducido sale hacia dos

enfriadores por aire, que trabajan en serie o paralelo, dependiendo de la condición del crudo reducido. La salida de estos enfriadores sale al patio de tanques (Tivenca, 2007).

En este caso, se considera que la presión en una columna fraccionadora debe ser controlada para evitar los cambios en el equilibrio termodinámico de la mezcla multicomponentes, pues el equilibrio es más sensible a cambios de presión que a cambios de temperatura. Si se pretende controlar el equilibrio solo a través de la temperatura, debe tenerse en cuenta que esta debe tener menos influencia que la presión sobre el equilibrio termodinámico ya que es una variable de respuesta dinámica muy lenta ante perturbación. Por lo tanto, generalmente se usa doble control donde el ajuste grueso del equilibrio se hace mediante la presión y el ajuste fino se realiza controlando la temperatura con el reflujo a través de un control en cascada de la temperatura que está presente en el tope de la torre.

### 2.2.1 Funcionamiento del lazo de control de presión en el tope T – 102

Para el control de columnas de destilación la presión y el nivel deberán ser adecuadamente controlados antes que la atención se centre en el control de la composición. Un cambio en la presión afectará la volatilidad relativa ( $\alpha$ ), la diferencia de temperatura a través de la torre y el condensador, así como la seguridad del proceso (Willis, 2000).

En el caso de la torre T – 102, los gases utilizados para el control de presión en el tope salen por la línea 108/1 ubicada en la parte superior de la torre de destilación atmosférica. Actualmente, el lazo de control de presión opera de forma secuencial mediante una programación con bloques lógicos pertenecientes al **Sistema de Control Distribuido** (*Distributed Control System, DCS*) CENTUM 3000. El sinóptico de la planta de proceso utilizado en el DCS para la supervisión y el control está disponible en el **Anexo I**.

La apertura y cierre de la válvula de *bypass* (PV-004) que se ubica en la línea 108/3 es resultado del análisis de los datos procedentes del PT – 004 (sensor – transmisor de presión). Dicha válvula permite el paso de los gases directamente al tambor de reflujo D – 104. El proceso es controlado por un regulador PIC – 004 (*Pressure Indicator Controller*) que permite el arranque y/o parada de los motores de los enfriadores con una acción PI (proporcional – integral). El PIC – 004 tiene una salida analógica de 0 – 8 donde el número entero representa la cantidad de motores encendidos y el punto decimal se refiere al porcentaje de apertura de la válvula (PV – 004).

Como se mencionó anteriormente, en el DCS se encuentra implementada una lógica secuencial en la que cuando la válvula llega al 0 % (cerrada) se enciende un motor y con el 100 % (abierta) se apaga uno de los motores. En caso de que con esta acción no se logre la estabilización de la presión, se procede a encender o apagar otro de los motores, para aumentar o disminuir el enfriamiento de los gases del tope y con esto la condensación. Esta operación se realiza secuencialmente en los ocho motores que comprenden el sistema de enfriamiento partiendo desde el motor dos del enfriador 4A – 102 al motor uno del 1A – 102. Para realizar la acción que se requiera, primeramente está implementado que se verifique si el motor está en modo automático o manual y, a continuación, cuáles de ellos están encendidos o apagados según la acción a realizar.

En la figura 2.2 se muestra el funcionamiento de la válvula PV – 004 en operación normal de la planta, a partir del resultado de la acción de control del PIC – 004 en conjunto con la lógica secuencial implementada. Las consecuencias del funcionamiento casi totalmente abierta – totalmente cerrada (*on – off*) de la válvula de *bypass* (figura 2.2) se reflejan directamente en el comportamiento de la presión haciendo que la variable oscile.

En la figura 2.3 se observa el comportamiento de la presión en funcionamiento normal de la torre (enmarcado en el mismo período de tiempo de la figura 2.2), donde los valores de presión en el punto de operación establecido en  $0.750 \text{ kgf/cm}^2$  g se mantienen de forma oscilatoria. Estas oscilaciones, si bien no pasan los límites de seguridad (alarma de variable fuera de parámetro) establecidos para el proceso, inciden directamente en la extracción de productos y en la estabilidad de la T – 102 y, por tanto, en las ganancias monetarias obtenidas.

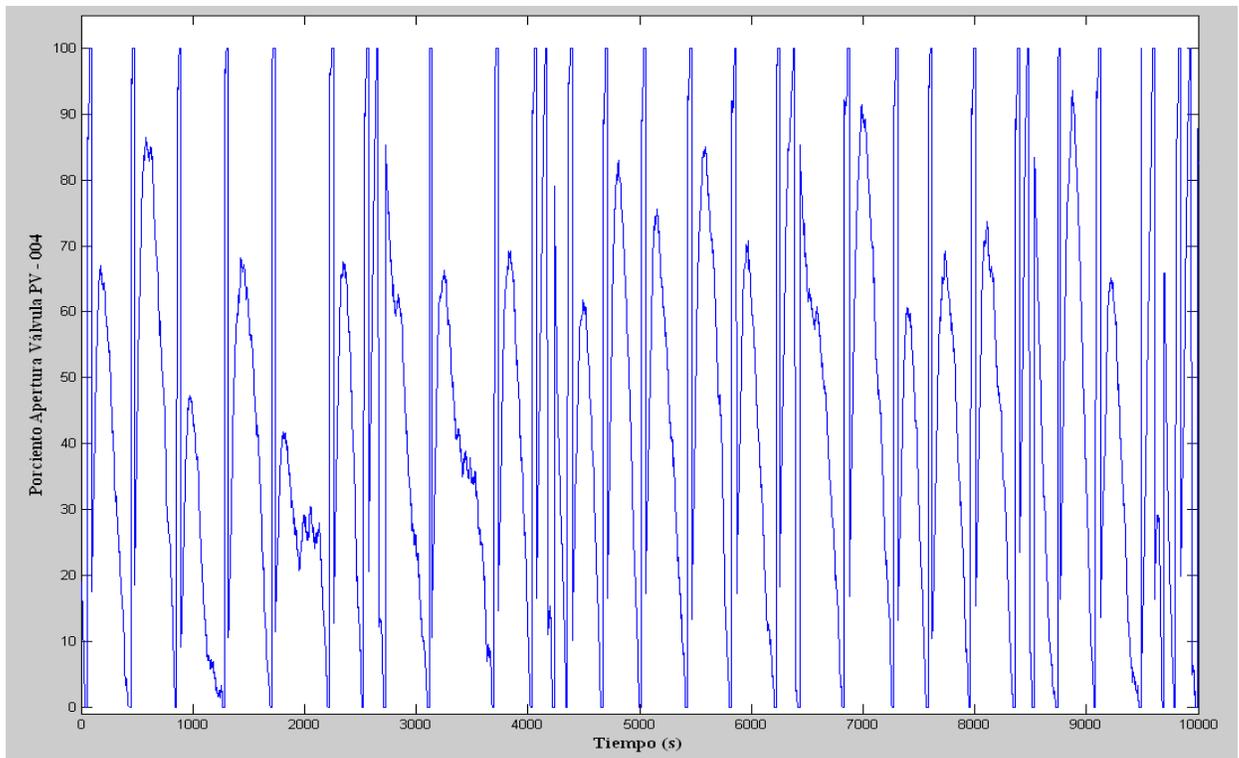


Figura 2.2. Comportamiento de la válvula PV – 004 (% del actuador).

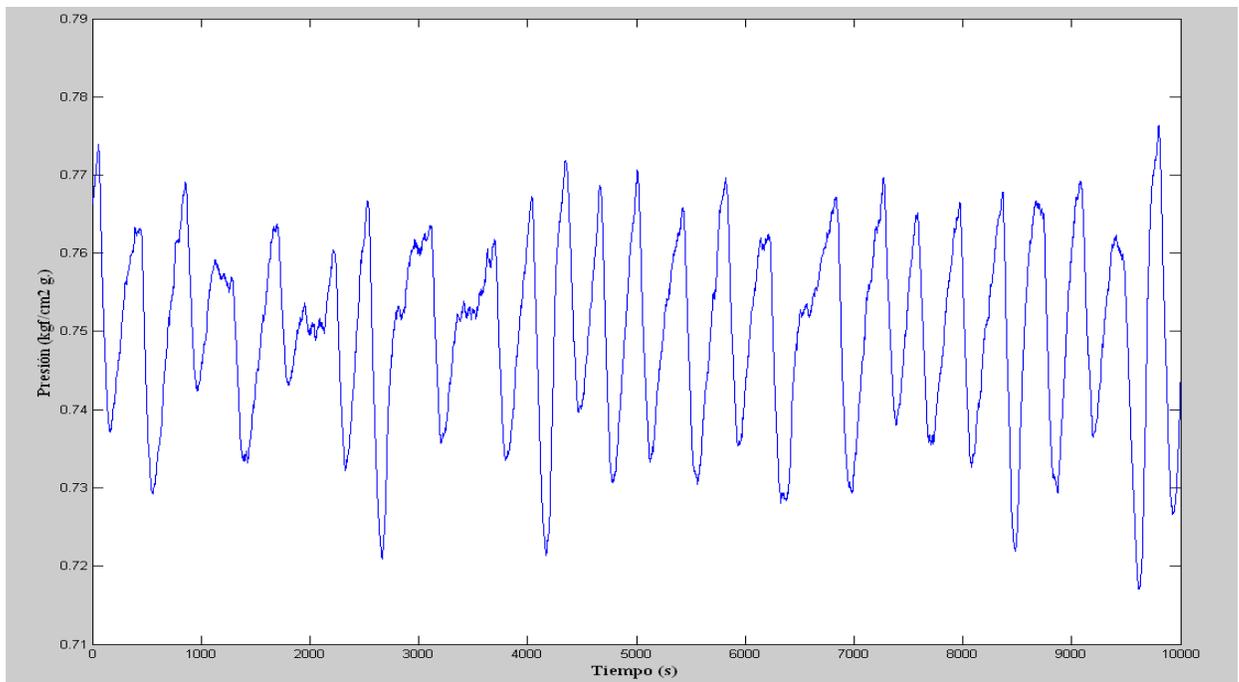


Figura 2.3. Presión medida por el transmisor PI – 004 del tope de la torre T – 102.

### 2.3 Equipamiento vinculado a la estrategia control de la presión en el tope de la torre

A continuación se describe brevemente la instrumentación y el equipamiento fundamental presente en el tope de la torre T – 102 que es utilizada para obtener y procesar los datos vinculados al control de la presión.

- **Transmisor de Presión Diferencial modelo EJX110A.**

La figura 2.4 muestra el equipo fabricado por (Yokogawa, 2006). Este equipo de alto rendimiento se caracteriza por su único cristal sensor resonante de silicón y es apropiado para medir líquido, gas o flujo de vapor como también nivel de líquido, densidad y presión. Puede medir tanto la presión diferencial como la presión de la línea, y muestra esa información en una pantalla LCD multifunción. También se puede controlar desde una ubicación remota mediante el uso de las comunicaciones digitales. La Serie EJX está disponible con protocolos de comunicación HART (4 – 20 mA) y *Foundation Fieldbus*. La tabla 2.1 muestra las especificaciones técnicas de este transmisor.

Tabla 2.1 Especificaciones técnicas del Transmisor de Presión Diferencial EJX110A.

Aspectos	Características
Gama	0 a 100 kPa (0 a 400 inH <sub>2</sub> O).
Rango	0.5 a 100 kPa (2 a 400 inH <sub>2</sub> O).
Precisión	±0.04%.
Grados de protección	IP67, NEMA 4X, y JIS C0920 a prueba de inmersión.
Certificantes	FM, CENELEC ATEX, CSA, IECEx.
Salida	4 a 20 mA DC o FOUNDATION FIELDBUS, 2 hilos con comunicación digital.
Suministro de voltaje	HART: 10.5 a 30 V DC. FIELDBUS: 9 a 32 V DC.
Temperatura del proceso	-40 a 120 ° C (-40 a 248 ° F)
Presión máxima de trabajo	25 MPa (3600 psi)
Temperatura del ambiente	-40 a 85 ° C (-40 a 185 ° F)

En la torre T – 102 este dispositivo actualmente se utiliza para obtener del sensor de diafragma los valores de presión en el tope de la torre, realiza la función de transductor (convierte de unidades de presión a unidades eléctricas), acondicionamiento, y transmisión, para ello utiliza el protocolo HART 4 a 20 mA.



Figura 2.4. Transmisor de Presión Diferencial EJX110A.

- **Válvula de Control.**

La válvula PV – 004, figura 2.5, que realiza el *bypass* a los enfriadores es de fabricación soviética y cuenta con las siguientes especificaciones, tabla 2.2, según (Tivenca, 2007):



Figura 2.5. Válvula de control.

Tabla 2.2 Características técnicas de la válvula de control.

Presión Nominal (kgf/cm <sup>2</sup> g.)	Temperatura (°C)	Diámetro Nominal (mm)	Coefficiente de flujo (Kv Ton/h)	Recorrido (mm)
64	113 – 124	100	250	60

- **Sistema de enfriamiento por aire.**

Acorde a (Tivenca, 2007), cada una de las cuatro unidades del sistema de enfriamiento está formada por dos motores que hacen girar los ventiladores haciendo que entre aire frío para la condensación.

- **Motores.**

Los ocho motores eléctricos de los enfriadores por aire presentan las mismas características (tabla 2.3)

Tabla 2.3 Características técnicas de los motores eléctricos:

Modelo	BAO-82- 8 T2
Potencia (kW)	30
Corriente Nominal (In, A)	56
Voltaje Nominal (Vn, V)	440V-3Ø-60 Hz
Velocidad (rpm)	880
Factor de Potencia (fp)	0.84
Eficiencia (%)	89.5
Aislamiento	H
Protección Mecánica	IP – 54
Característica de Frecuencia	Asincrónicos
Torque	Constante

- **Intercambiador por aire.**

Seguidamente en la figura 2.6 se describe brevemente las características según (Tivenca, 2007) sobre el desempeño calórico (*Duty removal*): -  $10.6063 \cdot 10^6$  kcal/h.

Área de enfriamiento Total:  $30400 \text{ m}^2$ , es decir  $7600 \text{ m}$  por cada uno de los enfriadores (cuatro). El coeficiente de transferencia de calor es de:  $13.5 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \text{h } ^\circ\text{C}}$ .

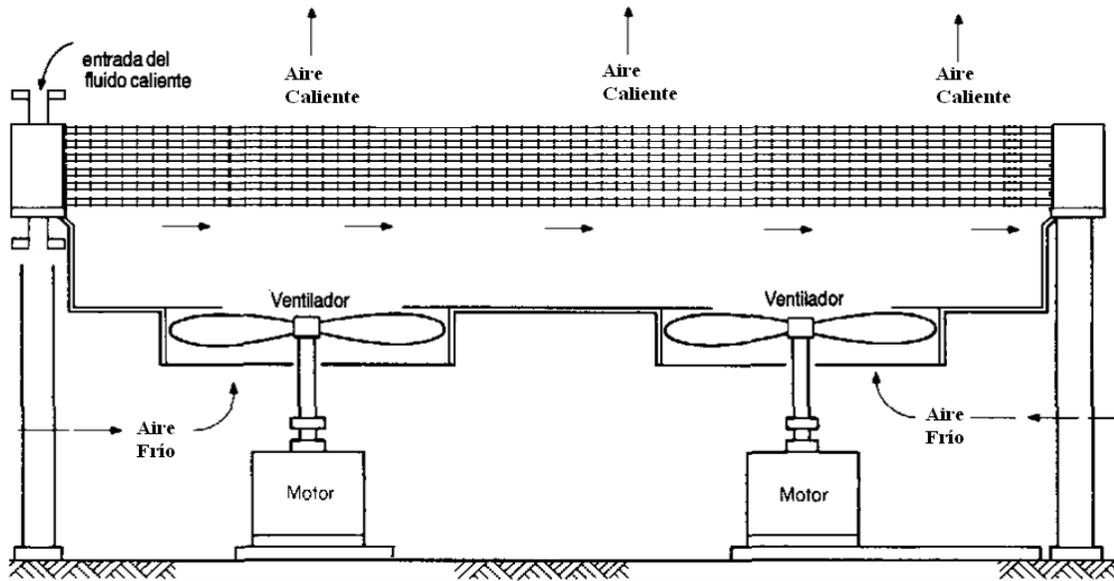


Figura 2.6. Sistema de enfriamiento por aire.

#### 2.4 Identificación de procesos industriales

Uno de los problemas que se plantea al diseñar un sistema de control es como obtener un modelo del sistema dinámico que describa adecuadamente su comportamiento. La obtención de un modelo matemático para un sistema dinámico puede enfocarse de dos formas distintas: utilizando métodos teóricos o bien, utilizando métodos experimentales.

Existen variadas formas y métodos a través de los cuales los sistemas pueden ser representados por medio de funciones matemáticas, esta representación recibe el nombre de **modelado matemático**. Generalmente, el modelo obtenido describirá las características dinámicas del sistema a través de ecuaciones diferenciales. El modelado puede ser según (Bernaldo de Quirós et al., 2003) :

- **Analítico:** Cuando se aplican las leyes físicas, químicas, entre otras, correspondientes a cada componente del sistema, que en conjunto forman una estructura o función matemática.
- **Experimental:** Consiste en la identificación de los parámetros del modelo, mediante el análisis de datos de entrada y salida, estimando valores que se ajusten al sistema.

Al momento de realizar el modelado se tiene como primera posibilidad utilizar el conocimiento disponible de las leyes de la Física, Química, Economía u otras ciencias para formular un conjunto de ecuaciones que permitan describir la respuesta del sistema que se desea controlar, como por ejemplo: motores eléctricos, circuitos, elementos mecánicos, hidráulicos, reacciones químicas, etc. Este enfoque se denomina por lo general **modelado de sistemas**.

Sin embargo, existen sistemas que por su complejidad, mal conocimiento de los mismos, dificultad para su estudio, u otras razones no permiten construir un modelo matemático del sistema por este método. En este caso es necesario acudir a la experimentación sobre el propio sistema que se quiere modelar, con el fin de extraer a partir de los datos experimentales obtenidos del sistema un modelo matemático del mismo. Este método se suele denominar **identificación de sistemas** (Bernaldo de Quirós et al., 2003).

En esta segunda posibilidad, el proceso experimental consiste en recoger datos de la variable de salida con sus correspondientes datos de entrada que provocó dicha salida. Luego, mediante algoritmos matemáticos, se aproxima dicho comportamiento a una relación de transferencia, la cual debe generar una salida estimada similar a la salida obtenida por recopilación de datos. Dependiendo de la diferencia entre ambas (error), se dará validez a la función obtenida o se tendrá que recalcular la relación con nuevos valores en los algoritmos matemáticos de análisis.

Una vez que se han establecido los aspectos anteriores, se habrá llegado a un modelo particular: a aquel que mejor describe los datos de acuerdo con el criterio que se ha elegido. Alcanzado este punto, es necesario comprobar si este modelo es suficientemente bueno, es decir, si resulta válido para el propósito que se desea del modelo. Estas comprobaciones se denominan **validación del modelo**.

En el análisis de un sistema que se desea controlar, es importante analizar su comportamiento dinámico en el tiempo. Partiendo de sus características matemáticas, se puede llegar a conclusiones respecto al funcionamiento del sistema, tanto aislado como dentro de un lazo cerrado afectado por ruido y gobernado por un controlador. Para conocer dicho funcionamiento, se debe llegar a conclusiones puntuales respecto a las siguientes características (Mendiburu Díaz, 2003, Sloley, 2001):

- Estabilidad
- Exactitud
- Velocidad de respuesta
- Sensibilidad
- Alcanzabilidad
- Controlabilidad
- Observabilidad

Los modelos de sistemas físicos pueden ser de muy diversos tipos. Una clasificación en función del grado de formalismo matemático que poseen es la siguiente:

- 1. Modelos mentales, intuitivos o verbales.** Estos modelos carecen de formalismo matemático. Para conducir un coche, por ejemplo, se requiere un modelo mental o intuitivo sobre el efecto que produce el movimiento del volante, pero no es necesario caracterizar dicho efecto mediante ecuaciones matemáticas exactas.
- 2. Modelos no paramétricos.** Muchos sistemas quedan perfectamente caracterizados mediante un gráfico o tabla que describa sus propiedades dinámicas mediante un número no finito de parámetros. Por ejemplo, un sistema lineal queda definido mediante su respuesta al impulso o al escalón, o bien mediante su respuesta en frecuencia.
- 3. Modelos paramétricos o matemáticos.** Para aplicaciones más avanzadas, puede ser necesario utilizar modelos que describan las relaciones entre las variables del sistema mediante expresiones matemáticas como pueden ser ecuaciones diferenciales (para sistemas continuos) o en diferencias (para sistemas discretos).

En la tabla 2.4 se muestran algunos modelos paramétricos lineales con sus respectivas estructuras.

Tabla 2.4. Diferentes estructuras de modelos paramétricos lineales.

Tipo de modelo	Condición	Estructura resultante
Modelo ARX	$F(q^{-1})=D(q^{-1})=C(q^{-1})=1$	$A(q^{-1})y(t) = B(q^{-1}) \cdot u(t) + e(t)$
Modelo Output Error (OE)	$C(q^{-1})=D(q^{-1})=A(q^{-1})=1$	$y(t) = \frac{B(q^{-1})}{F(q^{-1})} \cdot u(t) + e(t)$
Modelo ARMAX	$F(q^{-1})=D(q^{-1})=1$	$A(q^{-1}) \cdot y(t) = B(q^{-1}) \cdot u(t) + C(q^{-1}) \cdot e(t)$
Modelo Box Jenkins (BJ)	$A(q^{-1})=1$	$y(t) = \frac{B(q^{-1})}{F(q^{-1})} \cdot u(t) + \frac{C(q^{-1})}{D(q^{-1})} \cdot e(t)$

En función del tipo de sistema y de la representación matemática utilizada, los sistemas pueden clasificarse en:

- **Determinístico o estocásticos.** Se dice que un modelo es determinístico cuando expresa la relación entre entradas y salidas mediante una ecuación exacta. Por contra, un modelo es estocástico si posee un cierto grado de incertidumbre. Estos últimos se definen mediante conceptos probabilísticos o estadísticos.
- **Dinámicos o estáticos.** Un sistema es estático cuando la salida depende únicamente de la entrada en ese mismo instante (un resistor, por ejemplo, es un sistema estático). En estos sistemas existe una relación directa entre entrada y salida, independiente del tiempo. Un sistema dinámico es aquél en el que las salidas evolucionan con el tiempo tras la aplicación de una determinada entrada (por ejemplo, una red RC). En estos últimos, para conocer el valor actual de la salida es necesario conocer el tiempo transcurrido desde la aplicación de la entrada.
- **Continuos o discretos.** Los sistemas continuos trabajan con señales continuas, y se caracterizan mediante ecuaciones diferenciales. Los sistemas discretos trabajan con señales muestreadas y quedan descritos mediante ecuaciones en diferencias lineales y no lineales (López Guillén, 2002).

Dependiendo de la aplicación:

- **Métodos de identificación fuera de línea (*off-line*) (a posteriori):** Utilizados en aquellas aplicaciones en que no se requiera un ajuste continuado del modelo. En estos

---

casos, se realiza la identificación previa de la planta, considerándose que la validez de los parámetros obtenidos no se verá alterada con el paso del tiempo.

- **Métodos de identificación en línea (*on-line*) (identificación recursiva):** en los que los parámetros se van actualizando continuamente a partir de los nuevos datos de entrada – salida obtenidos durante la evolución del proceso. Estos métodos son muy utilizados en sistemas de control adaptativo (López Guillén, 2002).

#### 2.4.1 Pasos Básicos para la Identificación de Sistemas

El procedimiento para determinar un modelo de un sistema dinámico de datos de entrada y salida consta de tres componentes básicos:

1. **Los datos.** Normalmente el sistema es sometido a unos ciertos experimentos específicamente concebidos para realizar la identificación, donde se miden una serie de datos de entrada y de salida en el sistema. El usuario debe determinar que señales debe medir, cuando las debe medir e incluso elegir las señales de entrada más adecuadas. Todo esto constituye el diseño del experimento.
2. **Un conjunto de modelos.** El conjunto de modelos se obtiene especificando entre los diferentes tipos de estructuras de modelos, cuál de ellos se utilizará para ajustar los datos. Este proceso es el más difícil y el más importante de todo el proceso de identificación. Existen dos situaciones básicas: una en la que no se dispone de relaciones físicas que expresen un cierto conocimiento del sistema, cuyo caso se utiliza algún modelo estándar directamente y se pretende determinar el modelo más adecuado y los parámetros del mismo (caja negra) y otra en la que se tiene un cierto conocimiento a priori, normalmente el modelo, y solo se desea estimar los parámetros (caja gris).
3. **Un criterio para determinar cuál de los modelos que se evalúa es el mejor de acuerdo con los datos disponibles.** La evaluación de la calidad de un modelo se basa típicamente en cómo se comporta el modelo cuando se intenta reproducir los datos medidos (López Guillén, 2002, Ljung, 1997, Ljung, 2000).

El proceso de identificación equivale a seleccionar repetidamente una "estructura del modelo" computar el mejor modelo en la estructura, y evaluar las propiedades de tal modelo para ver si son satisfactorias. Los pasos pueden catalogarse de la siguiente manera:

**Paso 1.** Diseñar un experimento y recoger los datos de entrada – salida del proceso a ser identificado.

**Paso 2.** Examinar los datos. Filtrar a fin de eliminar las tendencias y los valores atípicos, seleccionar las partes útiles de los datos originales, y aplicar filtros para mejorar el importante rango de frecuencia.

**Paso 3.** Seleccionar y definir una estructura de modelo.

**Paso 4.** Calcular el mejor modelo en la estructura del modelo de acuerdo con los datos de entrada y salida y un criterio determinado de ajuste.

**Paso 5.** Examinar las propiedades del modelo obtenido.

**Paso 6.** Si el modelo es lo suficientemente bueno, se toma el mismo como final; en caso contrario detenerse y volver al paso 3 para tratar con otra estructura de modelo. También intentar otros métodos de estimación (paso 4) o seguir trabajando sobre los datos de entrada – salida (pasos 1 y 2) (Ljung, 1997).

Para seleccionar el modelo adecuado que caracterice de forma más detallada al sistema se realizarán identificaciones experimentales fuera de línea (*offline*) empleando los modelos paramétricos lineales (ARX, ARMAX, Box – Jenkins (BJ), Output Error (OE)) y con modelos paramétricos por modelo de procesos. La utilización de estos modelos es debido a la complejidad de la obtención de un modelo analítico en base a las leyes físicas y químicas que se ponen de manifiesto y además que existe poca información de las características de los equipos asociados al proceso.

## **2.5 Identificación del lazo de presión en el tope de la T – 102**

Para efectuar el análisis del comportamiento de la presión en el tope de la torre T – 102 es necesario obtener un modelo matemático que lo represente pues este brindaría las bases sobre las cuales conocer el comportamiento del sistema y realizar el ajuste del regulador. En el presente trabajo se utiliza la variante de métodos experimentales, es decir, obtener el modelo a partir del conjunto de datos de salida del sistema a identificar a partir de una entrada predeterminada. Esta selección está dada porque no fue posible hallar el modelo por el método analítico debido a la complejidad del sistema, al poco conocimiento del mismo, por pérdida de información del proyecto ruso que conlleva a ser difícil su estudio, además de que la planta se encuentra en constante funcionamiento. En este caso, según (Mendiburu

---

Díaz, 2003, Ljung, 2000, Luyben, 1996), se recomienda utilizar la identificación de sistemas por método experimental. Para ello se realizaron identificaciones por distintas vías (modelo de procesos y paramétrico lineal) que permitieron obtener el modelo capaz de suministrar la información necesaria sobre el sistema.

### 2.5.1 Modelo de Procesos<sup>2</sup>

En el presente sub – epígrafe se lleva a cabo la identificación por “modelo de procesos” utilizando la herramienta *process model* del *Toolbox “ident”* del Matlab. A continuación se explica la realización del experimento y posteriores pasos para la identificación del modelo del sistema.

#### 1. Obtención de datos de entrada – salida.

Para hallar el modelo matemático del comportamiento de la presión fue necesario realizar un experimento en la torre T – 102. Este se desarrolló en horas de la mañana para evitar los efectos del incremento de la temperatura ambiental. Fue necesaria además una estrecha coordinación con los operadores y supervisores de la planta para evitar que realizaran acciones correctivas de la variación de presión, con el fin de poder realizar el experimento.

Con la planta funcionando de manera estable, el PIC – 004 (figura 2.1) se pasó de control automático a control manual. La válvula de *bypass* (PV – 004) se cerró para que todo el flujo de vapores circulara por los enfriadores y de este modo poder observar el comportamiento dinámico del sistema ante la variación del flujo de aire. En el momento del experimento se hallaban funcionando cinco de los ocho motores que componen el sistema de enfriamiento, pero el estudio se realizó con un solo motor, lo que equivale al 12,5 % de la potencia de enfriamiento total. En la figura 2.7 se puede observar la variación de la entrada aplicada al sistema, provocada por el apagado y encendido de uno de los motores. Esta señal se corresponde a dos entradas escalón en sentidos contrarios y de la misma

---

<sup>2</sup> Modelo de Procesos: En este trabajo se utiliza este concepto en analogía con el *Toolbox “ident”* del Matlab que permite obtener modelos en funciones transferenciales a partir de datos de entrada – salida experimentales.

magnitud, con el objetivo de obtener más detalles del comportamiento dinámico del proceso.

Al apagar uno de los motores, la presión comenzó a ascender sobrepasando incluso el límite superior de alarma fijado en  $0.80 \text{ kgf/cm}^2 \text{ g}$ . De forma natural el sistema se estabilizó en torno a un valor de presión, momento en el cual se encendió nuevamente el motor. En estas condiciones, la presión comenzó su descenso sobrepasando el límite de alarma inferior de  $0.70 \text{ kgf/cm}^2 \text{ g}$ . para luego volver a estabilizarse. Los valores obtenidos del indicador transmisor de presión PI – 004 se utilizaron para describir la respuesta del sistema en lazo abierto mientras se desarrollaba el experimento. El comportamiento de la presión en el transcurso del experimento es mostrado en la figura 2.8, donde se observa cómo se alcanzan valores picos máximos y mínimos de presión antes de estabilizarse dicha variable.

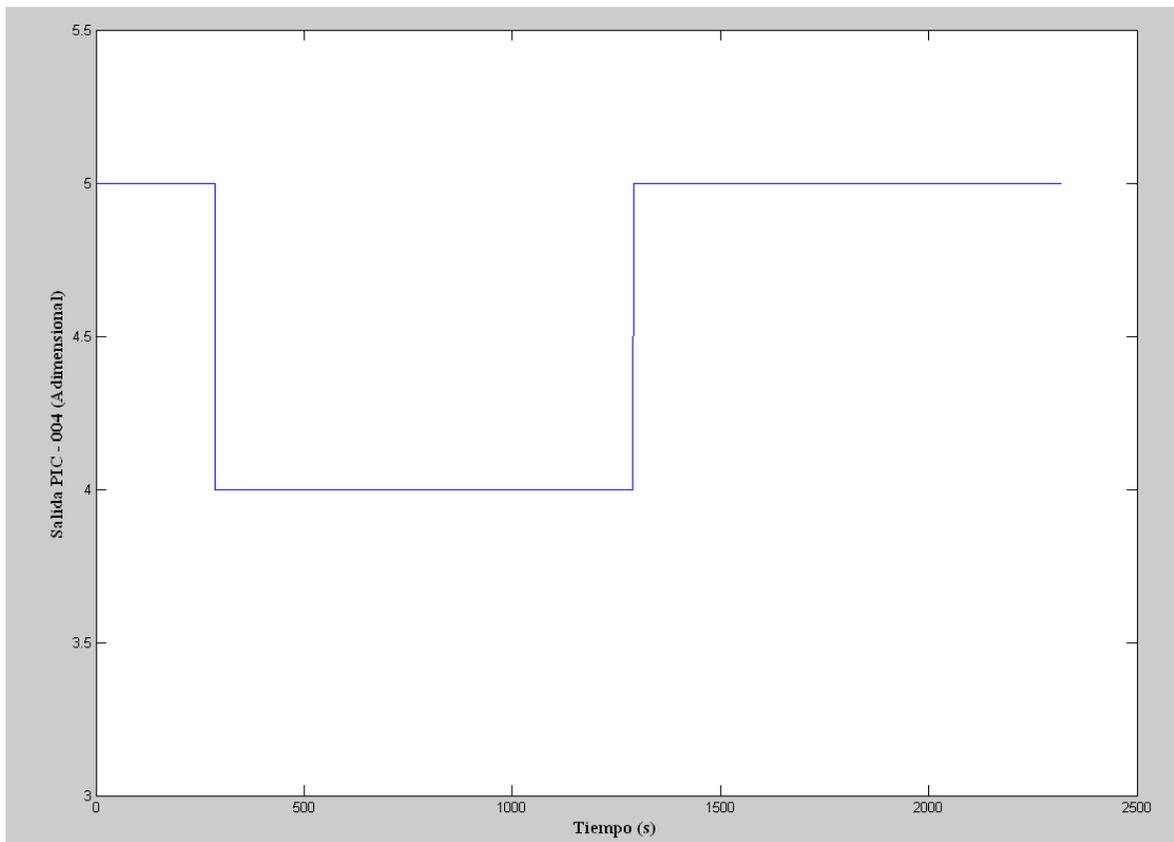


Figura 2.7. Variación de la entrada en lazo abierto de, primeramente, un escalón hacia abajo (apagado del motor) y después uno hacia arriba (encendido del motor).

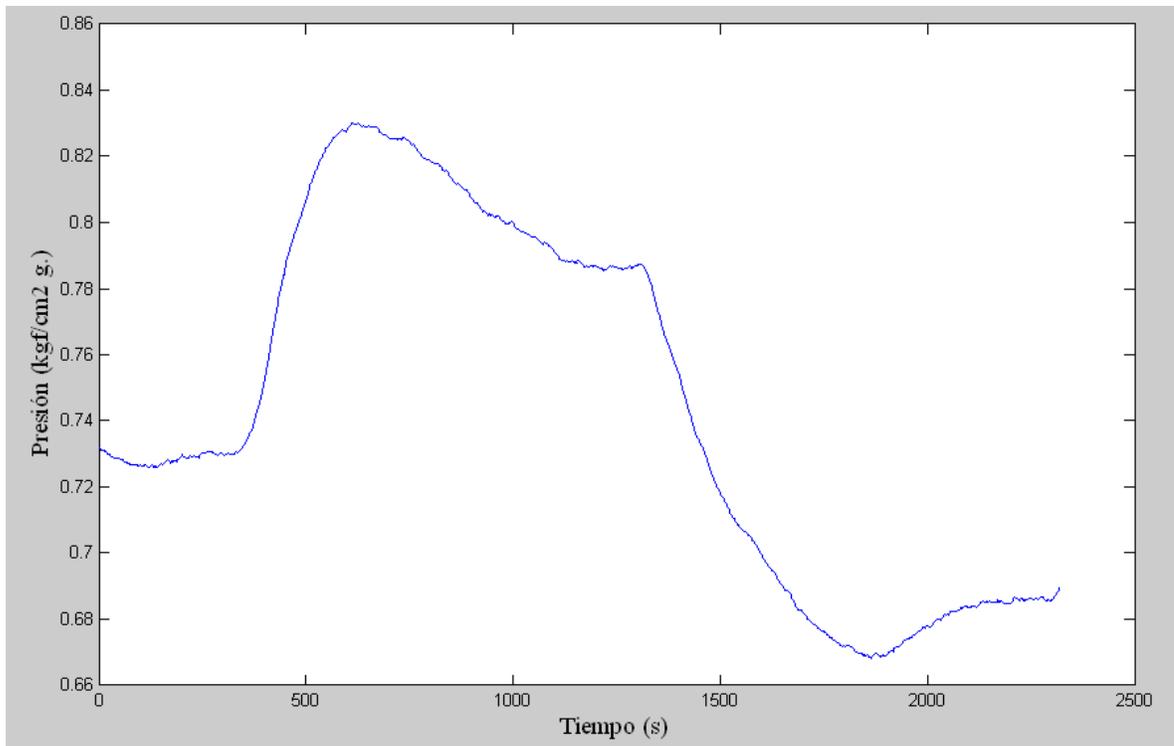


Figura 2.8. Respuesta en lazo abierto ante entrada escalón.

## 2. Tratamiento previo de los datos registrados.

El sistema de control distribuido CENTUM utilizado en el control de procesos se encarga de realizar el tratamiento de los datos recolectados mediante un filtrado de picos y de las fluctuaciones de las variables, por lo que estos datos obtenidos no poseían ruidos o picos significativos que afectaran la identificación. De los datos recogidos se tomó el primer conjunto de ellos para la identificación del modelo y el segundo grupo de datos para la validación, tal y como se muestra en la figura 2.9.

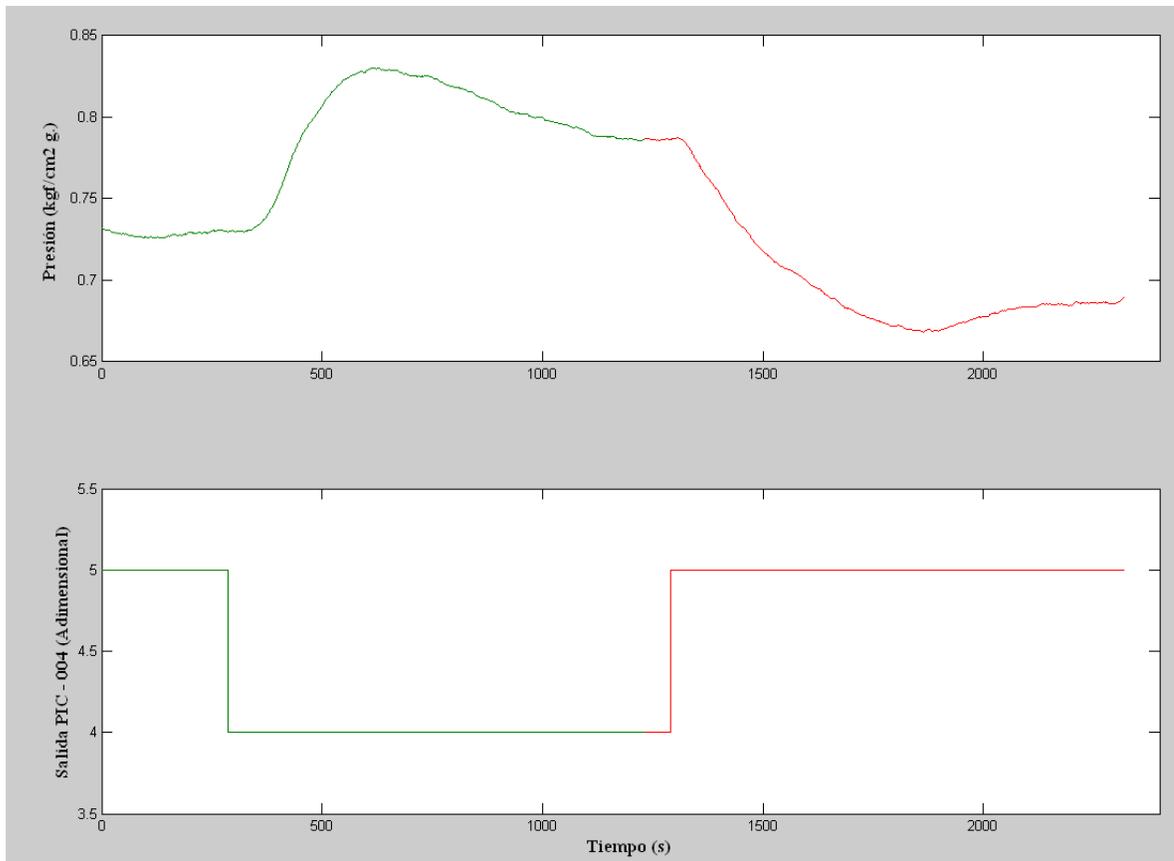


Figura 2.9. Datos de salida (gráfica superior) y de entrada (gráfica inferior). Datos para identificación del modelo (verde) y validación del modelo (rojo).

### 3. Elección de la estructura del modelo.

En esta parte de la investigación se empleó la variante de modelo de procesos (*process model*) de la herramienta de identificación *ident* del MATLAB. A partir de los datos obtenidos se procedió a la identificación utilizando varias configuraciones de modelos tales como primer orden con retardo de transporte (P1D), segundo orden (polos reales) con retardo de transporte (P2D), tercer orden (polos reales) con retardo de transporte (P3D) además de las configuraciones de segundo y tercer orden con retardo de transporte pero con polos complejos conjugados (P2DU y P3DU).

La identificación se realizó mediante iteraciones con distintas configuraciones de modelos (figura 2.10) para obtener el que mejor representara las características del proceso (% de seguimiento, orden del modelo y complejidad de la estructura).

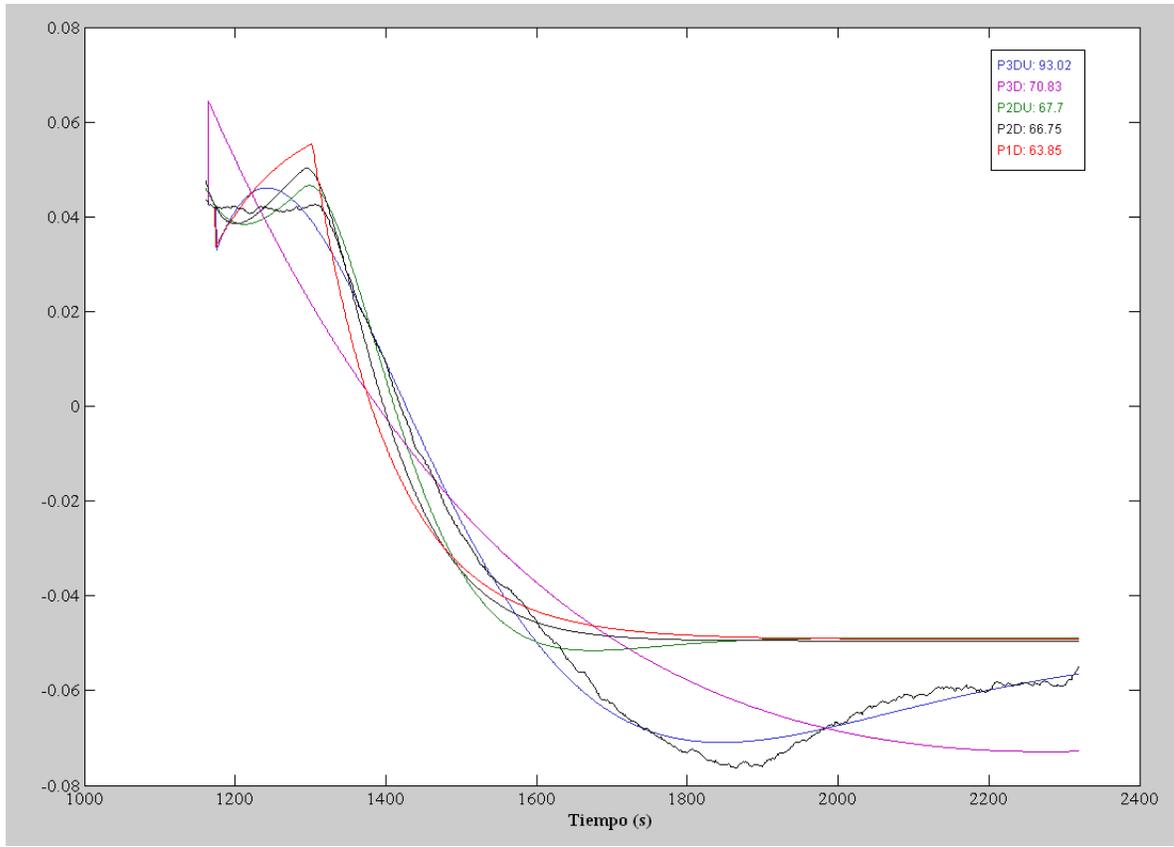


Figura 2.10. Aproximaciones con modelos de primero, segundo y tercer orden con polos reales, complejos conjugados y retardo de transporte.

Durante el proceso de identificación se seleccionó el modelo de tercer orden con dos polos complejos conjugados, un polo real y retardo de transporte, teniendo en cuenta que presenta un buen seguimiento de la trayectoria (93.02 %), la estructura no es muy compleja y el orden no es alto, estando acorde con las características del lazo de presión en el tope de la torre. Los resultados fueron: ganancia  $K_p = 1.0707 \cdot 10^{-4} \text{ (kgf/cm}^2 \text{ g)}/\%$ , retardo  $Tr = 14.3 \text{ seg}$  y denominador  $den = 89780000 s^3 + 784800 s^2 + 3903 s + 1$ , quedando la siguiente función transferencial:

$$G(s) = \frac{0.00010707}{89780000s^3 + 784800s^2 + 3903s + 1} e^{-14.3s} \quad (2.1)$$

A partir del modelo obtenido se localizaron los polos del mismo, donde el polo real se comporta como dominante dentro de la respuesta del sistema al estar los polos complejos conjugados alejados más de diez veces de dicho polo real.

---

$P1 = -0.0003$ ,  $P2 = -0.0042 + 0.0048i$ ,  $P3 = -0.0042 - 0.0048i$ .

### 2.5.2 Identificación Paramétrica Lineal

Para hallar el modelo por identificación paramétrica lineal se llevaron a cabo los pasos recomendados por (Ljung, 2000, López Guillén, 2002).

#### 1. Obtención de datos de entrada – salida.

Para la obtención de los datos de entrada – salida se midió la variable de presión en el tope (sensor – transductor PI – 004) de la torre y la señal de mando del PIC – 004 (en lazo cerrado) por un período de 48 horas utilizando el Matlab con el servidor OPC del DCS a una frecuencia de muestreo de un (1) segundo. Al igual que con el experimento anterior (sub – epígrafe 2.5.1), la válvula PV–004 se cerró para que su dinámica no afectara los datos de salida.

#### 2. Tratamiento previo de los datos registrados.

Como anteriormente se mencionó, el sistema de control distribuido CENTUM utilizado en el control de procesos se encarga de realizar el tratamiento de los datos recolectados mediante un filtrado de picos y de las fluctuaciones indeseadas de las variables por lo que estos datos no poseían ruidos o picos significativos que afectarían la identificación. De las 48 horas se utilizaron 24 horas como datos para identificación y las restantes 24 horas fueron destinadas para la validación. Este proceso se llevó a cabo mediante el trabajo con la herramienta *ident* del software Matlab, cuyos datos se muestran en la figura 2.11.

#### 3. Elección de la estructura del modelo.

La selección de la estructura que mostrara el mayor detalle posible y sin ser muy compleja, se basó en características del modelo como porcentaje de seguimiento de la señal, retardo de transporte, error en estado estable y velocidad de respuesta. Para llevarla a cabo, se realizaron identificaciones con varios tipos de modelos (ARX, ARMAX, OE, BJ), ya que este sistema en sí presenta un comportamiento aproximado a un SORT (segundo orden con retardo de transporte).

La gráfica de la respuesta junto al porcentaje de seguimiento de la señal en las diferentes estructuras de modelos es mostrada en la figura 2.12.

FRACCIONADORA T – 102.

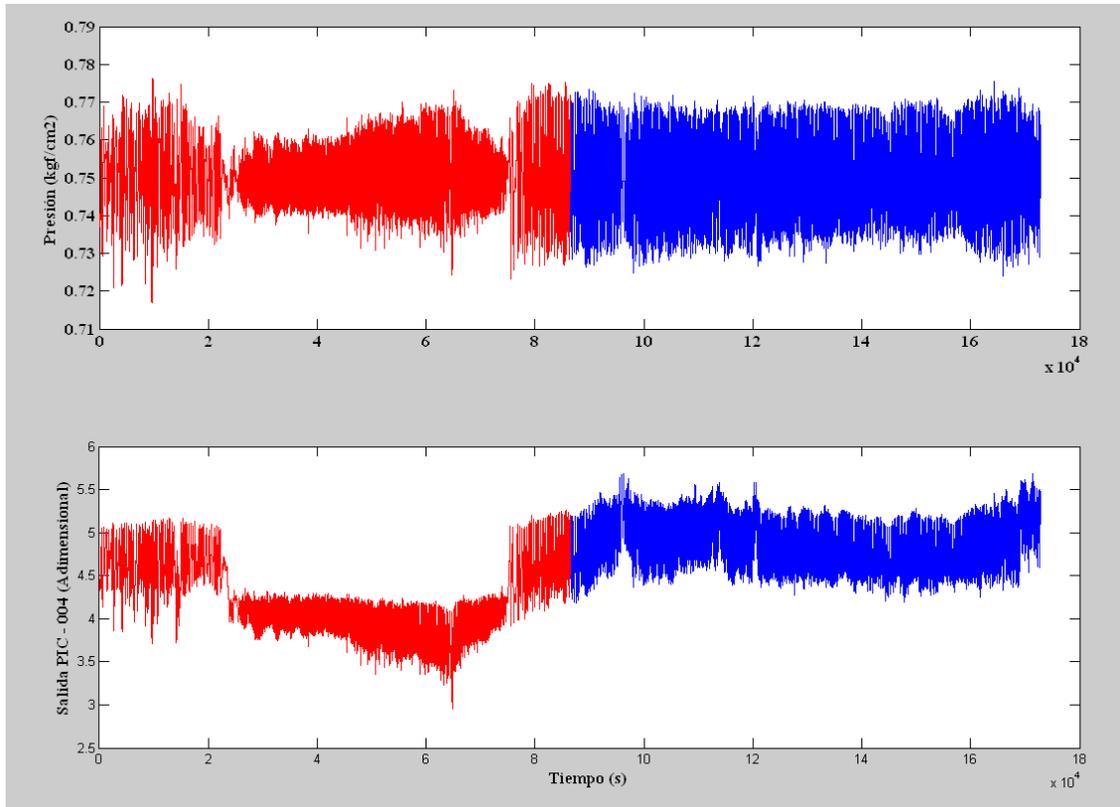


Figura 2.11. Datos para identificación (rojo) y datos para validación del modelo (azul).

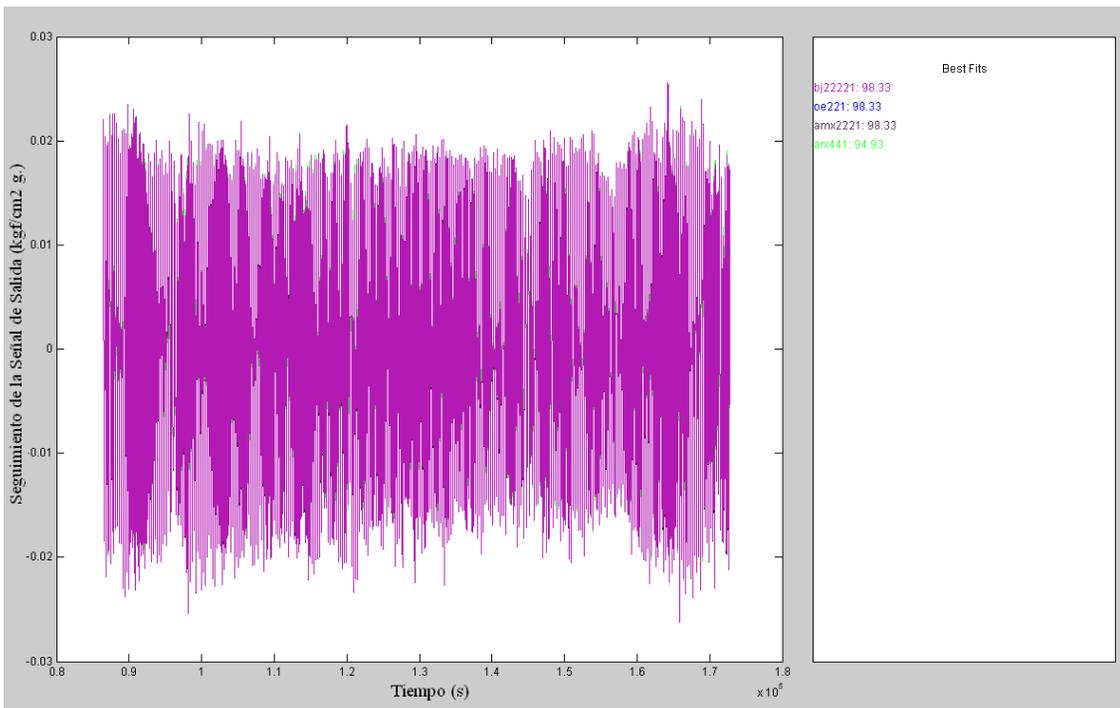


Figura 2.12. Porcentaje de seguimiento de la señal de los diferentes modelos.

Los modelos paramétricos lineales obtenidos se analizaron en cuanto a estructura, número de coeficientes y complejidad de los mismos (Tabla 2.5).

Tabla 2.5 Estructuras de los modelos y coeficientes obtenidos durante la identificación.

Modelo	Estructura y coeficientes	Parámetros	Porcentaje de seguimiento
ARX 441	$A(q^{-1})y(t) = B(q^{-1}) * u(t) + e(t)$ $A(q) = 1 - 2.328q^{-1} + 1.207q^{-2} + 0.571q^{-3} - 0.4504q^{-4}$ $B(q) = 1 - 0.02234q^{-1} + 0.05742q^{-2} + 0.04781q^{-3} - 0.01273q^{-4}$	8	94.93
OE 221	$y(t) = \left[ \frac{B(q^{-1})}{F(q^{-1})} \right] u(t) + e(t)$ $B(q) = 0.06172(\pm 0.0003016)q^{-1} - 0.06172(\pm 0.0003016)q^{-2}$ $F(q) = 1 - 0.6053(\pm 0.006797)q^{-1} - 0.3851(\pm 0.006756)q^{-2}$	4	98.33
ARMAX 2221	$A(q^{-1})y(t) = B(q^{-1}) * u(t) + C(q^{-1}) * e(t)$ $A(q) = 1 - 0.6053(\pm 0.006797)q^{-1} - 0.3851(\pm 0.006756)q^{-2}$ $B(q) = 0.006172(\pm 0.0003016)q^{-1} - 0.06172(\pm 0.0003016)q^{-2}$ $C(q) = 1 - 0.7272(\pm 0.003394)q^{-1} - 0.06895(\pm 0.003394)q^{-2}$	6	98.33
BJ 22221	$y(t) = \left[ \frac{B(q^{-1})}{F(q^{-1})} \right] u(t) + \left[ \frac{C(q^{-1})}{D(q^{-1})} \right] e(t)$ $B(q) = 0.06172(\pm 0.0003016)q^{-1} - 0.06172(\pm 0.0003016)q^{-2}$ $C(q) = 1 - 0.6822(\pm 0.01124)q^{-1} - 0.08484(\pm 0.1033)q^{-2}$ $D(q) = 1 - 0.5568(\pm 0.01046)q^{-1} - 0.4082(\pm 0.01036)q^{-2}$ $F(q) = 1 - 0.6053(\pm 0.006797)q^{-1} - 0.3851(\pm 0.006756)q^{-2}$	8	98.33

De ellos se seleccionó la estructura *Output Error* (OE 221) debido al porcentaje de seguimiento de la señal de un 98.33 % y poseer una mayor simplicidad en la estructura y menor cantidad de parámetros según recomienda (Ljung, 2000). Los modelos Box Jenkins y ARMAX mostraban similar porcentaje de seguimiento de la señal, no obstante, sus estructuras resultaban más complejas y con un mayor número de parámetros.

A continuación se llevó a cabo la transformación de esta estructura al campo de la frecuencia (Anexo II), obteniendo la siguiente función transferencial del sistema:

$$G(s) = \frac{0.04203 s + 2.9647 * 10^{-7}}{s^2 + 0.95428 s + 0.0065871} \quad (2.7)$$

## 2.6 Consideraciones finales del capítulo.

Una vez realizado el proceso de identificación y de haber expuesto las principales características de los equipos estáticos, dinámicos y de automatización involucrados en sistema de condensación en el tope de la torre T – 102, se escogió un modelo identificado por cada una de las vías analizadas (modelo de procesos e identificación paramétrica lineal). En la identificación por modelo de procesos se escogió el modelo de tercer orden con retardo de transporte (con polos complejos conjugados). Este modelo presenta un porcentaje de seguimiento de la señal de 93.06 %, aportando un alto grado de información sobre el sistema sin tener una estructura de modelo muy compleja y representando las características del proceso. Posteriormente se realiza la identificación por vía paramétrica lineal y se seleccionó el modelo con la estructura *Output Error* de orden dos, con polos reales sin retardo, un cero y con un 98.33 % de seguimiento de la señal. La misma ofrece detalles sobre el comportamiento dinámico del sistema además de poseer una estructura no muy compleja y acorde a las características del proceso.

---

## **CAPÍTULO 3. AJUSTE DEL CONTROLADOR Y SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL DE LA TASA DE ENFRIAMIENTO CON AIRE.**

Luego de escoger una estrategia de control y realizar la identificación del sistema bajo estudio, se llega a esta sección donde se analiza con más profundidad la propuesta de la estrategia de Control de la Tasa de Enfriamiento con Aire. En este capítulo se lleva a cabo el ajuste de los reguladores para cada uno de los modelos identificados en el **Capítulo 2** en aras de obtener un buen desempeño de la estrategia de control propuesta. En ambos casos se simulan las respuestas y se analizan los resultados a este nivel ante la imposibilidad actual de implementar la variante propuesta. Seguidamente, por su importancia para el proyecto, se realiza el análisis económico de la posible implementación de la estrategia.

### **3.1 Estrategia de Control de la Tasa de Enfriamiento con Aire**

La estrategia que se aborda es muy común en la industria por sus variantes, sencillez y fácil aplicación. La misma funciona sensando la presión en la línea de salida del tope de la torre y a partir de este valor, según la variante aplicada, se pueden encender o apagar motores del sistema de enfriamiento para aumentar o disminuir el flujo de aire, lo que es determinante en la condensación y, por tanto, en el control de la presión.

Una de las variantes de este control se logra con la manipulación de la velocidad del o los ventiladores del sistema de enfriamiento o extracción de calor. Esta variante, según la literatura consultada, se utiliza poco debido al alto valor de sus costos; aunque también se plantea que debe estudiarse la relación costo – beneficio para poder tomar una decisión sobre su aplicabilidad, ya que de ser viable daría excelentes resultados (Sloley, 2001). Otro

método también muy utilizado es la manipulación de rejillas que distribuyan el aire de enfriamiento. La figura 3.1 muestra el esquema de la estrategia con variadores de velocidad propuesta en esta tesis.

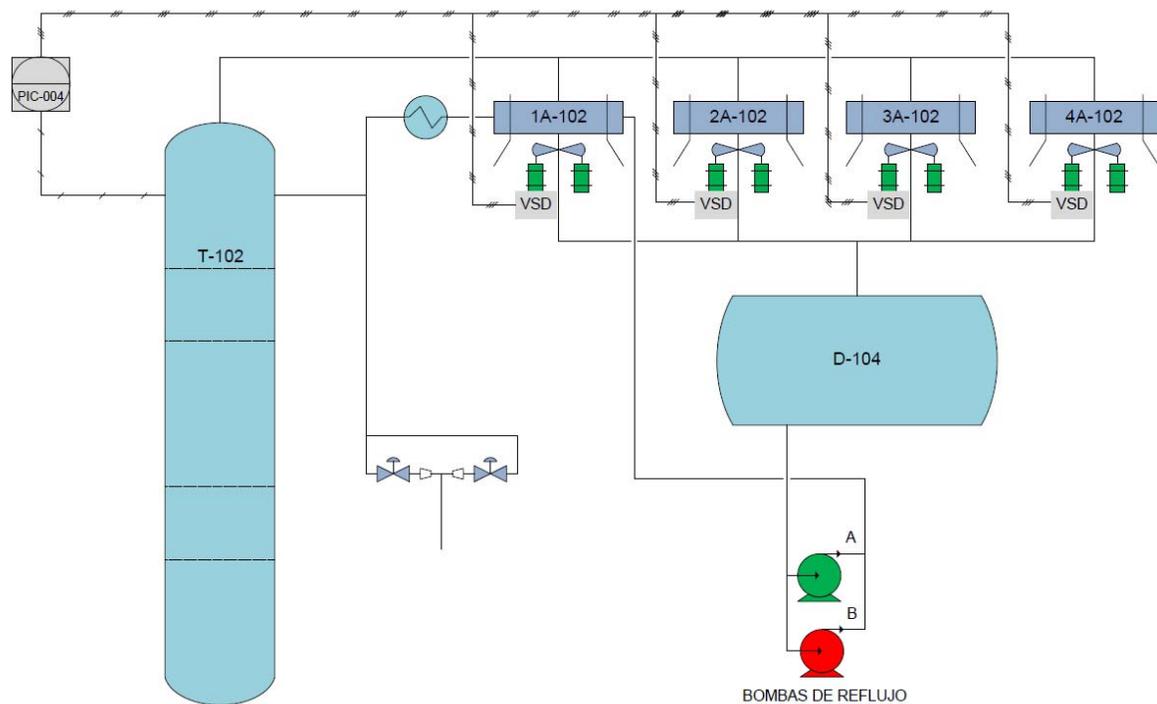


Figura 3.1 Esquema de Procesos de la estrategia de control de la presión de la tasa de enfriamiento con Aire (variante con variadores de velocidad).

El control de la tasa de enfriamiento con aire se usa en esquemas semejantes al de la torre T-102, donde la cantidad de gases incondensables constituye un valor despreciable para el control. No obstante, de forma manual se puede eliminar periódicamente la presencia de esos gases mediante una válvula situada en la parte superior del tambor de reflujo y así evitar posibles acumulaciones que puedan aumentar la presión con el tiempo.

Según la variante de aplicación de la estrategia, existen problemas que se pueden presentar como el constante mantenimiento de rejillas. En el caso del empleo de motores para enfriamiento por aire, debe tenerse especial cuidado en procesos donde se presenten variaciones de presión rápidas y repetidas que sometan los motores a una operación de casi *on - off*. Esta operación traería como consecuencia, producto del continuo encendido y

---

apagado de los motores, un aumento del gasto de energía por concepto de corriente de arranque que supera varias veces la nominal y, además, se incrementaría la posibilidad de roturas en los reductores, eje y otros componentes. También debe considerarse que el proceso puede requerir de una mayor velocidad de respuesta en un momento determinado.

El enfriamiento por aire tiene varias ventajas en relación con el enfriamiento por agua. La poca disponibilidad de esta última y su alta demanda para otros procesos así como los tratamientos a que debe ser sometida para su uso, hacen del aire la mejor opción en muchos casos ya que es sencillamente tomado del ambiente. En la industria moderna, de manera provisoria, se está tratando de sustituir agua por otro refrigerante debido a la creciente escases de este recurso.

A continuación se muestran las ventajas y desventajas de la estrategia tratada.

#### **Ventajas.**

- Las modificaciones a la planta serían mínimas puesto que ya se encuentra montado el enfriamiento por aire y sólo se le deben agregar los variadores de velocidad, eliminar la válvula de *bypass* y realizar su configuración en el DCS.
- A diferencia de la estrategia actual, en este caso propuesto la acción se realizaría sobre el funcionamiento del condensador y se ganaría en eficiencia energética al controlar la tasa de enfriamiento con el aumento o disminución de la velocidad de los motores.
- Según los datos de procesos como cantidad de producto a condensar y la capacidad de enfriamiento del sistema de ventiladores, los intercambiadores asociados a los ventiladores son suficientes para garantizar un correcto funcionamiento y mantener estable la presión en el tope de la torre.

#### **Desventajas.**

- Se desconoce la aplicabilidad de la estrategia en la torre por lo que se prefirió llevar a cabo una identificación del sistema para la simulación de la estrategia seleccionada.
- En dependencia de los requisitos, puede ser costosa su aplicación.
- Falta de experiencia en la aplicabilidad de la estrategia en refinerías del país.

---

La estrategia “Control de la tasa de enfriamiento con aire” (Luyben et al., 1985, Sloley, 2001, Sloley, 2000) y su variante con variadores de velocidad (figura 3.1) resulta la más adecuada para el caso analizado según lo expuesto anteriormente. Su aplicación consiste en equipar la mitad de los motores (4 de 8) del sistema de enfriamiento con variadores de velocidad gobernados por un regulador. Su funcionamiento estaría dado por la medición de la presión en la línea de salida del tope de la torre y, a través de un regulador, se controlaría el flujo de aire con la acción del variador de velocidad sobre el motor en cada enfriador, quedando un motor en velocidad fija y, de este modo, se condensarían los gases necesarios para mantener un valor estable de la presión en el tope de la torre fraccionadora T – 102.

### 3.2 Ajuste del Regulador.

Para obtener un valor de la variable de salida presión en el tope de la torre estable es necesario contar con un regulador. En este trabajo se utilizó un regulador **Proporcional – Integral** (PI), con acción proporcional para aumentar la velocidad de acción en la regulación y acción integral para obtener cero error en estado estable durante el control de la presión, además de que esta configuración PI es recomendada para lazos de presión (Corripio and Smith, 1998). La ecuación del regulador PI se muestra a continuación,

$$PI = Kp \left( 1 + \frac{1}{Ti \cdot s} \right) \quad (3.1),$$

donde  $Kp$  es la acción proporcional del regulador y  $Ti$  el tiempo integral.

La acción correctiva de este regulador (salida) es la señal de mando a los variadores de velocidad de los motores eléctricos que proporcionan la energía cinética a los ventiladores. De esta manera se puede variar la cantidad de aire para llevar a cabo la condensación de los vapores y así mantener la presión del tope de la columna fraccionadora T – 102 en el valor deseado.

Se debe tener en cuenta que no se utiliza un regulador de presión promediante (control entre un valor mínimo y un valor máximo) ya que la variable de la presión en el tope afecta de manera sensible los perfiles de temperatura, estabilidad operacional y por lo tanto en la composición de los cortes de extracción de productos intermedios.

### 3.2.1 Ajuste del regulador con el modelo identificado por modelo de procesos.

Utilizando el modelo del proceso obtenido anteriormente en el epígrafe 2.3.1 y la ecuación del regulador PI (3.1), se efectuó la sintonía del mismo utilizando la herramienta *sisotool* del software Matlab.

Antes, para completar el análisis del equipamiento que interviene en el lazo, es necesario comentar que la constante de tiempo del transmisor de presión diferencial, puede considerarse despreciable ya que es de 45 ms (Yokogawa, 2006), valor mucho menor que la constante de tiempo más pequeña del sistema.

También es necesario tomar en consideración el elemento de acción final. En este caso es un variador de velocidad que, dependiendo de la salida del regulador (4 – 20 mA) modifica la velocidad del motor eléctrico entre 0 – 880 rpm (equivalente a una variación de 0 – 1 adimensional). Por lo tanto, su relación es la siguiente:

$$Kv = 55 \frac{rpm}{mA} \quad (3.2)$$

De igual forma, la constante de tiempo del variador de velocidad se puede suponer despreciable según hojas de datos (*datasheet*) de variadores de velocidad en el mercado (Schneider Electric, 2008), ya que es de  $2 \text{ ms} \pm 0,5 \text{ ms}$ , excepto para las salidas de relé configurables donde alcanza los  $7 \text{ ms} \pm 0,5 \text{ ms}$ . De manera semejante a lo expuesto con la constante de tiempo del transmisor de presión diferencial, estos tiempos son mucho menores que la constante de tiempo más pequeña del modelo identificado, por tanto no afecta la respuesta del sistema.

El ajuste del regulador PI se realizó mediante ubicación de polos, la sintonía resultante se muestra en la ecuación (3.3). La figura 3.2 muestra la respuesta simulada del sistema cuando se excitó al mismo con una señal de entrada escalón unitario, obteniéndose los siguientes resultados numéricos:

- Máximo sobrepaso ( $M_{p\%}$ ): 11.4 %.
- Tiempo subida ( $T_s$ ): 736 segundos.
- Tiempo de establecimiento ( $T_{est}$ ): 1895.77 segundos.
- Error en Estado Estable ( $E_{ee}$ ): 0 Error.

$$PI = 1581.58 \left( 1 + \frac{1}{3766.56 s} \right) \quad (3.3)$$

Estos resultados muestran que la respuesta es relativamente lenta según el tiempo de subida y el tiempo de establecimiento obtenido, aunque el sobrepaso es adecuado.

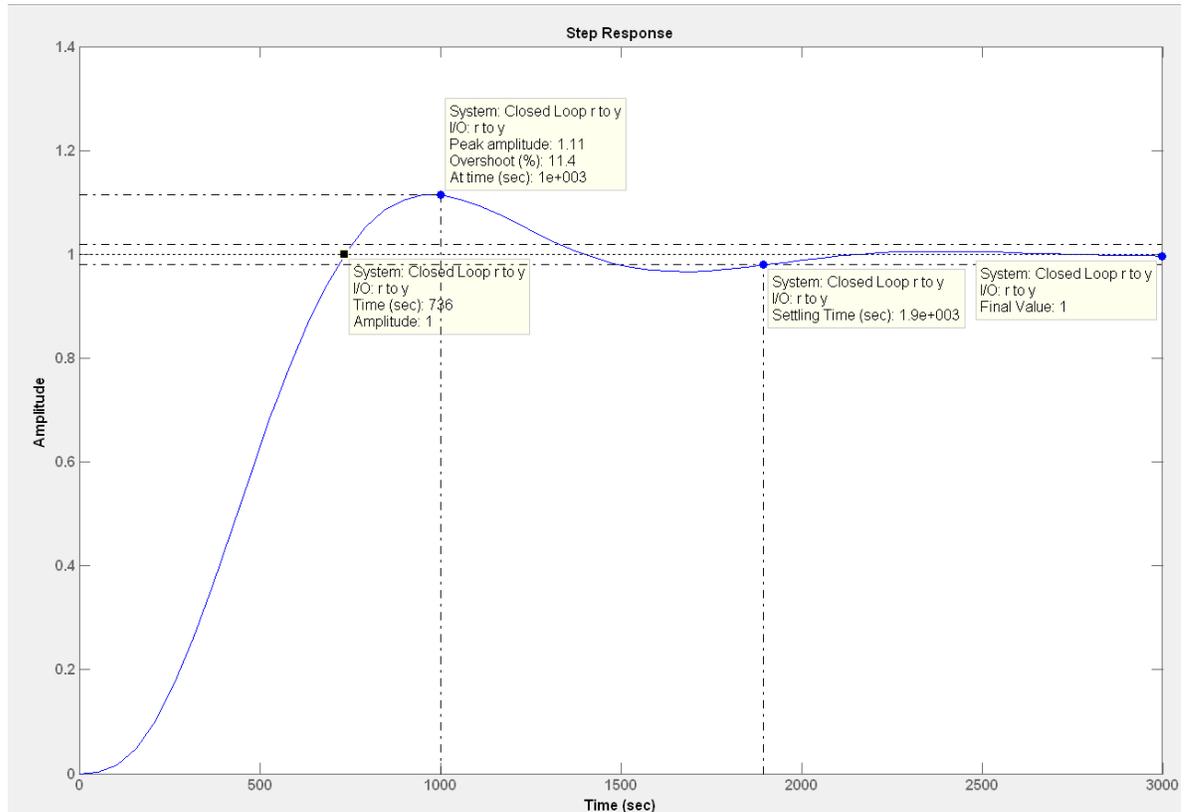


Figura. 3.2. Respuesta del sistema con regulación PI.

Asimismo se simula la respuesta en el *Simulink*, para observar el desempeño del controlador ante perturbación en la planta y así comprobar que el regulador es capaz de restablecer, en el menor tiempo posible, el valor deseado de la variable controlada. El esquema en *Simulink* es mostrado en la figura 3.3 y la respuesta dinámica se puede observar en la figura 3.4. Donde se puede constatar el desempeño de la respuesta temporal del sistema ante cambios en la consigna y ante perturbación.

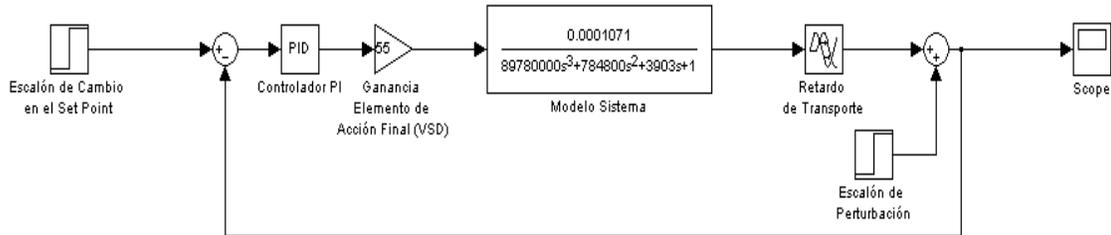


Figura 3.3. Esquema de control en Simulink con entrada deseada (*set – point*) y entrada de perturbación.

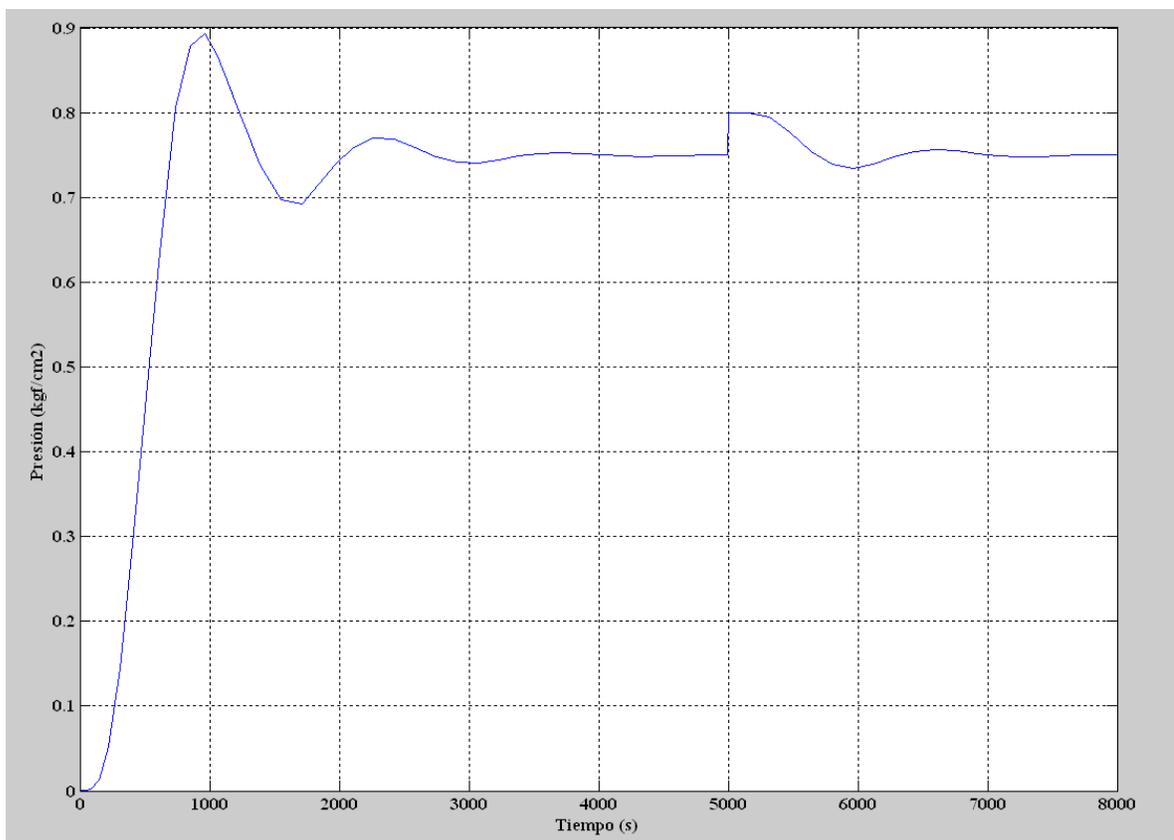


Figura 3.4. Respuesta al escalón del sistema con regulador PI ante cambios en la consigna (*set – point*) y ante perturbación.

### 3.2.2 Ajuste del regulador con el modelo identificado por vía paramétrica lineal

Para el diseño del regulador en este acápite se utilizó el método del lugar geométrico de las raíces. Este es un enfoque gráfico que permite determinar las ubicaciones de todos los polos de lazo cerrado a partir de las ubicaciones de los polos y ceros en lazo abierto conforme

---

algún parámetro varía de cero al infinito. El método produce un indicio claro de los efectos del ajuste del parámetro. En esencia, los lugares geométricos de las raíces del sistema se vuelven a construir mediante el uso de un compensador (Ogata, 1998).

De igual forma que se plantea en el sub – epígrafe anterior se toman en cuenta las consideraciones realizadas de los elementos del lazo de control del elemento de medición y del elemento de acción final, pero al cambiar solamente el modelo del proceso en la estrategia y permanecer invariantes estos equipos e instrumentos no existe necesidad de volver a analizarlos. Por lo tanto, en el caso del elemento de medición se puede considerar despreciable y el elemento de acción final se describe en la ecuación (3.2).

Para realizar el ajuste del controlador se utilizó la herramienta *sisotool* del software Matlab, insertada la función transferencial en la herramienta se procedió a sintonizar el regulador Proporcional – Integral (PI) ecuación 3.1, resultando:

$$PI = 0.0572 \left( 1 + \frac{1}{0.14s} \right) \quad (3.4)$$

La gráfica mostrada en la figura 3.5 muestra la respuesta del sistema de lazo cerrado ante una entrada escalón y empleando el regulador ajustado anteriormente (3.4), resultando en los siguientes parámetros de respuesta temporal:

- Máximo sobrepaso ( $M_p$ ): 11.5 %.
- Tiempo subida ( $T_s$ ): 2.56 segundos.
- Tiempo de establecimiento ( $T_{est}$ ): 8.16 segundos.
- Error en Estado Estable ( $E_{ee}$ ): 0 Error.

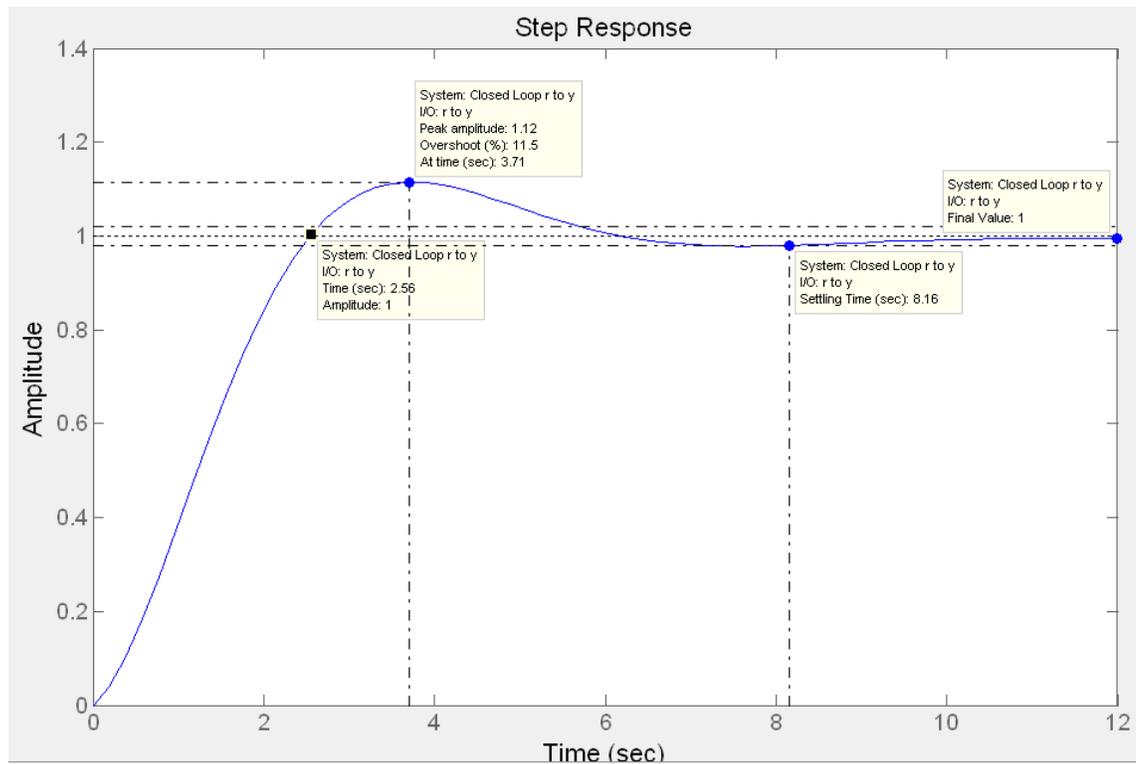


Figura 3.5. Respuesta al escalón del sistema con regulador PI ante cambios en la consigna (*set – point*).

Los parámetros obtenidos en la respuesta con el modelo paramétrico lineal y con el regulador PI (3.4) nos indican una buena respuesta en comparación con el comportamiento real del lazo de control de la presión pues el mismo nunca llega a un valor estable y presenta oscilaciones casi sostenidas. Además, se analizó el desempeño del sistema controlado ante perturbaciones en la planta pudiéndose comprobar que el regulador es capaz de restablecer en el valor deseado a la variable controlada. El esquema confeccionado en Simulink se muestra en la figura 3.6 y la respuesta se puede observar en la figura 3.7.

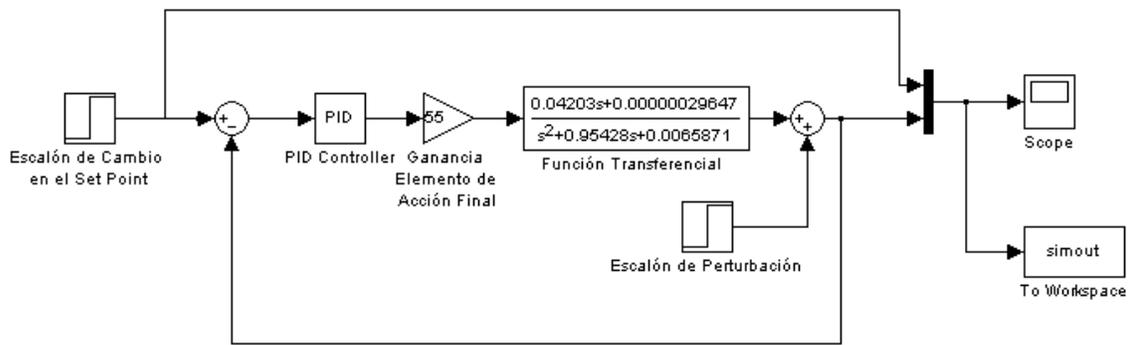


Figura 3.6. Esquema de control en Simulink con entrada de *set – point* y entrada de perturbación.

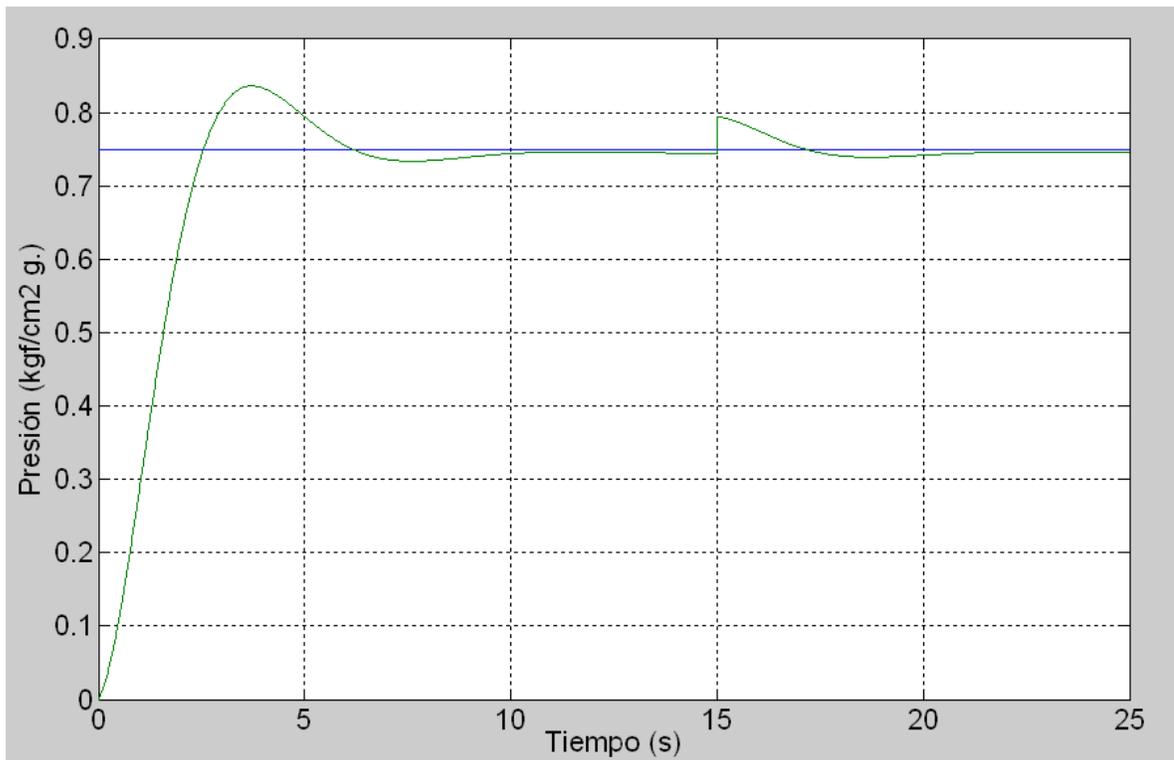


Figura 3.7. Respuesta al escalón del sistema con regulador PI ante cambios en la consigna (*set – point*) y ante perturbación.

---

### 3.3 Análisis económico

La estrategia propuesta “Control de la Tasa de Enfriamiento con Aire, en su variante con variadores de velocidad” resulta la solución más viable para el control de la presión en el tope de la torre T – 102 de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”. Con la eliminación de la válvula de *bypass* y la adición de variadores de velocidad se podría obtener un mayor ahorro de energía y el aumento de la eficiencia energética. Además se lograría estabilidad en las operaciones de procesos de extracción de productos con la calidad deseada, de la misma forma se evitarían roturas de componentes dinámicos y estáticos. Por lo tanto esta estrategia de control cumple con la tendencia actual en la destilación, lograr procesos más eficientes, tanto en el área de fraccionamiento como en la conservación de energía (Petropar, 2012).

Según Schneider Electric, una empresa especialista global en la administración de la energía, el 72 % de la electricidad consumida en la industria se utiliza en los motores. El 63% de esta energía se emplea para aplicaciones de fluidos como bombas y ventiladores. Los variadores de velocidad permiten reducir el consumo en ventiladores en un 50% si se compara con las soluciones convencionales (variación de flujo con dispositivos mecánicos) y del 20% al 30% en bombas, según sus características (Electric, 2011).

Ahora bien, la función del variador de velocidad es reducir la cantidad de energía empleada por el motor para lograr su fin. Incluso una reducción en la velocidad pequeña puede representar ahorros significativos. Por ejemplo, una bomba centrífuga o un ventilador funcionando al 80% de la velocidad consume sólo la mitad de la energía comparado con otro funcionando a plena velocidad (ABB, 2011).

El control de la velocidad también brinda protección, mediante el control flexible se evitan las averías en los equipos y se reducen los costos de mantenimiento. Este control permite definir saltos de rangos de velocidad, algo que resulta muy práctico en aplicaciones de ventiladores para eliminar las vibraciones pasando rápidamente las frecuencias de resonancia conocidas.

En la estrategia propuesta se elimina la válvula de *bypass* PV – 004 y se adiciona un variador de velocidad por cada enfriador por aire (4). Por tanto, en cada enfriador existirá

---

un motor con velocidad fija y otro motor con velocidad variable a través del variador de velocidad. En el actual funcionamiento es necesario que la PV – 004 abra o cierre totalmente para que se ejerza una acción sobre los motores de los enfriadores. Cuando la presión se reduce, la acción que se toma no es disminuir el enfriamiento, sino que se abre la válvula para dejar pasar los gases del tope, manteniendo al máximo la labor de los enfriadores. Estas dos acciones son inversas, el enfriamiento disminuye la presión y la apertura de la válvula la aumenta.

El actual funcionamiento no es eficiente puesto que se desperdicia todo el trabajo desarrollado por los motores durante el período en que se mantienen dos acciones opuestas simultáneamente. Según datos reales obtenidos de la planta, el segundo motor del enfriador por aire 2A – 102 permanece encendido aproximadamente el 35% del tiempo de trabajo. Esto significa que en todo este tiempo está funcionando al 100% de su capacidad, en su mayor parte, de manera innecesaria.

Los motores de los enfriadores de 440V – 3Ø – 60 Hz, tienen una potencia de 30 kW y su corriente nominal es de 56 A. El tiempo que demora en arrancar uno de estos motores ronda los seis segundos y como promedio puede repetirse entre 35 y 45 veces en una hora, según datos de encendido y apagado de los motores. Esta situación reporta un consumo considerable durante este tiempo pues la corriente de arranque demandada supera en seis veces la corriente nominal.

Estos motores tienen un costo aproximado de 1454 USD en el mercado internacional. Mantener este funcionamiento casi *on – off* continuo para el que no fueron diseñados puede traer aparejado roturas. Por ejemplo, cada vez que se apaga un motor, al detenerse este motor comienza a girar en sentido contrario del funcionamiento normal de las aspas del ventilador, para un nuevo arranque se debe cambiar este sentido de giro de forma brusca (contra torque) lo que puede desgastar y dañar los rotores y ejes.

Con el control de la tasa de enfriamiento con aire con el uso de variadores de velocidad se garantiza un control estable de la presión. Esta estabilidad minimiza los requerimientos de compensación para el control de temperatura (Sloley, 2001). Además, influye directamente en la extracción de productos (Gonçalves et al., 2010).

---

Un aumento de presión con respecto al punto de operación, aumenta la temperatura de ebullición de los compuestos en la torre. Fracciones de productos que debían evaporarse en determinado plato lo hacen en otro anterior, como consecuencia disminuye la cantidad a extraer en los platos superiores y aumenta la de los inferiores, en ambos casos la composición y la calidad es alterada. La disminución de la presión provoca, por su parte, un aumento de la extracción por los platos superiores y una disminución en los inferiores, manteniendo los problemas de calidad y composición. Todo lo anterior provoca el tener que reprocessar estos productos para obtenerlos dentro de las especificaciones requeridas para su comercialización. Esto se traduce en un mayor gasto de tiempo, energía y otros recursos.

Los datos de la figura 3.8 fueron obtenidos mediante el software de procesos PRO/II<sup>3</sup>. LA misma muestra la variación de extracción de productos por los platos superiores de la torre (corte I, platos 46 y 45. Temperaturas de extracción: 120 – 180 °C) en dependencia de la variación de presión. La mezcla de este corte y el II forma la fracción 120 – 230 °C, denominada Turbo – combustible (Jet – A1<sup>4</sup>).

Una variación de presión por encima o por debajo del punto de operación (0.750 kgf/cm<sup>2</sup> g. en un  $\pm 0.010$  kgf/cm<sup>2</sup> g.) provoca pérdidas en la calidad del producto, siendo necesario el reprocessamiento o la desvalorización del producto. Para brindar un estimado se considera esta producción como inutilizada, entonces: una variación en la presión de 0.020 kgf/cm<sup>2</sup>g., es decir de (0.740 – 0.760 kgf/cm<sup>2</sup> g.), rango de oscilación de la presión mostrado en la figura 3.9, esto provoca que se dejen de producir 0.17 m<sup>3</sup>/h de turbo – combustible. En un día esto representa 4.08 m<sup>3</sup>, si la cotización del Jet – A1 se mantiene a 0.8715 USD/l (Energy Information Administration (E.I.A.), 2013) en un día se perderían 3555.72 USD.

Si bien es cierto que en realidad esta producción no se pierde totalmente y lo anterior solo resulta un estimado, si es real que con un control estable ese monto se obtiene de forma

---

3 Simulador de procesos en estado estacionario para diseñar, analizar y mejorar los procesos químicos y ayudar a los usuarios aumentar la productividad industrial.

4 Usado como combustible en aviones equipados con turbinas.

directa, sin tener que invertir en su reprocesamiento o la pérdida de valor del producto terminado. De la figura 3.9 se puede estimar que las variaciones de presión en el tope de la T – 102 en están en el orden de  $\pm 0.010$  por lo que la estimación anterior puede aplicarse a ella.

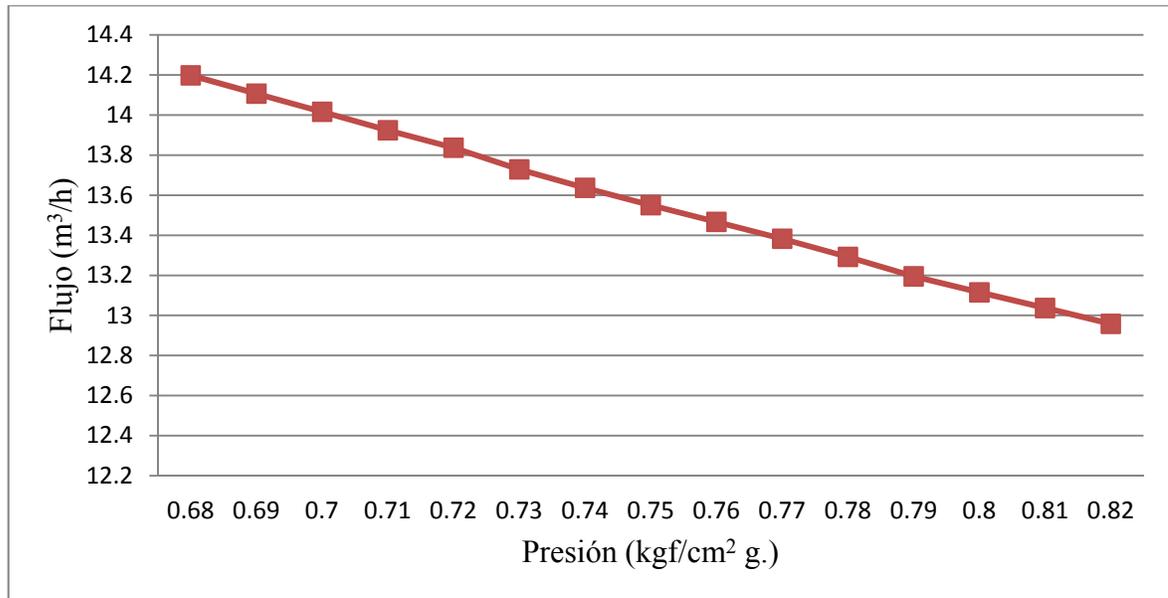


Figura 3.8. Variación de la salida de productos por variación de presión.

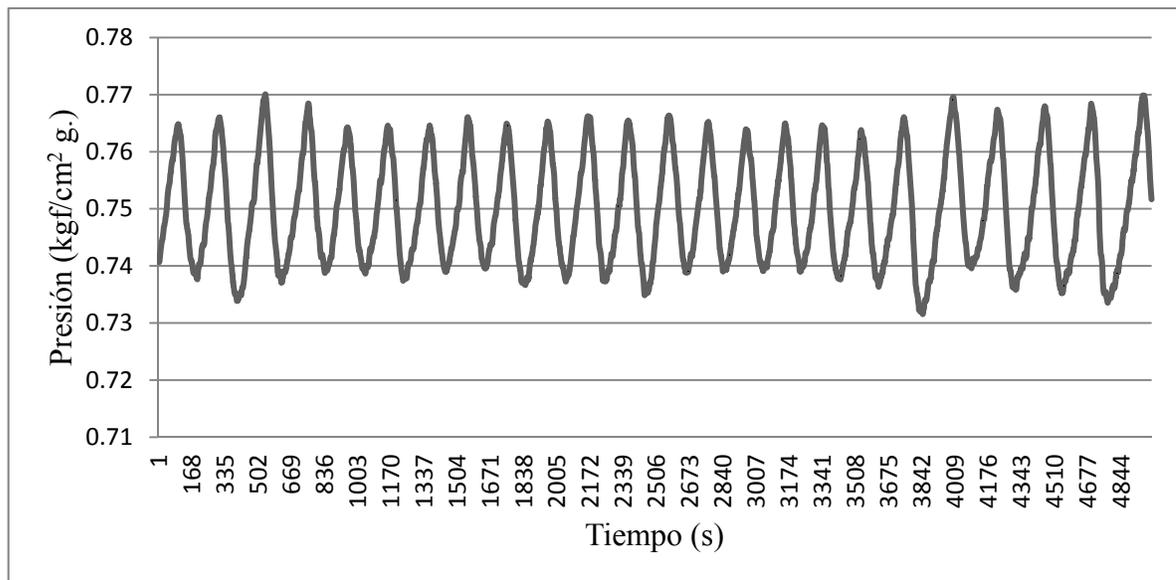


Figura 3.9. Presión medida por el transmisor PI – 004, del tope de la torre T – 102.

---

Ahora bien, se realizó una búsqueda sobre variadores de velocidad acorde a las características de los motores y se tomó, por ejemplo, el variador modular SINAMICS G120 PM240 37 kW – 50 HP para motores de CA con un precio de \$ 6280 USD. Si a esto se le añade una cuantía de \$ 2000 USD de cables, accesorios y soporte técnico de instalación, transportación, aranceles, se necesita una inversión de \$ 8280 USD por cada variador de velocidad, es decir una inversión total de \$ 33120 USD. Esta inversión se compensaría aproximadamente con 10 días de correcta operación de la planta, lo cual demuestra la factibilidad de la implementación de esta estrategia con el respectivo equipamiento para mejorar el control de la presión en el tope de la torre de destilación atmosférica T – 102.

### **3.4 Conclusiones del capítulo.**

En el presente capítulo se enfatizó en las características, funcionamiento, ventajas y desventajas de la aplicación al proceso de la torre T – 102 de la estrategia control con tasa de enfriamiento con aire con la variante de variadores de velocidad. Además, se realizaron los ajustes de los reguladores para la posterior simulación tanto con el modelo paramétrico lineal como con el modelo de procesos, obteniéndose buenos resultados con el modelo paramétrico lineal. Estos resultados a nivel de simulación confirman que, además de obtener un acercamiento al funcionamiento de la planta real con los modelos, la aplicación de la estrategia propuesta permitiría mejorar el desempeño de la torre en cuanto a extracción de productos y estabilidad operacional, mejorar la eficiencia energética según las características de funcionamiento y los requerimientos de la torre, y mejorar de forma considerable la respuesta dinámica del sistema ante cambios en el punto de ajuste (*set – point*) y ante perturbaciones.

Asimismo, se hace un análisis económico donde se concluye la factibilidad de la implementación de la estrategia con variadores de velocidad que aportaría beneficios a la planta tales como la mejora de la eficiencia energética, rendimiento operacional y, conjuntamente, la inversión se amortizaría en corto plazo.

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### Conclusiones

Tomando como base el objetivo fundamental de este trabajo, se obtiene una estrategia adecuada para el control efectivo de la presión en el tope de la torre de destilación T – 102 de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”, arribando a las siguientes conclusiones:

1. Al comparar las características de las estrategias revisadas con las condiciones operacionales que existen en la torre fraccionadora T – 102, las ventajas y desventajas de cada una de ellas se seleccionó la estrategia **Control de la Tasa de Enfriamiento con Aire** como la adecuada para implementar en la torre pues las desventajas que la misma presenta no influyen significativamente en el control de la presión y, al mismo tiempo, se ganaría en rendimiento, estabilidad operacional y eficiencia energética.
2. Las identificaciones por modelo de procesos e identificación paramétrica lineal permitieron la obtención de modelos matemáticos con alto grado de detalle del comportamiento de la presión en el tope de la torre destiladora T – 102 de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”. Estos modelos fueron de gran ayuda en la obtención de los parámetros de ajuste del controlador y para validar la aplicabilidad de la estrategia seleccionada.
3. Con el empleo del regulador sintonizado se obtuvieron resultados satisfactorios en el control de la presión en el tope T – 102 a nivel de simulación, mejorándose el comportamiento de la presión al llegar esta a un valor estable en tiempo relativamente corto.

**Recomendaciones**

- Implementar la estrategia seleccionada con el fin de sustituir la actual, para lograr un control eficaz de la presión en el tope de la T-102 de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.
- Fomentar el estudio de factibilidad de esta estrategia para ser aplicada en otras torres de destilación con características similares a la T – 102.

**REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

- ABB (2011) Los convertidores y la eficiencia energética
- ANGULO BAHÓN, C. & RAYA GINER, C. (2004) Tecnología de sistemas de control. UPC ed. Barcelona, CPET (Centre de Publicacions del Campus Nord), Edicions Virtuals: [www.edicionsupc.es](http://www.edicionsupc.es).
- ARELLANO GARCÍA, H., WOZNY, G. & BARZ, T. (2009) Model - based pressure control of a distillation column *2nd Symposium Compute - aided Process Optimisation*. Berlin, Germany., Berlin Institute of Technology.
- BĂIEȘU, A. (2008) Propylene/Propane Distillation Column Model Based Control - A New Approach. *CEAI*. Ploiesti, Romania, Control Engineering and Computers Department, Petroleum-Gas University of Ploiesti.
- BEAUDREAU, F., KASSIDAS, A., NOMIKOS, P., RONHOLM, L., YIP, S. & MARLIN, T. (2006) Distillation Dynamics and Control Workbook Hamilton, Ontario, Canadá., Department of Chemical Engineering, McMaster University.
- BERNALDO DE QUIRÓS, C. B., GARRIDO BULLÓN, S. & MORENO LORENTE, L. E. (2003) *Ingeniería de control: modelado, análisis y control de sistemas dinámicos*, Barcelona.
- BRANAN, C. (2005) *Rules of Thumb for Chemical Engineers*, Oxford, Elsevier.
- CORRIPIO, A. B. & SMITH, C. A. (1998) Design and Application of Process Control Systems. Instrument Society of America, Library of Congress Cataloging-in-Publication Data.
- CHIN, T. G. (1979) Guide to distillation pressure control methods. *Hydrocarbon Processing*, 145 - 153.
- DAVISON, E. J. (2005) Control of a Distillation Column with Pressure Variation. *Trans. Instn Chem. Engrs.*, 45.
- ELECTRIC, S. (2011) Schneider Electric. Schneider Electric.
- ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION (E.I.A.) (2013) Petroleum & Other Liquids. IN U.S., I. S. A. (Ed.). Washington, DC., E.I.A.
- GONÇALVES, D. D., MARTINS, F. G. & FEYO DE AZEVEDO, S. (2010) Dynamics Simulation and Control: Application to Atmospheric Distillation Unit of Crude Oil.

- IN PIERUCCI, B. & BUZZI FERRARIS, G. (Eds.) *20th European Symposium on Computer Aided Process Engineering*. Amsterdam, Elsevier B.V.
- HARRIOTT, P. (1964) *Process Control*, New York, McGraw-Hill.
- KING, J. (2003) *Procesos de Separación*, Barcelona, Editorial Reverté S.A.
- LINSLEY, J. (1997) Simpler Equations Calculate Pressure-Compensated Temperatures. *Oil & Gas Journal*, 95, 58-64.
- LIPTÁK, B. G. (2005) *Process Control and Optimization*, Florida, Estados Unidos, CRC Press.
- LIPTÁK, B. G. (2006) *Instrument Enngineers' Handbook (II-Process Control and Optimization)*, Boca Raton, FL, CRC Press.
- LJUNG, L. (1997) *System Identification Toolbox 7, User's Guide*, Natick, Massachusetts., The MathWorks, Inc.
- LJUNG, L. (2000) *System Identification Theory for the User*, Upper Saddle River, New Jersey.
- LÓPEZ GUILLÉN, M. E. (2002) Identificación de Sistemas. Aplicación al modelado de un motor de continua. *Departamento de Electrónica*. Madrid, España., Universidad de Alcalá de Henares.
- LUYBEN, W. L. (1996) *Process Modeling, Simulation, and Control For Chemical Engineers*, Bethlehem, Pensilvania, McGraw-Hill Chemical Engineering Series.
- LUYBEN, W. L. (2006) Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns. *Process Control*, 16, 115-134.
- LUYBEN, W. L., SHUNTA, J. P. & BUCKLEY, P. S. (1985) *Design of Distillation Column Control Systems*, New York, Instrument Society of America.
- MENDIBURU DÍAZ, H. A. (2003) Automatización Medioambiental. IN INDECOPI (Ed.). Lima, Perú.
- NUSA PEÑALVER, J. D. (2007) Refinería de Cienfuegos, un día histórico. *Granma*. 21 de diciembre de 2007 ed. Cienfuegos.
- OCHOA, F. C. (2010) Control de Columnas de Destilación. *Master en Instrumentación y Control de Procesos*. Madrid, Centro Superior de Formación Repsol.
- OGATA, K. (1998) Ingeniería de de Control Moderna Tercera Edición ed. Nucalpan de Juarez, Edo. México, PRENTICE-HALL HISPANOAMERICANA, S.A.
- PETROPAR (2012) Destilación IN PARAGUAYOS, P. (Ed.). Asunción, Petropar - Petroleos Paraguayos S.A.
- RIGGS, J. (2007) *Chemical Process Control*, Austin, Ferret Publishing.
- RODRÍGUEZ HERNÁNDEZ, M. & SERRANO ROMERO, J. A. (2003) *Análisis de Esquemas de Control en Plantas Químicas*, Madrid, España.
- SCHNEIDER ELECTRIC (2008) Altivar 61 Variadores de velocidad. IN ELECTRIC, I. D. F. S. (Ed.) *460041 I08*. Barcelona.

- SHINSKEY, F. G. (1984) *Distillation Control*, McGraw-Hill Book Company.
- SKOGESTAD, S. (1992) Dynamics and Control of Distillation Columns a Critical Survey. *IFAC -symposium DYCORD + '92*. Maryland, Univerity of Trondheim.
- SKOGESTAD, S., LUNDSTRIIM, P. & JACOBSEN, E. W. (1990) Selecting the Best Distillation Control Configuration N-7034. *AIChE Journal May*, 36.
- SLOLEY, A. W. (2000) Steady Under Pressure. *The American Institute of Chemical Engineering Progress*, 35.
- SLOLEY, A. W. (2001) Effectively Control Column Pressure. *Chemical Engineering Progress, CEP.*, 97, 48.
- TIVENCA, G. D. I. (2007) Filosofía de Operación y Control Sección 100/600. Cienfuegos, Documento Técnico.
- TOWLER, G. P. & SINNOTT, R. K. (Eds.) (2008) *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Process Design*, San Diego, California, Elsevier.
- TREYBAL, R. E. (1988) Operaciones de Transferencia de Masa. Segunda Edición ed., McGraw Hill.
- WALAS, S. M. (1990) *Chemical Process Equipment, Selection and Design*, Newton, MA., Massachusetts Institute of Technology.
- WILLIS, M. J. (2000) *Selecting a Distillation Column Control Strategy*, Newcastle, Department of Chemical and Process Engineering, University of Newcastle.
- YOKOGAWA (2006) User's Manual. 5th ed., Yokogawa Electric Corporation.



**Anexo II Líneas de códigos para la conversión al dominio de las (S) los parámetros de la estructura Output Error (OE).**

```
>> th=sett(oe221,1)
```

Discrete-time IDPOLY model:  $y(t) = [B(q)/F(q)]u(t) + e(t)$

$$B(q) = 0.06172 q^{-1} - 0.06172 q^{-2}$$

$$F(q) = 1 - 0.6053 q^{-1} - 0.3851 q^{-2}$$

Estimated using PEM using SearchMethod = Auto from data set z

Loss function 6.8664e-008 and FPE 6.86703e-008

Sampling interval: 1

```
>> thf=thd2thc(th)
```

Continuous-time IDPOLY model:  $y(t) = [B(s)/F(s)]u(t) + e(t)$

$$B(s) = 0.04203 s + 2.965e-007$$

$$F(s) = s^2 + 0.9543 s + 0.006587$$

Originally estimated using PEM using SearchMethod = Auto (later modified).

```
>> [numc,denc]=th2tf(thf)
```

```
numc = 0 0.0420 0.0000
```

```
denc = 1.0000 0.9543 0.0066
```

```
>> printsys(numc,denc,'s')
```

```
num/den =
```

$$0.04203 s + 2.9647e-007$$

```
-----
```

$$s^2 + 0.95428 s + 0.0065871$$