

# Proyecto Fin de Carrera

## Ingeniería de Tecnologías Industriales

### Modelado, identificación y control de una columna de destilación

Autor: Alberto Sánchez-Cid Bueno

Tutor: Daniel Limón Marruedo

**Dpto. de Ingeniería de Sistemas y Automática**  
**Escuela Técnica Superior de Ingeniería**  
**Universidad de Sevilla**

Sevilla, 2019





Proyecto Fin de Carrera  
Ingeniería de Tecnologías Industriales

# **Modelado, identificación y control de una columna de destilación**

Autor:

Alberto Sánchez-Cid Bueno

Tutor:

Daniel Limón Marruedo

Catedrático

Dpto. de Ingeniería de Sistemas y Automática

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2019



Proyecto Fin de Carrera: Modelado, identificación y control de una columna de destilación

Autor: Alberto Sánchez-Cid Bueno

Tutor: Daniel Limón Marruedo

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2019

El Secretario del Tribunal

*A mi familia*

*A mis maestros*



# Agradecimientos

---

Este proyecto de fin de grado ha requerido de mucho trabajo y esfuerzo que sin duda no habría sido posible sin el ánimo y apoyo de mis padres Miguel y Ángeles, de mis hermanos Pablo y Guillermo, y de mis amigos más cercanos. Ni qué decir que agradezco enormemente a mi tutor, D. Daniel Limón Marruedo, la ayuda prestada a lo largo de muchas horas y la motivación que me ha dado para investigar y profundizar mis conocimientos de control automático.

*Alberto Sánchez-Cid Bueno*

*Grado en Ingeniería de Tecnologías Industriales*

*Sevilla, 2019*



# Resumen

---

El objetivo de este trabajo de fin de grado es el de implementar un controlador automático en una columna de destilación instalada de la empresa Armfield en el laboratorio de proyectos del departamento. Tras unas consideraciones iniciales y una descripción de los elementos de este sistema, se ha realizado un modelo lineal en espacios de estados mediante su identificación. El controlador escogido ha sido el PI discreto debido a su simplicidad, ideal como primer paso a la introducción de los desarrollados matemáticamente en el sistema. Todo controlador probado sobre la columna de destilación ha sido previamente simulado en un entorno programado en Matlab, creado en torno al modelo.



# Abstract

---

The goal of this final degree project is to implement an automatic controller in a column of distillation made by Armfield corporation located in the department's project laboratory. After some initial considerations and a description of the elements that compound the system, a lineal model in space states has been elaborated through its identification. The chosen controller is the discrete PI due its simplicity, ideal for a first step into the introduction of mathematic-type ones into the system. Every controller tried on the column of distillation has been put to test in a simulation environment developed in Matlab, created around the model.

# Índice

---

<b>Agradecimientos</b>	<b>ix</b>
<b>Resumen</b>	<b>xi</b>
<b>Abstract</b>	<b>xiii</b>
<b>Índice</b>	<b>xiv</b>
<b>Índice de Tablas</b>	<b>xvi</b>
<b>Índice de Figuras</b>	<b>xviii</b>
<b>Notación</b>	<b>xx</b>
<b>1 Introducción</b>	<b>1</b>
1.1 <i>Condicionantes de la planta</i>	1
1.1.1 Reflujo interno	1
1.1.2 Enfriamiento excesivo	2
1.1.3 Fallos en las medidas	2
1.1.4 Cantidad de mezcla insuficiente	2
1.2 <i>Planteamiento inicial</i>	2
<b>2 Descripción General de la planta</b>	<b>3</b>
2.1 <i>Equipos</i>	5
2.1.1 Torre de platos	5
2.1.2 Calderín o reboiler	6
2.1.3 Bomba de alimentación	6
2.1.4 Válvula de reflujo, de solenoide o de tres vías	6
2.1.5 Decantador	6
2.1.6 Condensador	7
2.1.7 Bomba de vacío	7
2.2 <i>Dispositivos de control de la planta</i>	7
2.2.1 Armario de control	7
2.2.2 Tarjetas de adquisición	7
<b>3 Mejoras de la planta</b>	<b>8</b>
3.1 <i>Modificaciones físicas</i>	8
3.2 <i>Modificaciones informáticas</i>	9
<b>4 Modelado</b>	<b>11</b>
<b>5 Identificación</b>	<b>13</b>
5.1 <i>Adquisición de datos</i>	13
5.2 <i>Obtención del modelo</i>	14
<b>6 Control</b>	<b>17</b>
6.1 <i>PID</i>	17
6.2 <i>Gain Scheduling</i>	17

6.3	<i>Comparación de controladores</i>	18
6.4	<i>Pruebas en la columna de destilación</i>	19
<b>7</b>	<b>Conclusiones</b>	<b>21</b>
	<b>Referencias</b>	<b>22</b>

# ÍNDICE DE TABLAS

---

Tabla 2-1. Válvulas	4
Tabla 2-2. Termopares	5
Tabla 3-1. Características principales de la columna de destilación	12



# ÍNDICE DE FIGURAS

---

Figura 2-1. Esquema de la planta	3
Figura 2-2. Torre de platos	5
Figura 2-3. Calderín o reboiler	6
Figura 2-4. Válvula de reflujo	6
Figura 2-5. Decantador	6
Figura 2-6. Tanque de suministro	6
Figura 2-7. Bomba de alimentación	6
Figura 2-8. Condensador	7
Figura 3-1. Panel de control en Labview	9
Figura 3-2. Indicadores de la columna en Labview	10
Figura 5-1. Temperatura de los platos	14
Figura 5-2. Temperatura del calderín y recirculación de la válvula de tres vías	14
Figura 5-3. Datos para modelado filtrados	15
Figura 5-4. Autosimilitud del modelo	16
Figura 5-5. Validación del modelo	16
Figura 6-1. Simulación de controladores	18
Figura 6-2. Recirculación manipulada por el PI	19
Figura 6-3. Control PI sobre termopar T10	19



# Notación

---

°C	Grado centígrado
kW	Kilovatio
L	Litro
$x_i$	Concentración líquida del componente volátil en el plato $i$ -ésimo
$y_i$	Concentración gaseosa del componente volátil en el plato $i$ -ésimo
<	Menor o igual
>	Mayor o igual

# 1 INTRODUCCIÓN

---

La columna de destilación fabricada por Armfield en la que se va a basar este proyecto está diseñada con fines didácticos y no corresponde a un tipo de columna habitual en la industria. La interacción Ordenador-columna se realizará a través del armario de control de la misma marca para este modelo y de tarjetas de adquisición que se introducirán junto al resto de componentes que conforman la planta.

En este trabajo se quiere marcar el punto de partida en el control automático de dicha planta. Para este proyecto se ha decidido trabajar con una mezcla de agua y etanol, una mezcla azeotrópica, lo que significa que son relativamente fáciles de separar entre sí.

A priori hay instalados en la estructura de la columna tres equipos a través de los cuales el usuario interactúa con la misma: el calderín, la válvula de tres vías y la bomba de alimentación. Esta última en la práctica su actuación en el sistema se considera una perturbación variable con el tiempo. De las otras dos el calderín es la única indispensable aunque sea la válvula de tres vías la manipulada para el control automático en la mayoría de los casos.

A continuación se presentan las peculiaridades que tiene esta columna de destilación por la propia construcción de la misma y se explica cómo van a ser afrontadas para este trabajo.

## 1.1 Condicionantes de la planta

Los trabajos realizados en años anteriores sobre esta misma columna han destacado una serie de inconvenientes y problemas presentes en la planta que conviene resolver o, en su defecto, saber llevar. En gran medida, esto condicionará las entradas que se manipularan e incluso las que funcionen y las salidas medibles que se desean controlar.

### 1.1.1 Reflujo interno

La torre de platos, la piedra angular de la columna de destilación, tiene atornillada a su cabeza un tubo de acero por la que circula una corriente de vapor que asciende hasta el condensador. El problema radica en la disipación de calor que ocurre a lo largo de todo el tubo, provocando que una fracción del vapor condense y vuelva al primer plato de la torre. Según los cálculos realizados por Susana Álvarez en su trabajo de licenciatura en torno a esta misma columna, se estiman unas pérdidas de caudal del 69 % con un reflujo en la válvula del 43 %. De por sí es impresionante, pero hay que tener en cuenta que esto se debe a que el vapor entrante se encuentra con poca energía y al límite de revertir al estado líquido.

La solución a día de hoy utilizada es la envolver tanto al tubo como a la torre de platos de material aislante, pero no reduce lo suficiente las pérdidas térmicas. Existen alternativas tales como eliminar todo el tubo salvo la base, pues por ahí se introduce el condensado recirculado, y acercar el condensador a la torre, lo cual implica cambiar la estructura, o bien instalar un compresor que impulse directamente el vapor al condensador, esta última la más factible. Por falta de tiempo y de recursos (además de ser muy complicado), se ha optado por seguir con el uso de los aislantes. No se trata de un problema realmente agravante; es solo que reduce el rendimiento ligeramente.

### 1.1.2 Enfriamiento excesivo

El condensador del que se dispone en la planta es de tipo inundado, es decir, el vapor entrante condensa al ceder calor a una balsa de agua que se recircula según el caudalímetro fijado en la estructura y que es atravesado por la manguera de agua entrante. Este caudal procede de un suministro de agua corriente, por lo que su temperatura es la ambiental. Esto causa que el condensado saliente se encuentra a una temperatura bastante por debajo de la del líquido que se encuentra en la torre de platos y no es recomendable recircularlo a la hora de implementar un controlador. No obstante, si no existe el riesgo de fugas debido al calentamiento, algo mucho más indeseable. La cuestión es hallar el caudal adecuado que ni ponga en peligro el sistema ni enfríe demasiado el condensado (si se conserva el condensador). La solución encontrada ha sido establecer dicho caudal en torno a los 0.2 L/min, con el cual la temperatura de la mezcla en el decantador (T12) nunca llega a superar los 40 °C, todavía baja en comparación con las de la columna, que rondan entre los 75 y 85 °C.

### 1.1.3 Fallos en las medidas

El programa de Labview creado por Antonio Souto en su trabajo de fin de grado será el usado para realizar las medidas de los ensayos, además de haber sido el punto de partida para la toma de medidas de los termopares y de los equipos con capacidad de ser manipulados eléctricamente desde entonces.

El fallo reside en el armario de control que, por ejemplo, al recibir del programa la orden de al reboiler una potencia de 1,01 KW el medidor del propio armario indica que lo está a 0,74 kW. Algo parecido ocurre con los termopares, que a temperatura ambiente las medidas tanto del armario como del ordenador son clavadas mientras que a temperaturas de operación el error aumenta y se hace notable, pudiendo ser éste de hasta 1 °C, aunque este margen de error varía entre los múltiples termopares. Por ejemplo, la discrepancia entre las medidas a la salida de la columna (T10) se suele encontrar en +0.2 °C mientras que en el plato superior (T1) en +0.6 °C.

Este problema viene dado por naturaleza de los sensores. Sin embargo, es algo que se da por resuelto por el fabricante y es bastante importante tenerlo en cuenta a la hora de valorar los datos obtenidos.

### 1.1.4 Cantidad de mezcla insuficiente

El volumen de mezcla que se ha obtenido para desarrollar este trabajo es de aproximadamente 20 L. Los ensayos pueden prolongarse hasta horas y reiniciarlos inmediatamente después otro anterior supone un riesgo demasiado alto el usuario de la planta, por no decir que no se podrá mantener una continuidad entre uno y otro. Si se desea operar con un caudal volumétrico de entrada alto, la mezcla contenida en el tanque de alimentación se consumirá en un poco más de una hora, pues hay que considerar que del volumen del que se parte 6,5 L deben de estar dentro del calderín para que pueda calentar sin peligro para el mismo.

## 1.2 Planteamiento inicial

Con estos datos en mano se destacan las decisiones a tomar a lo largo del trabajo para la realización de los ensayos y, por consiguiente, del modelo y del controlador:

- Se tiene que elegir entre la válvula de reflujo y el calderín como equipo para el control monovariable de la planta. La bomba permanecerá como perturbación, susceptible de ser modificada manualmente por el usuario pero normalmente se mantendrá constante.
- Las salidas que pueden ser controladas son solo temperaturas, por lo que es cuestión de escoger las más influyentes.
- Se tendrá que desarrollar un método que permita ensayos largos con caudales de bomba altos.

El objetivo principal de este trabajo, como ya se ha dicho, es el control estable de una de las salidas de la columna de destilación. Las demás aportaciones que se realicen sirven a esta causa.

## 2 DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PLANTA

Los equipos que conforman la planta están alojados en una estructura vertical de tubos de acero soldados de cuatro apoyos. Como se puede apreciar en la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**, la Torre de platos, la parte más importante de la planta, está dispuesta verticalmente para establecer un flujo líquido vapor contracorriente, apropiado para el enriquecimiento del destilado. En la estructura están instalados además un calderín, una bomba de alimentación peristáltica, un condensador, una válvula de reflujo, un decantador y los tanques de alimentación y de producto. Por cuestiones de seguridad, todos los recipientes de la planta están conectados a un tubo de venteo que da al exterior para reducir la exposición a etanol en estado gaseoso.

Aparte de los equipos nombrados en el pasado párrafo, cabe enumerar todas las válvulas e informar de cual es la función de cada una de ellas.

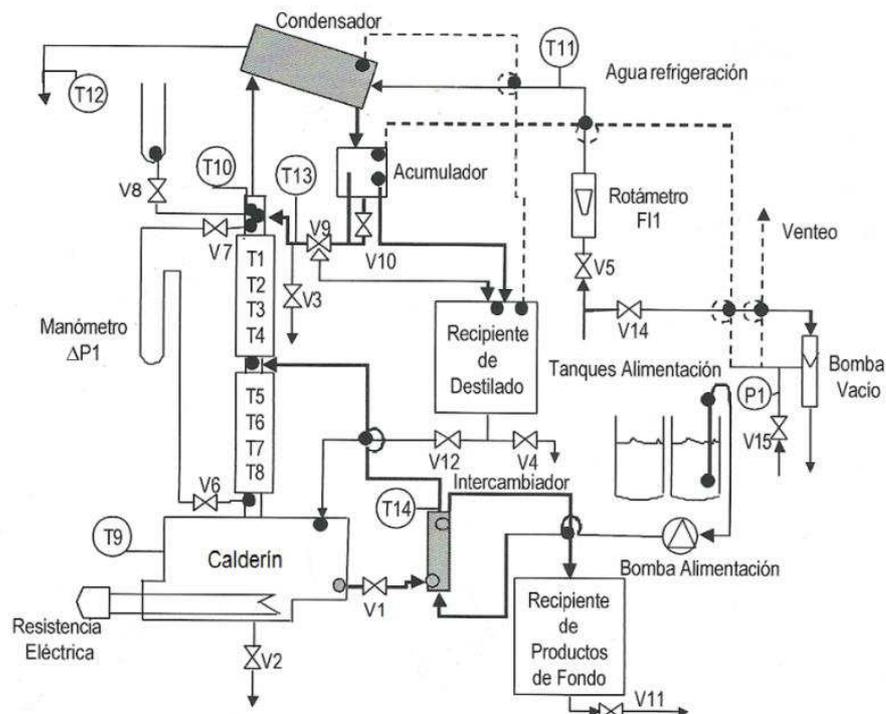


Figura 2-1. Esquema de la planta

Tabla 2-1. Válvulas

Nº Válvula	Función	Posición
V1	Sirve para manipular el flujo del producto de fondo en el reboiler.	Abierta durante todo el ensayo para una operación continua.
V2	Permite evacuar el contenido del reboiler.	Cerrada siempre salvo para vaciar el reboiler.
V3	Permite tomar muestras del condensado devuelto a la columna por la válvula de reflujo.	Cerrada siempre.
V4	Su función es la de evacuar el producto de cabeza fuera de la columna.	Cerrada siempre.
V5	Regula la entrada de agua refrigerante al condensador.	Solo debe estar abierta durante el funcionamiento de la planta. El caudal está fijado en 2 L/min, siendo el máximo de 4 L/min.
V6	Percibe la presión del vapor en la base de la torre de platos.	No es manipulable durante el funcionamiento.
V7	Percibe la presión del vapor en la cabeza de la torre de platos. Junto con V6 mide la caída de presión entre ambos extremos de la torre.	No es manipulable durante el funcionamiento.
V8	Si se mantiene abierta la destilación será atmosférica.	Cerrada siempre.
V9	Controla la relación de caudal recirculado y el enviado al tanque de producto de cabeza.	Inactiva, ya que no habrá recirculación y el producto de cabeza llega al tanque directamente desde el decantador.
V10	Permite la llegada de condensado a la válvula de reflujo.	Cerrada siempre a menos que se quiera utilizar la válvula de reflujo o vaciar el decantador.
V11	Sirve para evacuar el producto de fondo	Cerrada siempre salvo para vaciar el tanque.
V12	Abre o cierra el paso del condensado acumulado en el tanque de producto de cabeza al reboiler.	Cerrada siempre salvo para vaciar el tanque.
V13	No está disponible para su uso	
V14	Permite o bloque la circulación de agua fría hacia la bomba de vacío	Cerrada siempre.
V15	Es utilizada para regular el nivel de vacío proporcionado por la bomba de vacío.	Cerrada siempre.

Los únicos sensores digitales instalados en la planta son termopares, estando los ocho primeros colocados en la columna en el orden de la tabla de abajo, desde la cabeza hasta la base. El resto de termopares miden la temperatura en lugares estratégicos de la planta, disponibles para el control aunque se cree apropiado utilizarlos simplemente como informativos. Se recomienda usar de nuevo la figura anterior para ubicar los sensores.

Tabla 2-2. Termopares

Nº Termopar	Localización
T1	Primer plato (superior).
T2	Segundo plato.
T3	Tercer plato.
T4	Cuarto plato.
T5	Quinto plato (alimentación).
T6	Sexto plato.
T7	Séptimo plato.
T8	Octavo plato (inferior).
T9	Líquido en el reboiler.
T10	Mezcla entrante en la columna.
T11	Entrada de agua de refrigeración.
T12	Decantador (antes, como aparece en el esquema, a la salida de agua de refrigeración).
T13	Condensado recirculado.
T14	Corriente de alimentación tras atravesar el intercambiador de calor.

## 2.1. Equipos

### 2.1.1 Torre de platos



Es una estructura de cristal larga compuesta por dos cuerpos, uno superior y otro inferior, unidos por un tubo corto de acero que además sirve de entrada a la corriente de mezcla de entrada al sistema. Cada cuerpo contiene cuatro platos perforados de arriba abajo aparejados con los termopares del T1 y T8, con el mismo orden que el de los platos.

En cada uno de los platos, cuando ya existe una corriente de fluido que traza de precipitar hasta el calderín y otra de vapor que recorre la columna hasta el condensador. El propósito principal de los platos en un proceso de destilación es el de enriquecer la mezcla del componente más volátil según se asciende por los platos hasta que el condensado quede lo más puro posible de este. En principio cuanto más platos mayor será la proporción de alcohol en la mezcla final, aunque para cada compuesto existe un número útil hasta el cual no renta incluir más.

Por el fondo está conectado al calderín, por la unión de los cuerpos de cristal a la bomba peristáltica y por la cabeza al condensador y a la salida de la válvula de reflujo.

Figura 2-2. Torre de platos

### 2.1.2 Calderín o reboiler



Figura 2-3. Calderín o reboiler

Se trata de un recipiente cilíndrico de acero inoxidable conectado a la base de la columna. Gran parte de la mezcla ya estará en su interior –10 litros para ser exactos- aunque la que llega de la bomba de alimentación entra por dicha abertura. También es la misma por la que sale la corriente de vapor. El calderín dispone

De este aparato depende si se lleva a cabo una destilación continua o discontinua, más concretamente de la de la válvula

V1, como ya se mencionó en la **¡Error! No se encuentra el rigen de la referencia.**, abierta en el primer caso y cerrada en el segundo. En continua el producto de fondo empezará a

evacuarse cuando en el calderín se alcance el nivel al que está situado la válvula V1. Gracias a la bomba de vacío ese producto se le obliga a pasar por un intercambiador de calor, el cual cederá a la corriente de la bomba peristáltica, y acabará en el tanque de fondo. El caso a estudiar en este caso es en operación discontinua.

### 2.1.3 Bomba de alimentación

La bomba peristáltica introduce a mitad de la torre de platos la mezcla almacenada en un bidón de alimentación de aproximadamente 20 litros. El rango de revoluciones en el que se mueve se encuentra entre 0 y 300 rpm, equivalente a un caudal volumétrico de entre 0 y 300 mL/min.



Figura 2-6. Tanque de suministro



Figura 2-7. Bomba de alimentación



Figura 2-4. Válvula de reflujo



Figura 2-5. Decantador

### 2.1.4 Válvula de reflujo, de solenoide o de tres vías

Se trata de una válvula de tres vías cuya entrada está conectada al decantador y cuyas salidas a la cabeza de la torre de platos y al tanque de producto destilado. Se utiliza para devolver parte del condensado a la columna con el propósito de alcanzar un producto final más enriquecido en el componente más volátil o en el más pesado, según a cual límite dentro de la interfase se encuentre más cerca la mezcla en el calderín. Funciona con un ciclo de tiempo en ms y una recirculación en % (o duty cycle). Durante este porcentaje de ciclo, el primero, se devuelve el destilado a la torre mientras en el restante se manda al recipiente de destilado.

### 2.1.5 Decantador

Recoge el condensado procedente del condensador. La posición de la válvula V10 marca el comportamiento de este equipo: si está abierta, el condensado fluye hacia la válvula de reflujo; en caso contrario, se almacena

en el decantador –actuando ahora como acumulador- hasta que desborda uno de los conductos en su interior y pasa directamente al tanque de producto de cabeza.

### 2.1.6 Condensador



Es el equipo más elevado dentro de la estructura de la planta. Condensa el vapor procedente de la torre de platos al hacerlo circular por un serpentín sumergido en agua fría. Mediante el rotámetro (válvula V14) se regula el caudal con el que se renueva el agua yacente en el condensador.

Figura 2-8. Condensador

### 2.1.7 Bomba de vacío

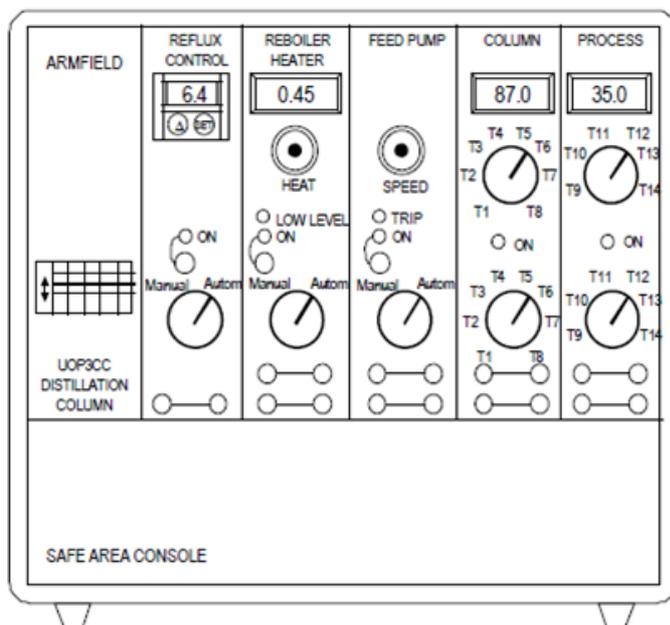
Regula el nivel de vacío alcanzado en la planta a través de la válvula V15. Un manómetro de aguja incorporado en la bomba indica la presión conseguida.

## 2.2. Dispositivos de control de la planta

### 2.2.1 Armario de control

El usuario puede controlar las entradas de forma manual las entradas disponibles y visionar en pantallas, de izquierda a derecha, la potencia suministrada por el calderín, los segundos transcurridos desde que la válvula se encuentra en la posición actual y las temperaturas de todos los termopares en °C, separadas en temperaturas medidas dentro de la torre de platos (de T1 a T8) y en temperaturas de proceso (de T9 a T14). Además cada una de las columnas que aparece en la Figura 2-9 se dispone de tomas eléctricas a las cuales se pueden conectar un voltímetro con al menos un rango de lectura entre 0 y 5 V, el mismo que el usado por los termopares para sus mediciones.

Tanto el calderín como la bomba se manipulan mediante unas ruletas que se mueven entre el 0 y el 100 % de la capacidad de actuación de cada una. La modificación de válvula de solenoide consiste en introducir los



tiempos que se quiere dedicar a cada una de sus posiciones en un ciclo cuya duración es la suma de ambos, pudiendo ser como máximo 99,99 segundos para el destilado devuelto a la columna y 9,99 para el saliente del sistema, en este caso devuelto al tanque de alimentación.

### 2.2.2 Tarjetas de adquisición

Mediante un par de banda de cables conectados a la parte posterior del armario de control, comunica el armario de control con el ordenador. Gracias a esta aportación realizada en un trabajo anterior, un programa diseñado por el usuario puede manipular las entradas tanto manualmente como automáticamente.

## 3 MEJORAS DE LA PLANTA

---

Con el fin de establecer un controlador de la columna de destilación y de llevar a cabo ensayos prolongados en el tiempo, se han ejecutado una serie de mejoras sobre el sistema físico y sobre el programa desarrollado en Labview por José Antonio Souto, quien trabajó anteriormente con la misma planta. Todavía podrían hacerse más ajustes de los que se van a mencionar, pero son considerados como menos relevantes para el propósito que atañe al trabajo.

### 3.1 Modificaciones físicas

Ya desde su puesta en funcionamiento en el laboratorio, a la columna se le envolvió con una capa de gomaespuma en la torre de platos y en el tubo de acero que une a la cabeza de la torre con el condensador para reducir las fugas de calor al mínimo posible, como se aprecia en la Figura 2-2. En trabajos de fin de grado y de carrera anteriores también se ha planteado la posibilidad de sustituir el tubo que se ha mencionado por un compresor debido a que la mayoría de las pérdidas de calor se originan en este tramo. Al no ser muy relevante, además de laborioso, solo se destaca.

En este caso el problema más importante a resolver es la ausencia de mezcla para operar la planta a caudales volumétricos de alimentación altos. La tendencia natural de la mezcla contenida en el calderín es, sin ningún aporte exterior, reducir su concentración de etanol al hervir a temperaturas por debajo de la de ebullición del agua. La bomba de alimentación aporta mezcla en su concentración inicial, lo que decelera la disminución de concentración en etanol dentro del calderín. En operación continua (V1 abierta), cuanto mayor sea el caudal bombeado, mayor será el parecido de la concentración media en el calderín con la inicial, dando lugar a un porcentaje de etanol constante en el tiempo, favorable para el control automático. No obstante, el caudal no puede ser demasiado abusivo si se desea que ebulle la mezcla.

La solución reside en la construcción de un circuito cerrado en la columna de destilación. Con la Figura 2-1 como apoyo visual, la modificación consiste en usar el tanque de alimentación también como recipiente de destilado y de producto de fondo. La mezcla almacenada aparte ahora interactúa con ambas corrientes, una tras circular a través del intercambiador de calor y la otra es el condensado no recirculado, sacado del sistema visto desde el esquema de la planta original. La concentración a lo largo del tiempo puede verse ligeramente reducida respecto a la original, pero existe una renovación de la mezcla almacenada que garantiza un valor medio que no se ve altamente comprometida. Al ser también un sistema cerrado, no se expulsa mezcla del sistema. De esta manera se resuelve las limitaciones de cantidad de mezcla y de caudal, además de permitir unas condiciones más estables para el control de la planta.

No obstante, cabe destacar un posible problema a consecuencia de este apaño. Ahora la mezcla que entra al sistema está muy caliente, a pocos grados centígrados de la que detecta el termopar en el calderín. En este trabajo no ha incurrido en ningún accidente, pero hay que tener cuenta este hecho a la hora de seleccionar los materiales de los tubos que se utilizan para crear el circuito cerrado.

## 3.2 Modificaciones informáticas

El programa creado en Labview anterior a este trabajo es muy útil para la adquisición de datos, la visualización de la evolución temporal del sistema y la manipulación manualmente de la potencia del calderín (kW) y la velocidad de la bomba (rpm) desde el ordenador. Sin embargo, la válvula está poco desarrollada. Mediante un botón la válvula cambia a una de las dos posiciones posibles, adjudicándole a una el estado “OFF” (destilado fuera de la torre) y otra el “ON” (destilado hacia la torre, recirculado). Con otro botón se hace cambiar de posición con cada muestreo, es decir, una recirculación del 50% constante. Tal como se diseñó no es posible controlarla, aunque la estrategia de control habría que establecerla también.

A partir de este programa se realizan las modificaciones necesarias para poder manipular la válvula de tres vías con un ciclo y una recirculación deseados y poder introducir los valores de los parámetros a utilizar por el controlador instaurado en este trabajo, además de la referencia que el sistema debe alcanzar cuando esté en funcionamiento.

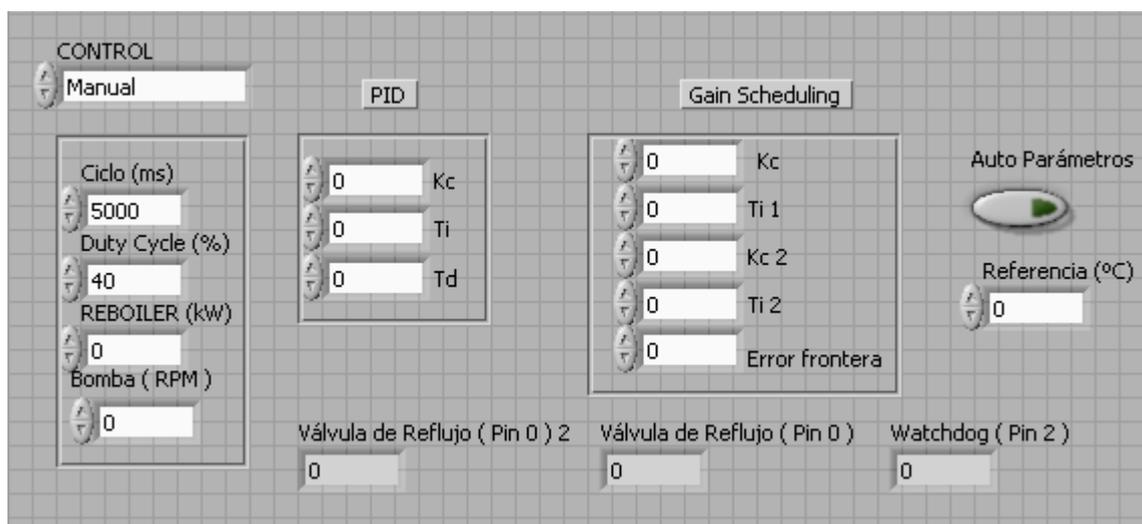


Figura 3-1. Panel de control en Labview

Los controladores seleccionados para este trabajo, como ya adelanta la imagen, son el PID convencional y un Gain Scheduling compuesto por dos PI. El botón “Auto Parámetros” permite, según el tipo de controlador que aparece en la caja “CONTROL” (en Manual no sirve), que el controlador utilice unos parámetros ya definidos en el código del mismo.

En la válvula, como se proponía, se puede cambiar tanto el ciclo como la recirculación. Sin embargo, el ciclo es recomendable imponer unas “restricciones”, pues los temporizadores de Labview funcionan en torno al reloj interno del ordenador. Habrá una nueva muestra cuando este reloj marca un tiempo en ms múltiplo del de muestreo del temporizador, con el fin de establecer una sincronía en el sistema. Debido a esto la válvula funcionará correctamente cuando su ciclo sea divisor del tiempo de muestreo.

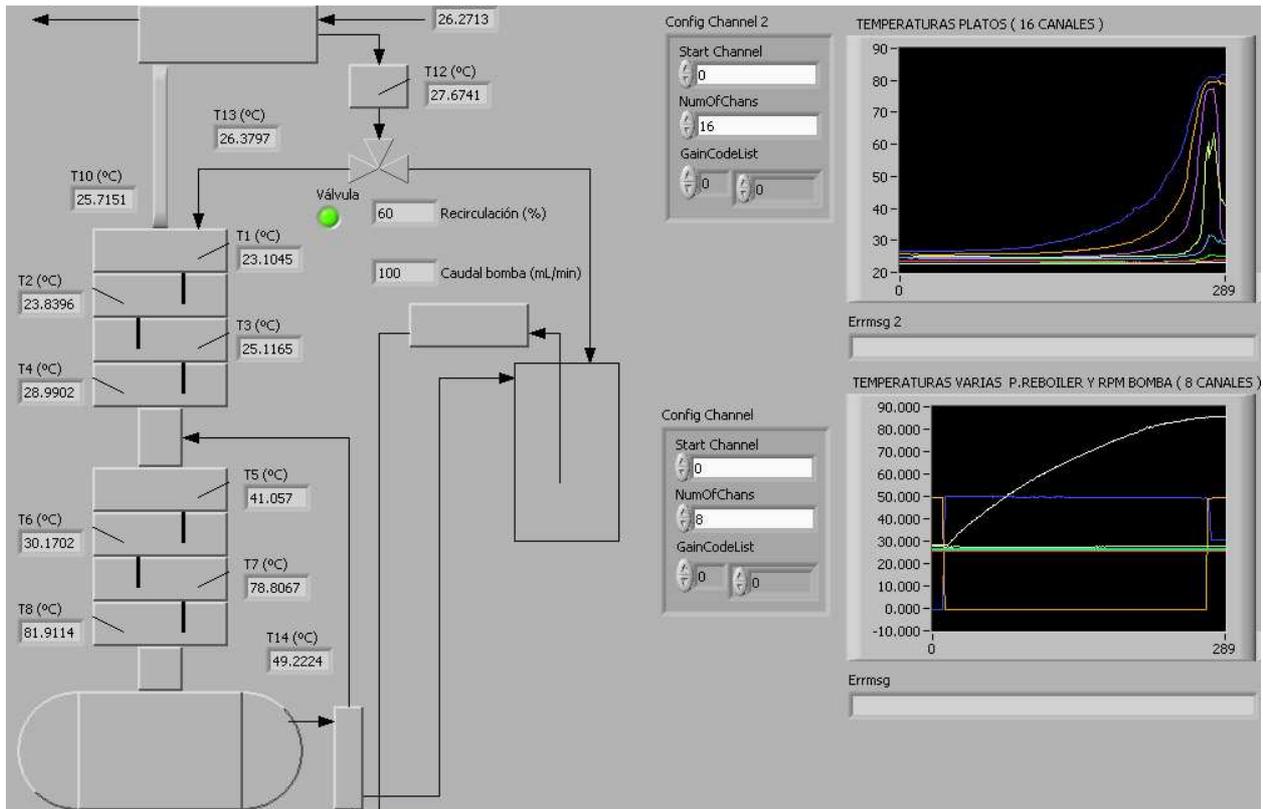


Figura 3-2. Indicadores de la columna en Labview

Para mejor visualización de la planta, se ha creado un esquema un poco rudimentario de la planta que enseña los valores recogidos en la última muestra de la columna. También informa del estado en el que se encuentran los equipos manipulables desde el ordenador, incluido la posición de la válvula de tres vías. Las gráficas a la derecha de la imagen anterior forman parte del programa original. La de arriba muestra la evolución de las temperaturas de los ocho platos de la torre mientras la de abajo la que detectan los otros termopares distribuidos por la planta (T9-T14).

## 4 MODELADO

Se ha procedido a la elaboración de un modelo no lineal que simule el comportamiento de la columna de destilación en base a las ecuaciones de balance de materia para una planta desarrolladas en el libro “Instrumentación y control de plantas químicas” por Pedro Ollero de Castro y Eduardo Fernández Camacho. El tutor de este trabajo de fin de grado, Daniel Limón Marruedo, ha sido el autor principal de este.

Primero es necesario comentar que estas ecuaciones conciben la columna de destilación como ideal. Se construyen asumiendo las hipótesis simplificadoras que aparecen a continuación, descritas de la forma más sencilla posible:

1. En todos los platos se alcanza el equilibrio vapor-líquido.
2. El caudal de vapor ascendente es el mismo en todos los platos ( $V = V_1 = V_2 = V_n$ ).
3. El caudal de líquido que abandona cada plato está en función de la masa en el mismo ( $L_i = f(m_i)$ ).
4. La volatilidad relativa ( $\alpha$ ) es constante e igual para todo el sistema.
5. Se desprecia la dinámica del calderín, del condensador y los platos.

Tanto el condensador como el calderín son considerados platos a la hora de formular sus ecuaciones, considerados especiales junto al primer plato, al que retorna parte del condensado por acción de la válvula de tres vías, y el quinto, sobre el que precipita la mezcla bombeada. Esto conduce a que se trabaje sobre el modelo con un total de diez platos en este caso, enumerados de arriba abajo. Cada uno tiene definido su propio volumen de control del que se deducen dichas ecuaciones.

$$\frac{dm_i}{dt} = L_{i-1} - L_i + V_{i-1} - V_i = L_{i-1} - L_i \quad (4-1)$$

$$\frac{d(m_i x_i)}{dt} = L_{i-1} x_{i-1} - L_i x_i + V(y_{i+1} - y_i) \quad (4-2)$$

La primera de las dos ecuaciones atañe a la variación temporal de moles de mezcla sobre el plato  $i$ -ésimo mientras el segundo sólo a la variación de los moles del componente volátil en estado líquido. Dicha fracción se expresa con  $x$  cuando se habla de la mezcla en estado líquido y con  $y$  en estado gaseoso. Tal cual aparecen representan al caso general. Para los especiales se quitan o se añaden caudales: en el calderín hay un solo caudal de vapor y el caudal líquido saliente corresponde al que desborda de él; en el condensador sólo entra el vapor que abandona la columna y sale el condensado. En el primer y quinto plato se añaden los caudales líquidos antes mencionados, suponiendo siempre que en este último su concentración es la misma que la inicial.

Tras desarrollarlas se obtiene una inecuación general que expresa teóricamente la estabilidad del sistema. Esta

se garantiza siempre que el caudal líquido que caiga dentro del calderín sea superior al caudal volumétrico que lo abandona.

$$\frac{Q_n * (1 - R_n)}{F_n} < \lambda * KF \quad (4-3)$$

Siendo  $Q_n$  el calor aportado por el calderín en kW,  $R_n$  el reflujo en tanto por uno y  $F_n$  el caudal volumétrico bombeado en mL/min. El lado derecho de la inecuación lo componen términos considerados constantes:  $\lambda$  es el calor latente promedio, igual a 44 kJ/mol y  $KF$  la densidad de la mezcla en moles/m<sup>3</sup>.

Ahora queda determinar el sistema dándole valores iniciales como al sistema, muchos de ellos importantes a la hora de replicar, ya sean dados por la naturaleza del sistema, impuestos o supuestos.

Tabla 4-1. Características principales de la columna de destilación

Nombre	Símbolo	Valor (Unidad)
Concentración inicial líquido de etanol en el calderín y en el tanque de alimentación (en este constante)	zF	31 (%)
Tiempo de muestreo	Tm	5 (s)
Volatilidad relativa media	A	2 (-)

El modelo se define por un vector de 20 estados compuesto en la primera mitad por las concentraciones líquidas de los platos de arriba abajo, desde el condensador hasta el calderín, y el resto son los moles líquidos de estos en el mismo orden. El cálculo de cada uno de ellos se realiza mediante por integración por Euler porque otros métodos de mayor resolución numérica, como lo es ode45, ralentizan mucho la simulación y los resultados no divergen mucho de los del primero.

La razón por la que no se ha escogido este modelo para desarrollar un controlador se debe a que no se conoce ninguna forma lo suficientemente certera de establecer una relación entre la temperatura del plato y la cantidad de moles líquidos en él. Las curvas de temperaturas de la mezcla agua-etanol no son de gran ayuda cuando un termopar detecta la temperatura de la mezcla condensada en el plato que no superan la temperatura de ebullición del etanol, 78 °C, común en los platos más elevados. No obstante, es digno de mención que esta columna de destilación es un sistema no lineal, por lo que el modelo que mejor puede representarlo también lo será. Esto no quita que aún esté demasiado idealizada, pues no se han introducido en modelo conceptos como lo son el reflujo interno en la cabeza de la torre de platos o la temperatura a la que se bombea la mezcla bombeada, mucho más caliente de lo normal. Otro desajuste respecto a la realidad sería el punto de funcionamiento seleccionado en el siguiente capítulo, que ya se adelanta que sería inestable según la inecuación general del modelo pero que ha servido para operar con la columna. Se espera que sea mejorado en futuros trabajos para poder plantear estrategias de control avanzadas.

# 5 IDENTIFICACIÓN

---

**A**l no haber funcionado el modelo no lineal, se recurre a la identificación, un proceso en el que un algoritmo estima como se comporta el sistema a replicar a partir de datos tomados de éste y proporciona un modelo puramente matemático, sin relación directa con variables reales.

## 5.1 Adquisición de datos

En este punto del trabajo se define cuál será el equipo que manipulará el controlador, el calderín o la válvula de tres vías, puesto que será el único variable durante la adquisición de datos. Se ha consultado a proyectos escritos en torno al control de columnas de destilación fabricadas por Armfield, tanto de estudiantes que se ensayaron la misma planta que la de este trabajo como de investigadores de otras universidades, y también se ha procedido a probar el comportamiento de los equipos por separado. Ambas partes señalan a la válvula como la más fácil de manipular a la hora de establecer un control. No hay ningún proyecto que abarque el control monovariante a través del calderín. Por experiencia propia, es muy delicado con las variaciones y muy lento, a pesar de que los cambios se notan rápidamente en los platos más altos. También surge el inconveniente de la concentración de etanol, que causa dificultad a la hora de señalar el final de un transitorio entre regímenes permanentes. Esto hace, por consecuencia, que tenga un rango muy limitado en el orden de kW. La válvula de tres vías, por otro lado, no es un equipo tan fundamental para el proceso como lo es el calderín. Su actuación repercute sobretodo a los cuatro platos superiores, teniendo cada uno un rango de temperaturas de pocos grados debido a su influencia.

El reboiler y la bomba de alimentación se mantienen en un punto de funcionamiento que garantice que el correcto funcionamiento de la planta tanto a reflujo total como a nulo. En el primer extremo se debe evitar que el destilado devuelto impida al vapor ascender, aunque en verdad lo que ocurre es que el rendimiento de la planta cae drásticamente. En el segundo la mezcla dentro del calderín no debe calentarse demasiado ni reducir pues la corriente de vapor saliente superar al anterior y puede empezar a vaciarse, lo que puede llegar a inestabilizar el sistema. Se ha escogido para el reboiler un punto de funcionamiento de 0,5 kW mientras que la bomba de alimentación habitualmente se pondrá a funcionar a 100 rpm, equivalente a 100 mL/min. Después de varios ensayos, se cree conveniente seleccionar para la válvula un punto de funcionamiento no menor del 50% por el carácter no lineal que se ha ido comentado a lo largo del capítulo y que se aclarará al final de este apartado. En este trabajo su punto de funcionamiento se ha establecido en 60 %.

Finalmente se muestran en las dos páginas siguientes la gráfica con el registro de las temperaturas de los ocho platos (de T8 a T1, de arriba abajo en azul) y la del tubo entre la torre y el condensador (T10, en rojo) en una. En la otra muestra la evolución de la temperatura dentro del calderín (T9) en la gráfica superior y la recirculación de la válvula de tres vías en la gráfica inferior, siempre dando escalones múltiplos de 20.

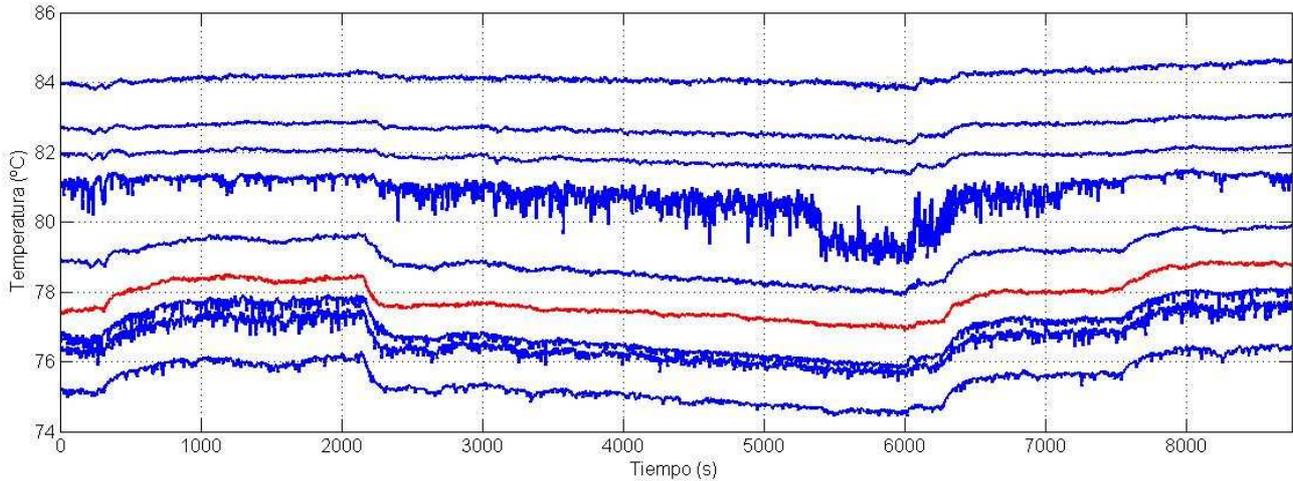


Figura 5-2. Temperatura de los platos

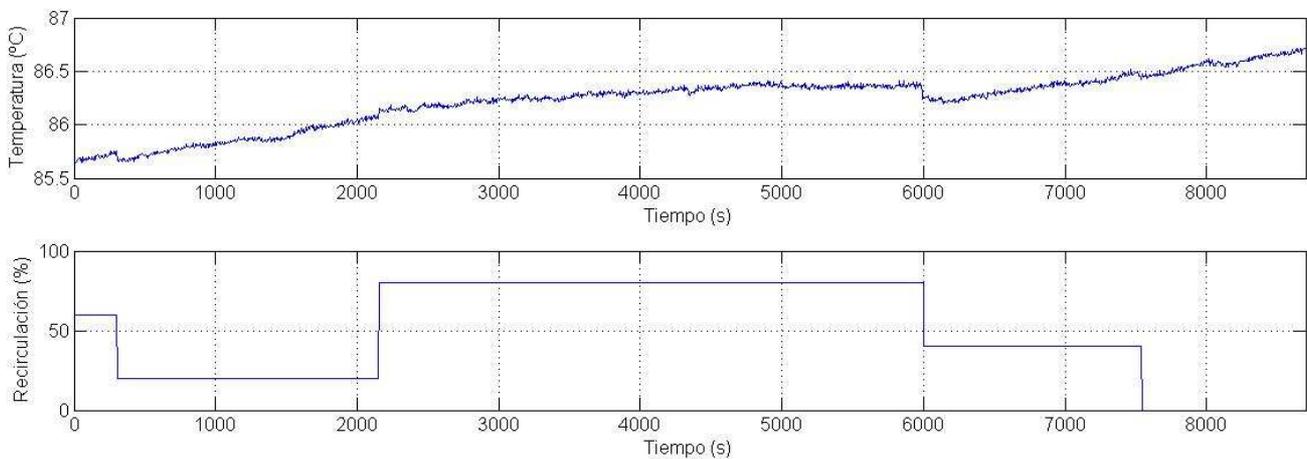


Figura 5-1. Temperatura del calderín y recirculación de la válvula de tres vías

Si observa con detenimiento, se puede verificar la no linealidad del sistema. Ya es de destacar la diferencia en la dinámica del sistema entre recibir un escalón positivo y otro negativo, además que la válvula muestra una ganancia negativa. La no linealidad reside en las diferentes amplitudes entre regímenes permanentes, parecidas o no según se mire. Lo que se remarca principalmente es que cuanto mayor sean los duty cycle entre los que se aplica un escalón a la válvula mayor diferencia habrá entre las salidas, es decir, un escalón no tendrá el mismo efecto a una recirculación más cercana a la nula que a la completa, siendo los saltos en el último caso más grandes. En el siguiente apartado se expondrá con más claridad.

El registro de las temperaturas del calderín en la Figura **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** se presenta más bien como algo anecdótico, pues es una salida un tanto impredecible y poco fiable, no muy útil cuando se quiere crear un modelo estable y sencillo.

## 5.2 Obtención del modelo

Una vez recogido los datos de los ensayos realizados, se decide cuales de estas medidas se quiere replicar y qué sección de estos serán los utilizados para la creación de un nuevo modelo. La salida seleccionada para ser el objetivo del controlador ha sido el termopar T10 mientras que las medidas de T1 y T4 se añaden al modelo con el fin de aportar mayor fiabilidad al resultado obtenido de la identificación. Al fragmento de datos seleccionado hay que someterlo adicionalmente a un filtro para eliminar el ruido sin alterar demasiado la dinámica del sistema captada en la gráfica. Se trata de un filtro muy básico que se suele utilizar en tiempo real

en ensayos de sistemas reales una vez por muestra. Aquí se repite en bucle tantas veces se estime necesarias.

$$y'_i = y_i\varphi + y_{i-1}(1 - \varphi) \quad (5-4)$$

$$y''_i = y'_i\varphi + y'_{i+1}(1 - \varphi) \quad (5-5)$$

Donde  $\varphi$  es el coeficiente ponderador acotado entre 0 y 1 y los términos de salida apostrofados la modificación de los que estos derivan. Una ecuación es el reflejo de la otra. Repitiendo el filtro en un sentido y en el contrario se evita que los datos se desplacen en el eje de abscisas y las partes de la gráfica con un gradiente alto no se deformen mucho. Como es lógico, en tiempo real solo se utiliza la primera. A modo de comparativa se presenta la sección escogida del registro de T10 tanto con filtro como sin él.

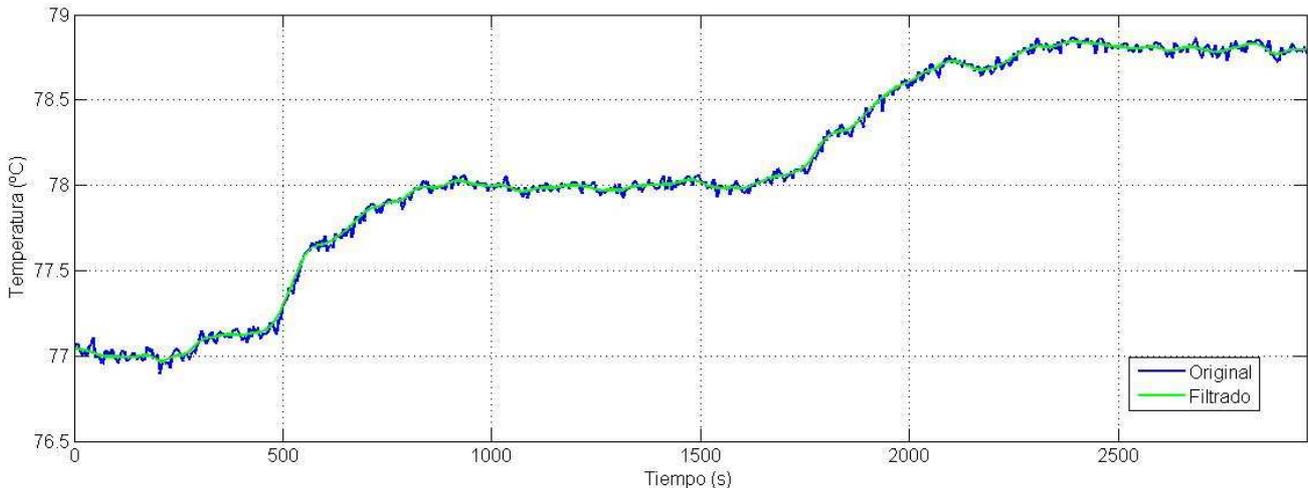


Figura 5-3. Datos para modelado filtrados

Aquí ya se puede apreciar la no linealidad del sistema mejor, pues si se retrocede a la Figura 3-2, se comprueba que ante la misma variación en la recirculación el sistema no se comporta igual. La salida pasa a estar de 77 °C de media al principio a 78 °C en el primer escalón y a 78,8 °C en el segundo. El ruido ha sido mitigado ligeramente, manteniendo los efectos indeseados en el transitorio pero eliminando las variaciones bruscas de hasta 0,1 °C en régimen permanente, una mejoría que se ve recompensada en la creación del modelo.

El toolbox “ident” integrado en Matlab ha sido el método empleado para la identificación. Su uso es sencillo y permite la fácil validación del modelo calculado en el tipo de sistema que uno desee. De los sistemas probados el que mejores resultados dan son los sistemas de espacios de estados. Por observación se notar que el sistema es de orden superior a uno, seguramente uno de segundo sobreamortiguado, por lo que al basar el modelo en tres salidas (T10, T1 y T4) el modelo forzosamente tiene que tener por lo menos seis estados. Curiosamente, el mejor modelo creado por la herramienta no concibe retrasos, por lo que, según esta, un tiempo de muestreo de 5 segundos son suficientes para desestimarlos.

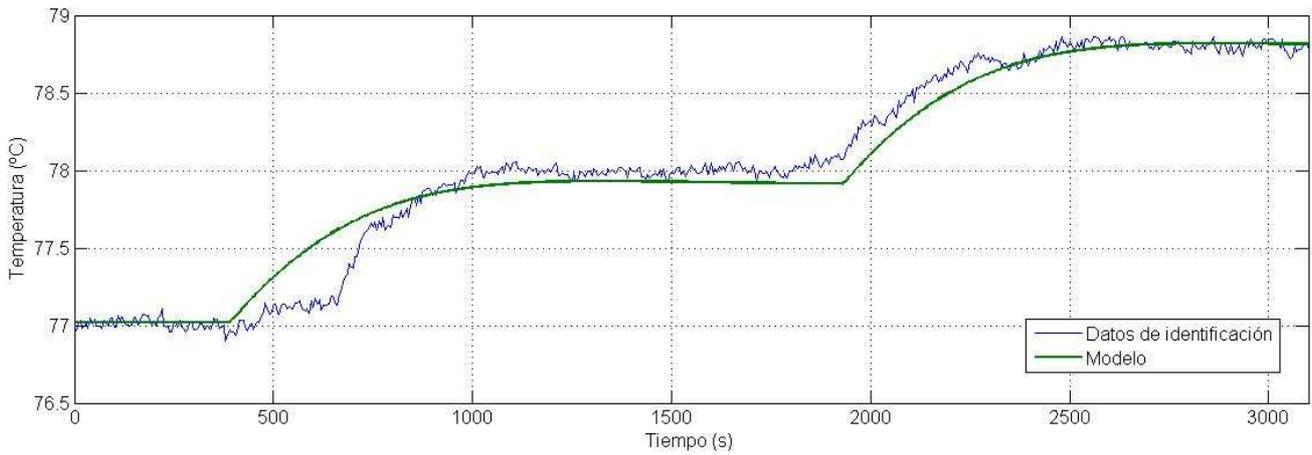


Figura 5-4. Autosimilitud del modelo

El modelo es suficientemente exacto, de en torno un 80 % de autosimilitud con los datos no filtrados, con una ganancia a medio camino entre las de los dos escalones dados y replica muy bien la dinámica de la válvula, a pesar de de que genera una leve sobreoscilación no presente en el sistema. Con esto basta para crear un controlador simple, como un PID, flexible ante desajustes intrínsecos del modelo. Desafortunadamente, como ya se había comentado anteriormente, las dinámicas en los transitorios provocados por escalones positivos y negativos son bastante diferentes. Esto se ratifica con el resto de datos que no usados para la identificación, ahora renombrados como de validación.

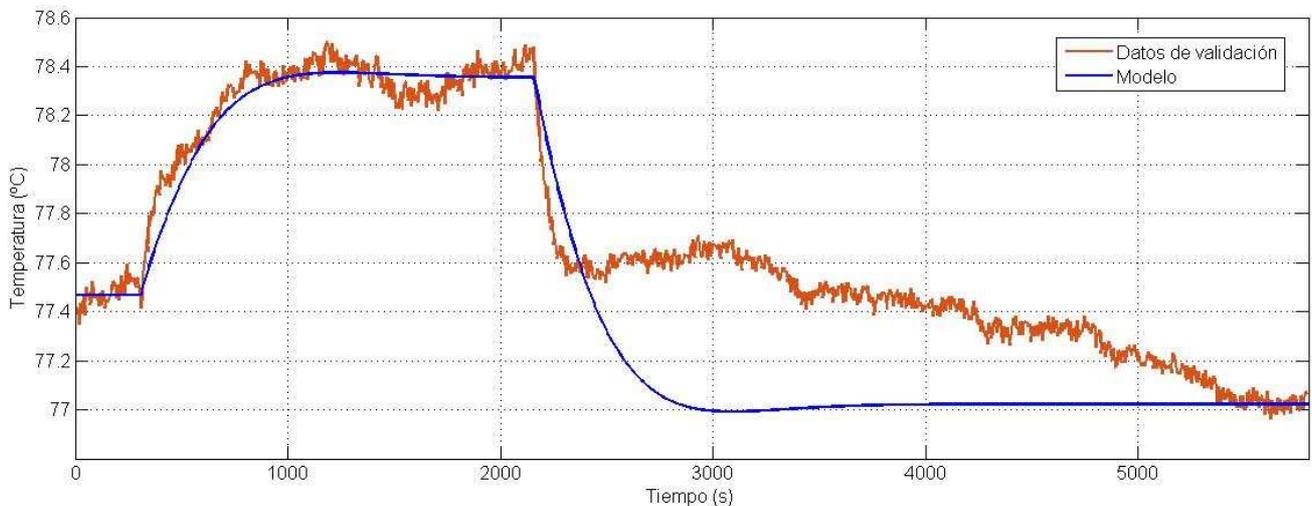


Figura 5-5. Validación del modelo

El modelo sigue adaptándose adecuadamente a los saltos positivos en la salida pero resulta defectuoso para los negativos. Sería necesario crear otro modelo construido de un escalón positivo para simular con más la planta de destilación. Pero como se verá en el siguiente capítulo, esto no es realmente necesario cuando se manipula sólo con la válvula, y en el caso de hacerlo, lo más favorable sería describir todo el comportamiento de la planta con un mismo modelo.

# 6 CONTROL

---

En este capítulo se explica cómo se han obtenido los controladores a partir de los modelos y su comportamiento cuando se han implementado en la columna de destilación. Se recurre a diseños sencillos que absorban los defectos del modelo pero que acelere los transitorios considerablemente. Los dos que se proponen en este trabajo son el PI y el PI con Gain Scheduling.

## 6.1 PID

Del modelo basado en los dos escalones positivos de la figura 3-2, se calculan los parámetros mediante uno de los métodos de Zieger-Nichols en bucle cerrado, con las siguientes fórmulas:

$$K_c = 0.6 K_u = -360 \quad (4-1)$$

$$T_i = 0.5 T_u = 100 \quad (4-2)$$

$$T_d = 0.125 T_u = 25 \quad (4-3)$$

Donde  $K_u$  es la ganancia estimada heurísticamente sobre el modelo que alcanza el régimen permanente con una pequeña sobreoscilación (sin alcanzar la referencia debido al error permanente) y  $T_u$  es el tiempo que duran las oscilaciones desde el cambio de referencia aplicando esta ganancia. Sin embargo, el término diferencial se elimina ya que la columna de destilación es un sistema notablemente ruidoso y podría reducir el rendimiento del controlador en momentos aleatorios.

Frente variaciones negativas en la referencia, lo más sencillo es dejar que la válvula sature en reflujo total y que luego el controlador corrija la sobreoscilación ocasionada. En un entorno multivariable es una medida difícil de digerir para el sistema, aunque no imposible de encajar. A modo de continuar usando un método tan simple en sistemas de mayor complejidad, es decir, pudiendo manipular además el calderín, es por lo que ahora se introduce el Gain Scheduling.

## 6.2 Gain Scheduling

Consiste en varios PIs que se alternan dependiendo de en qué estado se encuentra el sistema, normalmente definido por una variable claramente estos estados. Cada controlador se diseña en torno a un modelo que caracterice bien el estado en el que se enmarca. Una posibilidad en el caso de la columna es definir un modelo para reflujo alto y otro los bajos. En este trabajo, conservando el modelo hasta ahora trabajado como único, se tiene otro uso del típico para mejorar el rendimiento del sistema: intercalar dos PIs en función del error absoluto, discriminados a partir de un valor concreto de éste que determine una frontera.

Sus parámetros han sido calculado a partir de los obtenidos del PI anterior, cambiando únicamente el valor de la ganancia, sin modificar el término integral para ninguno de los dos controladores. Lo que se puede comprobar de antemano es, sabiendo que el PI original tiene un gran pico inicial, que el controlador tiene que

ser agresivo fuera de la banda de error y robusto dentro. Se sacrifica el tiempo de establecimiento en pos de un transitorio más relajado.

Los valores de  $K_1$ , la ganancia fuera de la banda de error, se ha calculado como 1.5 veces  $K_u$  mientras que  $K_2$ , la ganancia dentro de la banda de error, como 0.5 multiplicado por  $K_u$  también. El error fronterizo se marca en 0.2 por la diferencia entre la referencia actual y la anterior.

### 6.3 Comparación de controladores

En la siguiente gráfica se hace una comparación de la actuación de los dos controladores creados en este trabajo.

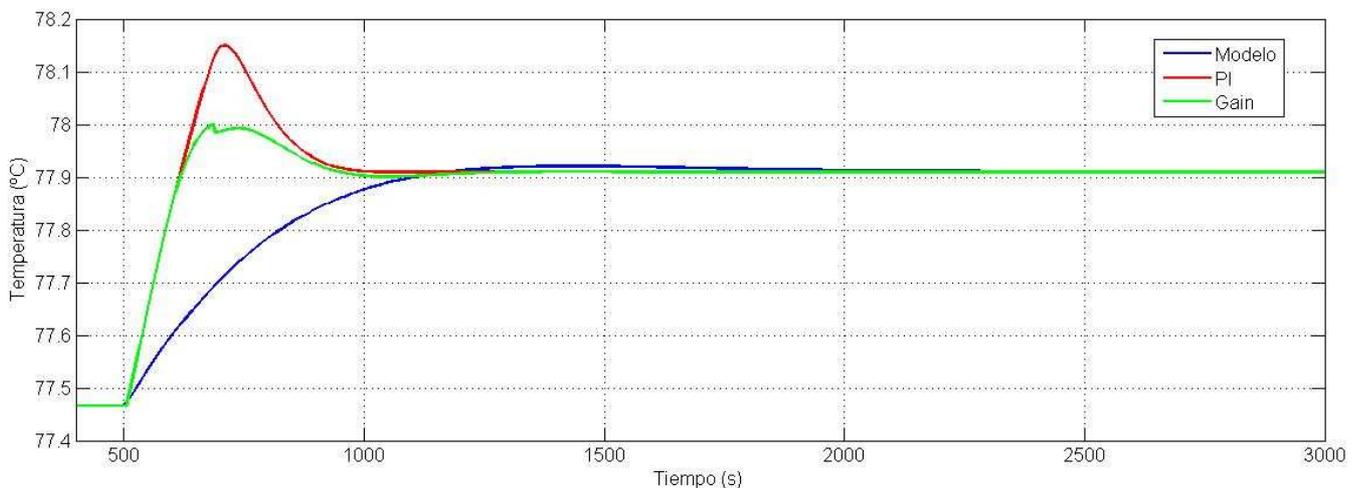


Figura 6-1. Simulación de controladores

El modelo en respuesta libre recibe un escalón de 60 a 40 y el resultado es el que se ve. Supera a la referencia en aproximadamente 700 segundos aunque la sobreoscilación es demasiado duradera, de en torno unos 1000 segundos. Tarda casi media hora en total en estabilizarse. De este se reciclan los valores inicial y final de la temperatura como referencias y se repite la simulación con los dos controladores.

El PI simple demuestra ser el más rápido por un estrecho margen, a costa de producir un pico máximo que supera en 0,25 °C a la referencia, bastante notorio si se tiene en cuenta que entre la temperatura inicial y la final existe un margen de poco más de 0.4 °C. El sistema ya ha llegado al régimen permanente cuando la respuesta libre sobrepasa la referencia, lo que le ocupa al PI unos diez minutos, una mejoría modesta si se opina que la sobreoscilación del modelo es muy pequeña, y por tanto, despreciable. El controlador con Gain Scheduling, por otro lado, conserva muy bien el tiempo de establecimiento heredado de su predecesor y reduce el pico máximo a la mitad.

Ambos controladores tienen un estrecho margen de mejora, reduciendo su tiempo de establecimiento a cambio de oscilaciones más acentuadas y posiblemente en mayor número. Sin embargo, se advierte que la fase inicial, hasta que el sistema no supere la referencia, saturará siempre a reflujo nulo ante un cambio de referencia positivo y a reflujo total ante uno negativo. Según vaya acercándose al pico la recirculación se va desplazando al otro punto de operación extremo de la válvula hasta reducir el error acumulado, pudiéndose repetir el mismo escenario al tender a la referencia. Delimitar la variación de la actuación de la entrada es una medida útil sólo si se sabe de alguna forma que el sistema está a punto de estabilizarse o para mantener esta estabilidad, pero no tiene sentido antes si se quieren evitar los extremos, ya que a la válvula no le supone ningún esfuerzo extraordinario los grandes cambios en su actuación. Al fin y al cabo es una conmutación entre dos posiciones que, lo único que ocurre es que le dedique todo un ciclo a una posición y el siguiente a otra en el caso extremo.

Las respuestas en simulación han sido satisfactorias, aunque se ha de comprobar si los parámetros calculados para los PI son o no demasiado idealizados. La cuestión ahora es si los controladores son capaces de adaptarse a un entorno mucho más hostil que el modelo linealizado desde el que han sido construidos, pues el ruido siempre estará presente, los cambios de referencia irán acompañados de las minúsculas fases no mínimas que

el algoritmo de identificación que no ha sido capaz de plasmar y las dinámicas del modelo basado en escalones negativos (se recuerda la ganancia intrínseca de la válvula) no reflejan el comportamiento más verosímil ante la recuperación del sistema ante en una sobreoscilación, que se parecerían más al comportamiento de la fase inicial del mismo ante una cambio en la entrada positivo.

## 6.4 Pruebas en la columna de destilación

Sin más preámbulos, se prueba el PI diseñado en el sistema real. Por problemas técnicos que sufrió la columna durante este mismo ensayo, solo se ha podido recoger datos del control sobre las medidas del termopar T10 y de la recirculación de la válvula aplicando este controlador.

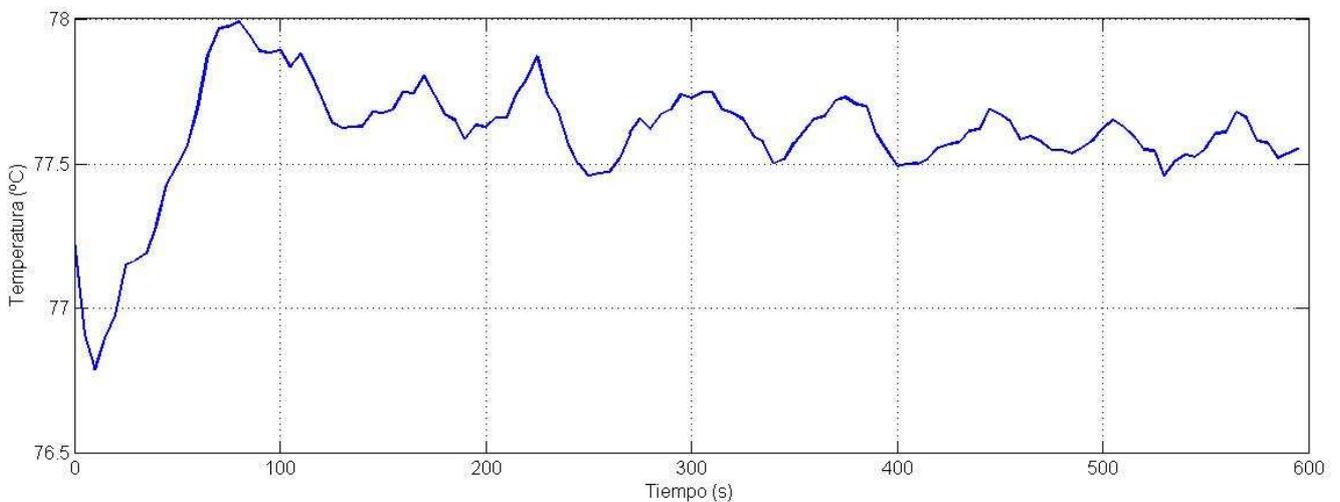


Figura 6-3. Control PI sobre termopar T10

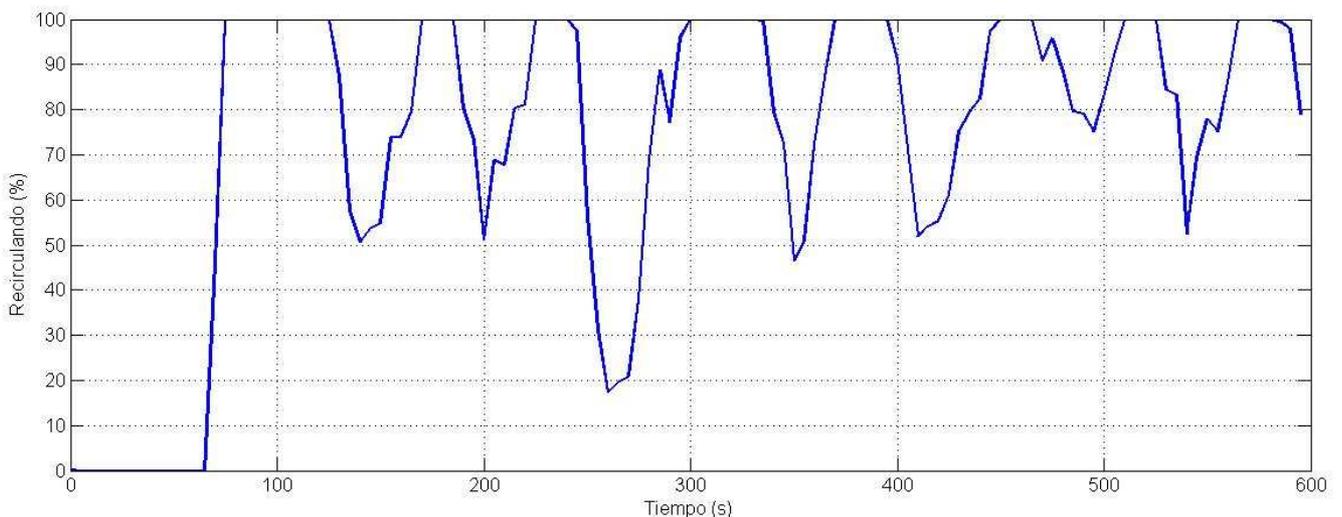


Figura 6-2. Recirculación manipulada por el PI

Ya a primera vista se comprueba que la simulación dista mucho de la realidad. El sistema tiende, con un tiempo de establecimiento mayor del esperado, desde los 77 °C aproximadamente a la temperatura de referencia seleccionada por arriba, 77,5 °C. Las medidas espúreas que ocasionalmente rompen con la tendencia desajustan el acumulador de error, en parte responsables de la ralentización del sistema. Otro factor a

considerar son las dinámicas a veces impredecibles, notable cuando la válvula satura a reflujo total. Los intervalos varios en los que se da esta situación tienen distinta duración, independientemente del momento en los que ocurren, pudiéndose producir respuestas tanto suaves como bruscas.

Se observa también que la entrada ronda valores en torno al 80 % en el último tramo del ensayo, cuando la temperatura de referencia es más apropiada de una recirculación del 60 % en el modelo lineal. De esto se quiere resaltar que no es lo más común replicar unas circunstancias exactas dada una recirculación. Un elemento que destaca bien esta naturaleza es con la Figura 5-1, en el que la evolución de la temperatura del calderín el termopar T9 percibe los cambios en la válvula durante el ensayo de adquisición de datos pero que solo altera su gradiente positivo a corto plazo y no siempre.

## 7 CONCLUSIONES

---

**S**e ha probado que es posible el control estable de la columna de destilación, el principal objetivo de este trabajo de fin de grado. De esta experiencia también se pone en valor aquellos esfuerzos no relacionados directamente pero que han ayudado a hacerlo posible, como el circuito cerrado apañado para un suministro de mezcla virtualmente ilimitado y la mejora del programa en Labview, que ha facilitado el uso de la válvula de tres vías en la interfaz.

Este trabajo ha demostrado además que un modelo lineal de la planta es perfectamente válido para el diseño de controladores PID para la válvula de solenoide. Para un posible control multivariable se recomienda probar con modelos no lineales, como el descrito en el cuarto capítulo para la práctica de estrategias de mayor envergadura y fiabilidad, pero ni mucho menos se desestima volver a recurrir al PID.

## REFERENCIAS

---

- [1] Ollero de Castro, Pedro; Fernández Camacho, Eduardo. Instrumentación y control de plantas químicas. Ed. Síntesis (2012). pp. 64-67.
- [2] Drgona, Ján; Kaučo, Martin; Valo, Richard; Bendzala, Jakub; Fikar, Miroslav. Model Identification and Predictive Control of a Laboratory Binary Distillation Column (2015). Conference paper.
- [3] García Armario, Gloria. Modelo y control avanzado de una columna de destilación (2017). Trabajo fin de grado.
- [4] Souto Alemán, José Antonio. Desarrollo del sistema de control y puesta en funcionamiento de una columna de destilación (2016). Trabajo fin de grado.
- [5] Álvarez Pelaéz, Susana. Ingeniería básica de una planta piloto para el control automático de columnas de destilación (2013). Proyecto fin de carrera.
- [6] Armfield. UOP3CC Issue 38 Instruction Manual (2014)