

Trabajo de fin de máster  
Máster Ingeniería Química

Análisis y Control de una columna de destilación

Autor: Javier Valverde López

Tutor: Daniel Marruedo Limón

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

Sevilla, 2023





Trabajo de Fin de máster  
Máster en ingeniería química

# **Análisis y Control de una columna de destilación**

Autor:

Javier Valverde López

Tutor:

Daniel Marruedo Limón

Catedrático

Dpto. Ingeniería de Sistemas y Automática

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2023



Trabajo de Fin de máster: Análisis y Control de una columna de destilación

Autor: Javier Valverde López

Tutor: Daniel Marruedo Limón

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

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2023

El Secretario del Tribunal



*A mi familia*

*A mis maestros*





# AGRADECIMIENTOS

---

Este proyecto supone el fin de mi etapa académica y al mismo tiempo el principio de mi etapa profesional, sin duda no hubiera sido posible llegar a estas cotas sin la ayuda de mi familia, y amigos con los que me llevaré siempre, por otro lado, ni que decir de mi gratitud hacia mi tutor D. Daniel Limón Marruedo, el cual me permitió la oportunidad de trabajar en un proyecto que se sitúa en el nexo de mis dos grandes pasiones, la ingeniería de procesos, y el control automático.

# RESUMEN

---

En el laboratorio de automática hay una columna de destilación, la cual solía ser empleada para la realización de prácticas de laboratorio por los alumnos, y que actualmente se emplea para el estudio de la dinámica y control del proceso de destilación.

A lo largo de los años, se han realizado multitud de trabajos de fin de estudio con dicha columna, estudiando sus distintos componentes, ha tenido lugar la realización de un estudio de retrofitting, o desarrollo de programas para procesar los datos que generaba.

En cuanto al presente trabajo, se divide en dos partes, una primera parte (capítulos 2 y 3) en la que se estudia la columna de laboratorio, y una segunda parte (capítulos 4 y 5) en la que se realizará un modelado matemático de una columna, que guardará semejanzas con la columna de laboratorio aunque es una extrapolación de una tesis de Karina Ospina Figueredo, así como una prueba de como responde un control predictivo basado en dicho modelo, la prueba consiste en someter la planta a una perturbación en la corriente de alimentación a la columna, y verificar si es posible el control de las concentraciones de las corrientes de destilado y fondo.

En la introducción se hace un repaso de los anteriores trabajos para poner en contexto de la base desde donde se parte.

En el capítulo uno se presentan conceptos básicos relacionados con, en primer lugar, la destilación en general y, en segundo lugar, la destilación de la mezcla binaria con la que se trabajará, es decir, agua-etanol.

En el capítulo dos se realiza una descripción de la planta la cual será objeto de estudio de este proyecto, además de concretar las prestaciones de los distintos elementos que la componen, como la bomba de alimentación, o la capacidad del reboiler, y una descripción de la instrumentación presentes en la columna.

En el capítulo tres se realiza un análisis de las variables presentes en la planta a través de un análisis de grados de libertad, así como una propuesta de lazos de control con el que alcancen los objetivos de control

En el capítulo cuatro se desarrollará el modelo matemático que contenga la dinámica de proceso, así como se expondrá las limitaciones de dicho modelo, y las suposiciones de las que se parte.

En el capítulo cinco se parte del modelo estudiado en el capítulo anterior para la implantación de control predictivo con el que se pretende controlar la calidad tanto de los productos de fondo, como del destilado.

En el capítulo seis se recogen las conclusiones del proyecto, y se realiza una recopilación de propuestas de cara a proyectos futuros de dicha planta.



# ABSTRACT

---

In the automation laboratory there is a distillation column, which used to be used to carry out laboratory practices by students, and which is currently used for the study of the dynamics and control of the distillation process.

Over the years, a multitude of final projects have been carried out with this column, studying its different components, a retrofitting study has been carried out, or the development of programs to process the data it generated.

As for this work, it can be divided into two parts, a first part (chapters 2 and 3) in which the laboratory column is studied, and a second part (chapters 4 and 5) in which modeling will be carried out. mathematical model of a column, which will bear similarities to the laboratory column although it is an extrapolation of a thesis by Karina Ospina Figueredo, as well as a test of how a predictive control based on said model responds, the test consists of subjecting the plant to a disturbance in the feed stream to the column, and verify if it is possible to control the concentrations of the distillate and bottom streams.

In the introduction, a review of previous works is made to put in context the basis from which it starts.

Chapter one presents basic concepts related to, firstly, distillation in general and, secondly, the distillation of the binary mixture with which we will work, that is, water-ethanol.

In chapter two, a description of the plant is made, which will be the object of study of this project, in addition to specifying the performance of the different elements that make it up, such as the feed pump, or the capacity of the reboiler, and a description of the instrumentation present in the column.

In chapter three, an analysis of the variables present in the plant is carried out through an analysis of degrees of freedom, as well as a proposal for control loops with which to achieve the control objectives.

In chapter four, the mathematical model that contains the process dynamics will be developed, as well as the limitations of said model, and the assumptions from which it is based.

Chapter five starts from the model studied in the previous chapter for the implementation of predictive control with which the aim is to control the quality of both the bottom products and the distillate.

In chapter six, the conclusions of the project are collected, and a compilation of proposals is made for future projects of said plant.

# ÍNDICE

---

<b>Agradecimientos</b>	<b>9</b>
<b>Resumen</b>	<b>10</b>
<b>Abstract</b>	<b>12</b>
<b>Índice</b>	<b>13</b>
<b>Índice de Figuras</b>	<b>15</b>
<b>Nomenclatura</b>	<b>17</b>
<b>Introducción</b>	<b>20</b>
<b>objetivos</b>	<b>22</b>
<b>1. Fundamentos</b>	<b>23</b>
1.1 <i>Proceso de destilación</i>	23
1.2 <i>Destilación agua-etanol</i>	26
1.3 <i>Cálculo de la volatilidad relativa</i>	29
<b>2. Descripción de la planta.</b>	<b>30</b>
2.1 Reboiler	31
<b>3. Análisis de variables.</b>	<b>43</b>
<b>4. Modelo.</b>	<b>51</b>
<b>5. Control basado en Modelo.</b>	<b>63</b>
<b>6. Conclusiones</b>	<b>79</b>
<b>7. Referencias</b>	<b>81</b>



# ÍNDICE DE FIGURAS

---

Figura 1. Ventana de operación de una columna de destilación.	17
Figura 2 diagrama de equilibrio agua líquido-vapor de agua y etanol a 1 atmósfera [6]	18
Figura 3, destilación azeotrópica de la mezcla etanol-agua.	19
Figura 4 Esquema de la planta	21
Figura 5 Reboiler	22
Figura 6 Torre de platos	23
Figura 7 Torre de platos	24
Figura 8 Condensador	25
Figura 9 Acumulador	26
Figura 10 Válvula de Solenoide	27
Figura 11 Venteo	29
Figura 12 Bomba de alimentación	30
Figura 13 Armario de control	33
Figura 14 Diagrama de flujo del proceso	35
Figura 15 lazos de control del proceso	39
Figura 16 Relación entre presión y temperatura en cambio de fase	40
Figura 17 relación de temperatura y concentración a lo largo de la columna	42
Figura 18 Diagrama de bloque	45
Figura 19 esquema de la columna según el modelo 3 etapas.	47
Figura 20 estrategia del control predictivo.	57
Figura 21 respuesta del control predictivo frente a perturbaciones [9].	58
Figura 22 modelo de columna de destilación.	59
Figura 23 modelo de columna de destilación.	59
Figura 24 definición de la perturbación.	59
Figura 25 definición de la perturbación.	60
Figura 26 Parámetros de simulink.	60
Figura 27 Diagrama de bloques en Simulink.	61
Figura 28 Referencia de la concentración en la cabeza de la columna.	61
Figura 29 Referencia de la concentración en el fondo de la columna.	62
Figura 30 Referencia de la perturbación en la alimentación.	62
Figura 31 Configuración del Scope.	63
Figura 32 Estructura del controlador MPC.	64
Figura 33 salida de las variables manipuladas.	65
Figura 34 salida de las variables controladas.	65
Figura 35 Sintonización del horizonte de control y el horizonte de predicción.	66
Figura 36 Sintonización del peso de los controladores.	66

Figura 37 Señal de entrada del proceso.	67
Figura 38 Señal de salida del proceso.	67
Figura 39 Sintonización nuevo escenario.	68
Figura 40 Señal de entrada del proceso.	69
Figura 41 Señal de salida del proceso.	69
Figura 42 Layout del scope.	70
Figura 43 Layout del scope.	71
Figura 44 Importación de modelo DC.	71
Figura 45 Señal de entrada del proceso.	72
Figura 46 Señal de salida del proceso.	72
Figura 47 Layout del scope.	73



# NOMENCLATURA

---

símbolo	nombre
F	Caudal de alimentación
$F_i$	Caudal molar del componente i
$X_i$	Composición molar del líquido componente i
$Y_i$	Composición molar del vapor componente i
D	Caudal de destilado
B	Caudal de fondo
GDL	Grados de libertad
$N_v$	Número de variables
$N_{esp}$	Número de especificaciones
$N_{res}$	Número de restricciones
$N_{eb}$	Número de ecuaciones de balance
$N_{corr}$	Número de corrientes
$N_{com}$	Número de componentes
$N_{rq}$	Número de reacciones químicas
$N_{eq}$	Número de equipos
$M_i$	Retención de líquido en la etapa i
q	Fracción de líquido saturado en la alimentación
alfa	Volatilidad relativa de los componentes
K	Coefficiente de distribución
Taul	Constante de tiempo para la dinámica del flujo de líquido en cada etapa
Lamba	Constante para el efecto del flujo de vapor en el flujo de líquido
$N_t$	Número de platos totales
$N_f$	Plato de alimentación
$K_c$	Constante de proporcionalidad de un controlador
tau	Tiempo integral de un controlador
ed	Error en régimen permanente





# INTRODUCCIÓN

---

En torno a esta columna de destilación se han realizado los siguientes trabajos de fin de estudios:

- 1998 Susana Álvarez “Ingeniería Básica de una planta piloto para el control automático de columnas de destilación” [1], en este trabajo se realiza, por un lado, un modelado de la planta, y propone diferentes estrategias de control para la misma, aunque debido al enfriamiento producido en la cabeza de la torre por pérdidas de calor, el sistema sufría oscilaciones por lo que era imposible de controlar.
- 2016 José Antonio Souto Alemán “Desarrollo del sistema de control y puesta en funcionamiento de una columna de destilación” [2], para este proyecto se conecta la planta con un ordenador con el que se controlaba en tiempo real, y poder cambiar los valores de los actuadores, todo ello posible gracias a la creación de un entorno de programación visual en LabVIEW.
- 2017 Gloria García Armario “Modelado y Control avanzado de una columna de destilación” [3]. En este proyecto se crea un modelo dinámico de la planta en el software Aspen HYSYS a partir de un modelo estático, con el objetivo de crear distintas estrategias de control aplicables a la columna.
- En 2019 Alberto Sánchez-Cid Bueno realiza un modelado de la temperatura de la torre y propone distintos métodos de control con ese modelo. Esto lo realiza en LabVIEW, mejorando el entorno creado por José Antonio Souto. Añade nuevas funcionalidades y crea un entorno gráfico más intuitivo, donde se puede ver una imagen de la torre y de vista se observa todas las temperaturas de esta. El paso final de este proyecto era llevar las distintas estrategias de control a la planta y hacer una comparación del modelo con el sistema real. Finalmente, cuando se lleva a cabo estas implementaciones de los distintos controladores se observa que ninguno funciona. En las conclusiones Alberto señala que el problema de que no funcione es que la identificación del modelo puede ser demasiado simple debido a que no tuvo en cuenta las oscilaciones y culpabiliza a estas del mal funcionamiento de los controladores. Todo esto lo recoge en su TFG denominado “Modelado, identificación y control de una columna de destilación”. [4]

- 2022 Pablo Orihuela Olmedo “Retrofitting y control de la columna de destilación Armfield UOP3CC”. [5].  
Por último, se encuentra este trabajo en el que se plantea un retrofitting a la planta, para la cual se realiza los cálculos que suponen las pérdidas de calor de la cabeza de la columna, que impedían controlar la planta, y se aísla con una manta térmica, además de ello se implementa un control de temperatura en el último plato de la columna.

# OBJETIVOS

---

Los objetivos del presente trabajo son los siguientes:

- Modelar el comportamiento dinámico de la columna.
- Comprobación de respuesta del sistema frente a una perturbación en la entrada, controlando las calidades tanto de la corriente de destilado, como el producto de fondo.
- Propuestas para trabajos futuros como, instalación de válvulas ausentes en la planta piloto para llevar a cabo distintas estrategias de control, como LV, o LD, así como lazos de control típicos de columnas de destilación como control presión, y de nivel.

# 1. FUNDAMENTOS

---

## 1.1 Proceso de destilación

La destilación es una operación unitaria de separación que consiste en separar dos o más componentes de una mezcla líquida aprovechando la diferencia de volatilidades de los componentes que forman la mezcla. Cuanto mayor sea la diferencia de volatilidades entre los componentes de la mezcla, mayor será la diferencia entre la composición del líquido (rica en componente más pesado), y del vapor (rica en el componente más ligero) que se generan, y menor será el número de etapas de contacto que precisará la destilación.

Algunos parámetros o conceptos a partir de los cuales se estudia la destilación son los siguientes;

- Coeficiente de distribución, para un componente A se define el coeficiente de distribución como la ratio entre la fracción molar de dicho componente en la fase vapor ( $y_i$ ), entre la fracción molar de dicho componente en la fase líquida ( $x_i$ ), tal y como se observa en la Ecuación 1.

$$K_A = \frac{y_A}{x_A} \quad (1)$$

A su vez, si el componente cumple con la ley de Raoult, el coeficiente de distribución se puede expresar como función de la presión total (P), y de la presión de vapor del componente A evaluado a la temperatura T, de la siguiente forma (Ecuación 2)

$$K_A = \frac{P_A^*(T)}{P} \quad (2)$$

- Volatilidad relativa, para estudiar el equilibrio líquido vapor de una mezcla binaria se emplea este parámetro, el cual se define como el cociente entre el coeficiente de distribución del componente más ligero entre el coeficiente de distribución del componente más pesado (Ecuación 3).

$$\alpha = \frac{K_A}{K_B} = \frac{P_A^*(T)}{P_B^*(T)} \quad (3)$$

Una forma de interpretar el significado de esta variable es la facilidad con la que se puede separar dicha mezcla binaria, y es que, para un grado de separación dado, conforme mayor sea la volatilidad de una mezcla menor será el número de etapas requerido para alcanzar dicho grado de separación.

- Azeótropo, se trata de una mezcla de composición definida entre dos o más componentes que conforman la mezcla que hierven a temperatura constante y que se comporta como si estuviese formada por un solo componente, por lo que, al hervir, su fase vapor tendrá la misma composición que su fase líquida.

- La corriente de alimentación se modela a partir del parámetro  $q$ , el cual puede definirse de dos formas, ambas equivalentes, por un lado, se define como el cociente del calor necesario para vaporizar 1 mol de  $F$  (corriente de alimentación) entre el calor latente y, por otro lado, se puede definir con el porcentaje de líquido saturado presente en la alimentación, tal y como se observa en la Ecuación 4

$$q = \frac{H_v^{\text{sat}} - H_f}{H_v^{\text{sat}} - H_l^{\text{sat}}} \quad (4)$$

Donde;

- I.  $H_v^{\text{sat}}$  la entalpía de vapor saturado de la mezcla objeto de estudio.
- II.  $H_l^{\text{sat}}$  es la entalpía de líquido saturado de la mezcla objeto de estudio.
- III.  $H_f$  es la entalpía de la corriente de alimentación de la columna.

A partir de la Ecuación 4 se puede deducir el valor del parámetro  $q$  en los siguientes escenarios;

- a) Si la alimentación fuera líquido subenfriado el valor de  $q$  sería mayor que uno.
  - b) Si la alimentación fuera líquido saturado el valor de  $q$  sería uno.
  - c) Si la alimentación fuera bifásica el valor de  $q$  sería menor que uno y mayor que cero.
  - d) Si la alimentación fuera vapor saturado el valor de  $q$  sería cero.
  - e) Si la alimentación fuera vapor sobrecalentado el valor de  $q$  sería menor que cero.
- Ventana operacional, el equipo donde tienen lugar las operaciones de destilación son columnas, las cuales pueden ser de relleno o de platos, en las que el vapor se va enriqueciendo del componente más volátil conforme asciende por la columna, mientras que el líquido, por el contrario, se enriquece del componente menos volátil conforme desciende por la columna. En cuanto a las velocidades, tanto del vapor como del líquido, se encuentran limitadas por cuatro fenómenos indeseables, los cuales definen la ventana de operación de la columna (Figura 1)





Figura 1. Ventana de operación de una columna de destilación.

Como se observa en la Figura 1, esos límites se definen como sigue:

- i. *Arrastre excesivo*: la velocidad del gas es tan elevada que puede arrastrar gotas de líquido, afectando a la eficiencia de la columna.
- ii. *Inundación*: puede ser provocada por un gran caudal de líquido, o por una presión elevada, por lo que se produce una acumulación de dicho líquido en el interior de la columna.
- iii. *Lagrimeo*: sucede cuando la velocidad del gas no es lo suficientemente alta, puede ocasionar que el líquido descienda a través de los orificios del plato en lugar de por la bajante.
- iv. *Descarga*: se produce cuando el lagrimeo es lo suficientemente elevado como para que todo el líquido descienda a través de los orificios, lo que trae consigo que el vapor ascienda por el vertedero, y se rompa el sello hidráulico, la eficacia desciende considerablemente, y la operación que vuelve inestable.

## 1.2 Destilación agua-etanol

En el caso de la mezcla binaria conformada por los componentes agua-etanol, las temperaturas de ebullición son 100 y 78,4 °C respectivamente, pero esta mezcla tiene una peculiaridad, es que forman un azeótropo para una concentración de 95,6% en peso de alcohol y 78,2 °C, en base molar sería lo siguiente:

Se parte de una base de cálculo, por ejemplo, 100 gramos de mezcla, por lo que se tiene 95,6 gramos de etanol, y 4,4 gramos de agua, lo que en moles sería;

$$95,6\text{g de etanol} * \frac{1 \text{ mol de etanol}}{46 \text{ g de etanol}} = 2,078 \text{ moles de etanol}$$

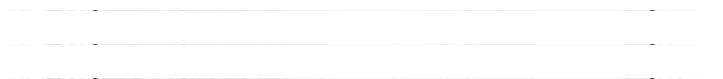
$$4,4\text{g de agua} * \frac{1 \text{ mol de agua}}{18 \text{ g de agua}} = 0,24 \text{ moles de agua}$$

Una vez se conoce el número de moles de cada componente se realiza el cálculo del porcentaje molar;

$$\% \text{ moles de etanol} = \frac{2,078}{2,078 + 0,24} * 100 = 89,4\% \text{ molar de etanol}$$

$$\% \text{ moles de agua} = \frac{0,24}{2,078 + 0,24} * 100 = 10,6\% \text{ molar de agua}$$

Por lo que se deduce que el azeótropo se encuentra en el punto 89,4% molar de etanol, como se observa en el diagrama de equilibrio (Figura 2)



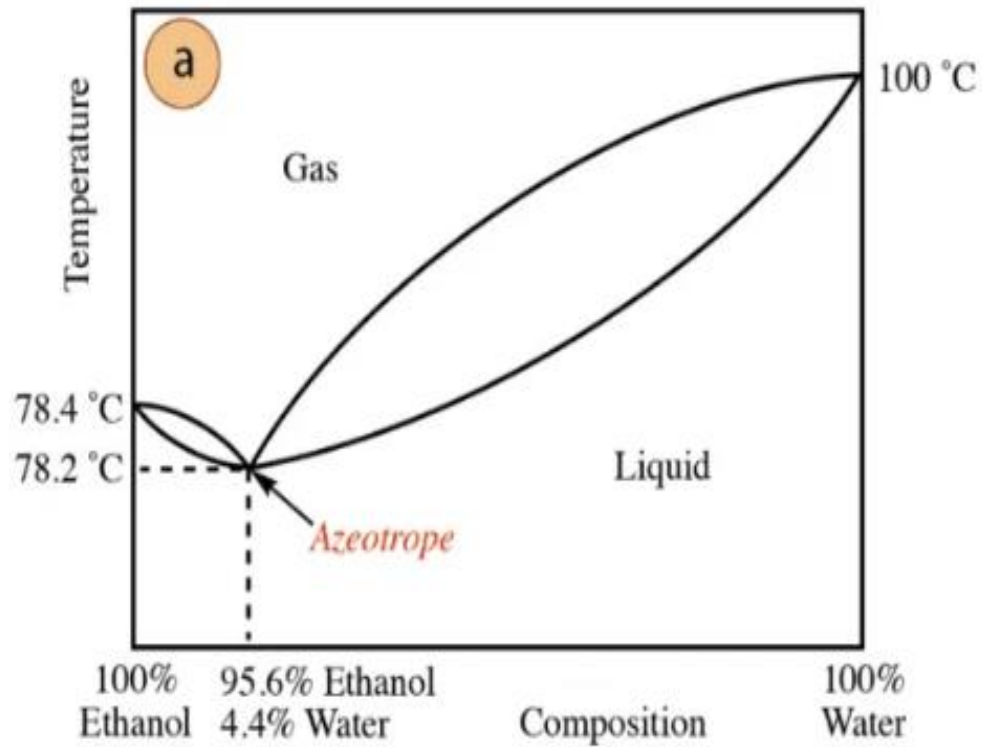


Figura 2 diagrama de equilibrio agua líquido-vapor de agua y etanol a 1 atmósfera [6]

Debido a la presencia del azeótropo, en la práctica profesional, para separar estos componentes se emplea un solvente como agente separador partiendo de etanol azeotrópico, como se muestra en la Figura 3 [7].

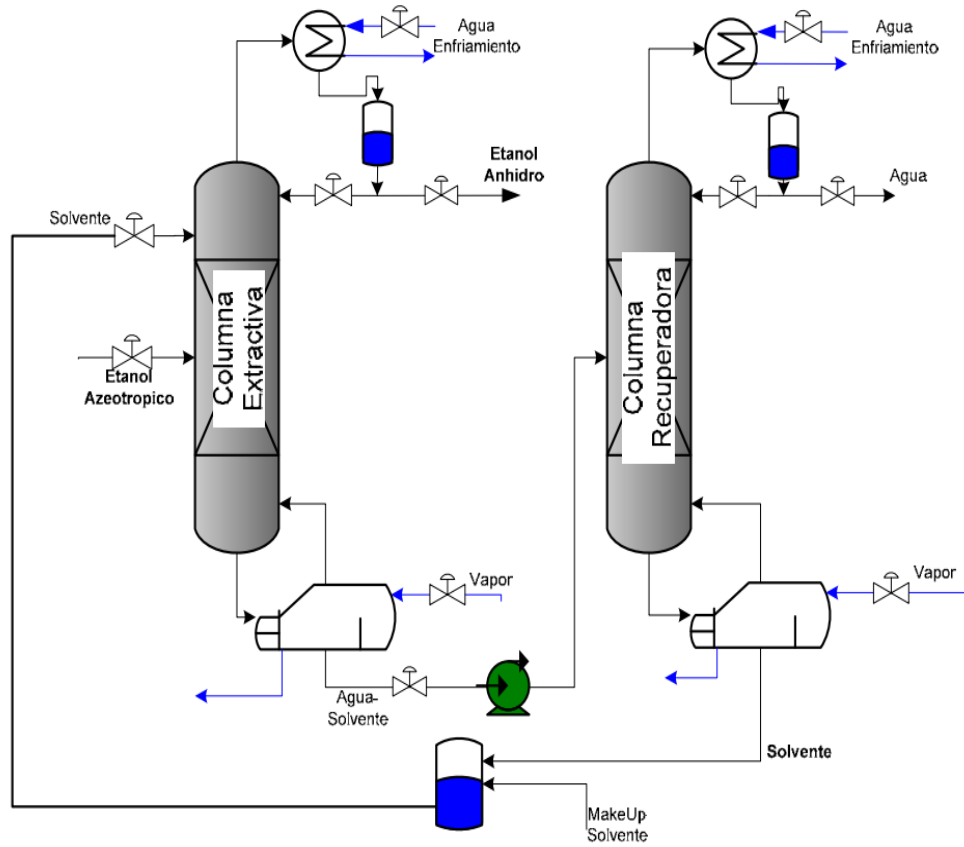


Figura 3, destilación azeotrópica de la mezcla etanol-agua.

El enfoque de este proyecto será la obtención de etanol azeotrópico.

### 1.3 Cálculo de la volatilidad relativa

Por otro lado, la volatilidad relativa (concepto definido en el apartado anterior) se ha calculado tanto para la temperatura de ebullición del agua (100 °C), como para la temperatura donde tiene lugar el azeótropo (78,2 °C), estas dos temperaturas representan los dos extremos del perfil de temperatura de la columna, para su cálculo se ha empleado el software de cálculo EES, siendo el código el siguiente:

$$P_{atm}=1$$

$$T_w=100 \text{ \{temperatura de ebullición del agua\}}$$

$$P_{sat\_w\_w}=P_{sat}(\text{Water};T=T_w) \text{ \{presión de vapor del agua evaluada a la temperatura de ebullición del agua\}}$$

$$P_{sat\_e\_w}=P_{sat}(\text{Ethanol};T=T_w) \text{ \{presión de vapor del etanol evaluada a la temperatura de ebullición del agua\}}$$

$$k_{w\_w}=P_{sat\_w\_w}/P_{atm} \text{ \{coeficiente de distribución del agua evaluado a la temperatura de ebullición del agua\}}$$

$$k_{e\_w}=P_{sat\_e\_w}/P_{atm} \text{ \{coeficiente de distribución del etanol evaluado a la temperatura de ebullición del agua\}}$$

$$vol\_w=k_{e\_w}/k_{w\_w} \text{ \{volatilidad relativa de la mezcla binaria agua-etanol evaluada a la temperatura de ebullición del agua\}}$$

$$T_e=78,2 \text{ \{temperatura de azeótropo\}}$$

$$P_{sat\_w\_e}=P_{sat}(\text{Water};T=T_e) \text{ \{presión de vapor del agua evaluada a la temperatura del azeótropo\}}$$

$$P_{sat\_e\_e}=P_{sat}(\text{Ethanol};T=T_e) \text{ \{presión de vapor del etanol evaluada a la temperatura del azeótropo\}}$$

$$k_{w\_e}=P_{sat\_w\_e}/P_{atm} \text{ \{coeficiente de distribución del agua evaluado a la temperatura del azeótropo\}}$$

$$k_{e\_e}=P_{sat\_e\_e}/P_{atm} \text{ \{coeficiente de distribución del etanol evaluado a la temperatura del azeótropo\}}$$

$$vol\_e=k_{e\_e}/k_{w\_e} \text{ \{volatilidad relativa de la mezcla binaria agua-etanol evaluada a la temperatura del azeótropo\}}$$

Dando como resultado que, la volatilidad relativa de la mezcla binaria agua-etanol evaluada a la temperatura de ebullición del agua es de 2,218, mientras que la volatilidad relativa de la mezcla binaria agua-etanol evaluada a la temperatura del azeótropo es de 2,284, por lo que en el modelo que se desarrollará en este proyecto se tomará una volatilidad relativa de 2,2.

# PARTE 1 DESCRIPCIÓN Y ANÁLISIS DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

En esta parte del trabajo se describe la planta de destilación presente en el laboratorio, para posteriormente realizar un análisis de grados de libertad donde se expone las características del sistema estudiado, valores de ciertas variables que se asumen, así como puntos de consigna, variables manipuladas, y lazos de control.

## 2. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA.

En la Figura 4 se observa el esquema de la planta de destilación objeto de estudio de este proyecto.

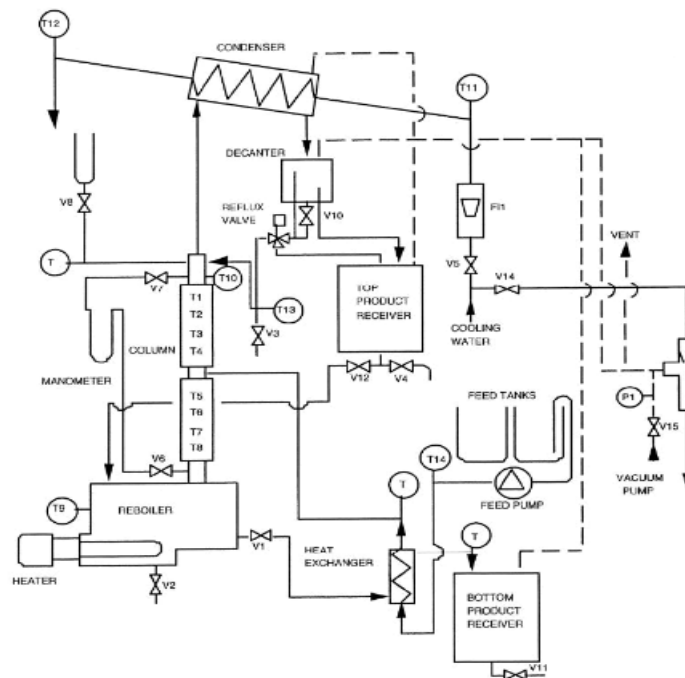


Figura 4 Esquema de la planta

Como se observa en el esquema anterior, la mezcla binaria es bombeada desde un depósito de mezcla, se le hace pasar por un intercambiador de calor con el que se precalienta aprovechando el calor sensible de la corriente de producto de fondo, una vez ya precalentada, se introduce en la columna, más concretamente en el plato número 4, allí tiene lugar la destilación propiamente dicha, por el fondo sale una corriente rica en el componente más pesado

(agua), y por la cabeza de la columna sale una corriente rica en el componente más ligero (95,6% etanol azeotrópico), donde, por un lado, la corriente de destilado se lleva a un depósito (recipiente de destilado), donde se puede manipular gracias a un juego de válvulas (V12 y V4), cuanto destilado se recircula al reboiler, y cuanto se lleva al depósito de alimentación, lo cual se puede modelar como una perturbación, por otro lado, la corriente de fondo puede salir por la parte inferior del reboiler, manipulando la válvula V2, o bien se hace pasar por el intercambiador de calor anteriormente mencionado, y del mismo modo que sucede con la corriente de destilado, la corriente de fondo puede recircular a un depósito de producto de fondo, o al depósito de alimentación

Esta planta consta de los siguientes elementos.

## 2.1 Reboiler

El reboiler presente en la planta es un recipiente cilíndrico de acero inoxidable, el cual, como se observa en la Figura 5, se encuentra en la base de la columna



Figura 5 Reboiler

Este equipo cuenta con un elemento calefactor a prueba de fuego, que debe estar sumergido mientras se encuentre en uso, un sensor de nivel para constatar que el intercambiador se encuentra sumergido, en el caso que no se encuentre sumergido se enciende un LED en el armario de control para indicar dicha situación, el nivel mínimo es de 6,5 litros, aunque lo recomendable es que el reboiler se encuentre totalmente lleno, es decir 10 litros.

En cuanto a la potencia, la resistencia eléctrica tiene una capacidad de suministrar 2 KW, el cual corresponde con un voltaje de 240 V, aunque el voltaje del que se dispone es de 220 V, lo cual corresponde con una potencia de 1,5 KW.

## 2.2 Torre de platos

La torre de plato a partir de la cual se basa este proyecto consta de dos partes como se observa en la Figura 6, cada una de esas partes tiene cuatro etapas, dando lugar a ocho platos, las dos series se encuentran divididas por una sección central en la cual se introduce la mezcla.



Figura 6 Torre de platos

La torre consta de un aislante térmico, con el cual se pretende reducir las pérdidas de calor del vapor a lo largo de la columna.

En la Figura 7 se observa una ilustración del contacto a contracorriente de los flujos de proceso, así como la posición de los termopares en la columna.



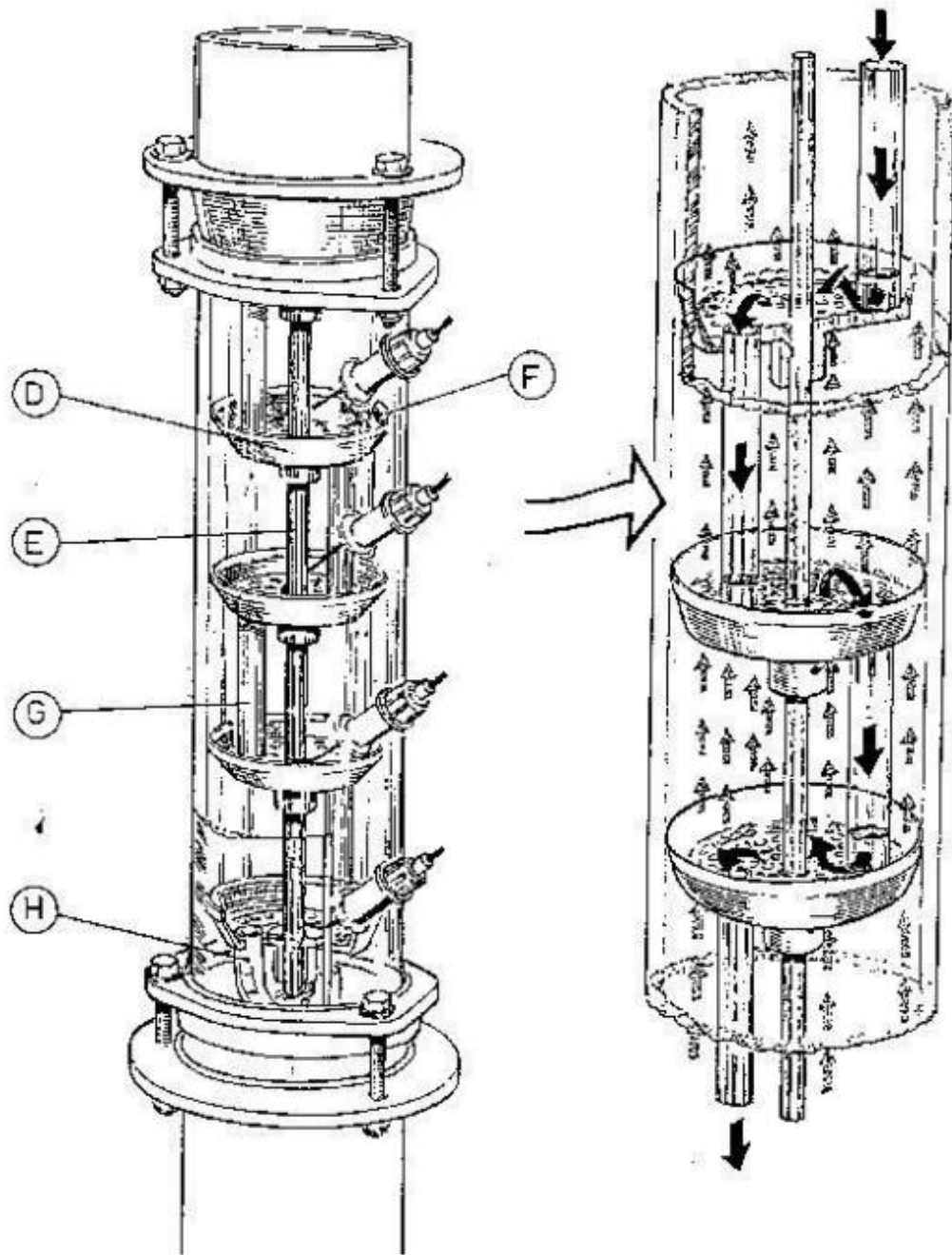


Figura 7 Torre de platos

## 2.3 Condensador

Como se observa en la Figura 8 se trata de un condensador de tipo inundado, donde el fluido refrigerante, la cual es agua de red, circula por el serpentín en contracorriente con respecto al vapor de proceso procedente de la cabeza de la columna.



Figura 8 Condensador

En la parte de la carcasa se encuentra una válvula de alivio de presión para proteger al sistema de un posible bloqueo en el sistema de venteo o en caso de fallo en la refrigeración.

El caudal de agua de refrigeración que entra en el condensador se modula gracias a una válvula de diafragma (V5), de manera manual, dicha válvula puede abrir hasta un caudal de 4 L/min, dicho flujo se mide por medio de un rotámetro, aunque lo ideal es ligeramente superior a 3 L/min.

## 2.4 Acumulador

El fluido de proceso que sale del condensador en fase líquido se recoge en un decantador de vidrio, como se observa en la Figura 9, que actúa a modo de acumulador, aunque al cerrar la V10 puede actuar como decantador, obteniendo una fase ligera y una pesada, cada una con una salida distinta



Figura 9 Acumulador

## 2.5 Válvula de Solenoide

La válvula de reflujo es una válvula solenoide tres vías, como se observa en la Figura 10, la cual modula el tanto el caudal que se dirige al recipiente de productos de cabeza, como el que recircula el producto de nuevo a la columna como reflujo en la parte superior de esta.



Figura 10 Válvula de Solenoide

## 2.6 Termopares

Debido a la relación entre temperatura y composición a través de las ecuaciones de equilibrio de fases se requiere de instrumentación para medir la temperatura y poder así mandar señales a los controladores, concretamente se emplea termopares, y la posición de dichos termopares se muestra en la siguiente tabla Tabla 1.

Nº de termopar	Punto de medida
T1	Plato superior de la columna
T2	Segundo plato
T3	Tercer plato
T4	Cuarto plato
T5	Quinto plato (Alimentación)
T6	Sexto plato
T7	Séptimo plato
T8	Octavo plato (Último)
T9	Reboiler
T10	Vapor que llega al condensador
T11	Entrada de agua de refrigeración
T12	Salida del agua de refrigeración
T13	Corriente de recirculación
T14	Alimentación tras pasar por el intercambiador de fondos

Tabla 1 Termopares

## 2.7 Venteo

Todos los recipientes del equipo están conectados a un conducto de venteo común situado en la parte superior del tanque de almacenamiento del destilado. Se ha conectado dicho conducto a un tubo que va hacia la ventana del laboratorio para poder sacar los posibles vapores a la atmósfera de forma segura Figura 11.



Figura 11 Venteo

## 2.8 Bomba de vacío

El equipo permite también trabajar a presiones reducidas mediante una bomba de vacío que lleva incorporada. Para trabajar en este modo, el tubo flexible que actúa de venteo se conecta a la bomba de vacío en lugar de estar abierto a la atmósfera, a la vez que se mantiene abierta la válvula V14 para permitir el paso de agua de refrigeración a través de la bomba. Mediante la válvula de tobera V15 regularíamos el nivel de vacío que se quiere alcanzar en la torre, que quedará marcado en un manómetro de aguja que también va incorporado a la bomba.

## 2.9 Bomba de alimentación

La alimentación es aspirada de los tanques de almacenamiento de alimentación e impulsada hacia la columna a través del intercambiador de productos de fondo gracias al uso de una bomba peristáltica Figura 12.



Figura 12 Bomba de alimentación

La alimentación puede ser insertada en tres puntos:

- A través de la sección intermedia que separa las zonas superior e inferior de la columna (configuración objeto de estudio de este trabajo).
- Por encima del plato superior (en cuyo caso tendríamos una torre de agotamiento).
- Por debajo del plato inferior (en cuyo caso se tendría una torre de enriquecimiento).

Dicha bomba está diseñada para un flujo de alimentación de aproximadamente 1 ml/min por cada revolución del eje. Puesto que la velocidad de giro puede variar de 0 a 300rpm, la alimentación varía entre 0 y 300 ml/min. Para alcanzar una mayor precisión en la medida del flujo de la corriente de alimentación, es necesario obtener la curva de calibración de la bomba, que representa el flujo real de alimentación frente a la velocidad de giro del motor, fijada ésta en el armario de control mediante el correspondiente selector. Dicho selector es una ruedecilla que puede girar hasta diez vueltas completas, cada una de ellas dividida en 100 segmentos. Basta con medir cada una de las diez posiciones de vuelta completa para obtener la curva. Para ello se desconecta el tubo de alimentación que va a la columna y lo insertamos en un recipiente para depositar los productos que son impulsados por la bomba. Medimos cuánto se tarda en llenar aproximadamente 90ml en cada una de las posiciones

Posición selector	Velocidad motor (rpm)	Líquido recogido (ml)	Tiempo (min)	Curva Experimental (ml/min)	Curva teórica (ml/min)
0	0	0	0	0	0
1	30	88	3,25	27,07	30
2	60	91	1,66	54,82	60
3	90	94	1,03	91,26	90
4	120	85	0,74	114,86	120
5	150	88	0,6	146,67	150
6	180	96	0,53	181,13	180
7	210	90	0,43	209,3	210
8	240	95	0,4	237,5	240
9	270	103	0,38	271,05	270
10	300	98	0,33	296,97	300

Tabla 2 Calibración de la bomba

## 2.10 Válvulas

En la siguiente tabla se muestra las distintas válvulas presentes en la planta.

Número de válvula	Localización/función	Posición
V1	Lateral del reboiler. Su función es permitir o bloquear la salida de fondos.	Se mantendrá cerrada mientras realizamos la operación de llenado del reboiler y mientras operamos en discontinuo. En régimen de destilación continua debe permanecer abierta.
V2	Fondo del reboiler. Sirve para drenar el contenido del reboiler o tomar muestras del mismo	Debe permanecer cerrada en todo momento. Se puede abrir brevemente para obtener muestras (prestar especial atención a la temperatura).
V3	Conducto de reflujo. Sirve para drenar dicho conducto o tomar muestras del reflujo.	Debe permanecer cerrada en todo momento a menos que se quiera tomar una muestra o drenar el conducto.
V4	Fondo del recipiente de destilado. Nos permite drenar el recipiente o tomar muestras.	Debe permanecer cerrada a menos que se quiera realizar alguna de las operaciones mencionadas.
V5	Suministro de agua de refrigeración.	Debe permanecer abierta siempre que el equipo esté funcionando.
V6	Fondo de la columna.	Debe permanecer siempre cerrada. Abrir poco tiempo, y siempre antes que V7.
V7	Cabeza de la columna. Permite la medida de la caída de presión	
V8	Fondo del recipiente de dosificación de azeótropos.	Mantener cerrada salvo que se lleve a cabo una destilación con mezcla azeotrópica.
V9	Válvula de reflujo. Controla la dosificación entre reflujo y destilado.	Cuando está cerrada todo el condensado vuelve como reflujo a la torre.
V10	Fondo del decantador. Determina si el recipiente actúa como decantador o simplemente como acumulador.	La válvula sólo se mantendrá cerrada en destilaciones con mezclas azeotrópicas.
V11	Base del recipiente de fondo.	Se debe mantener cerrada salvo en caso de querer realizar alguna de las operaciones mencionadas
V12	Base del recipiente de destilado.	Debe permanecer cerrada mientras el equipo esté funcionando.
V13	No instalada.	
V14	Suministro de agua fría.	Debe permanecer cerrada a no ser que realicemos una destilación a presión reducida.
V15	Bomba de vacío.	Debe permanecer cerrada a no ser que realicemos una destilación a presión reducida.

Tabla 3 Válvulas



## 2.11 Dispositivos de control de la planta

La planta cuenta con un armario de control proporcionado por el fabricante que se encarga del suministro eléctrico de la misma con sus protecciones, de la adquisición, tratamiento y visualización de las señales de los sensores de la planta y de la manipulación de las variables de actuación. También implementa un sistema de seguridad funcional de la planta.

Todas las señales son transmitidas por el armario de control a través del cableado que conecta el armario con la planta.

### 2.11.1 Armario de control

La primera característica notable del armario de control es que nos permite trabajar en cuatro modos de funcionamiento diferentes según la posición del selector que hay bajo cada columna del mismo Figura 13.

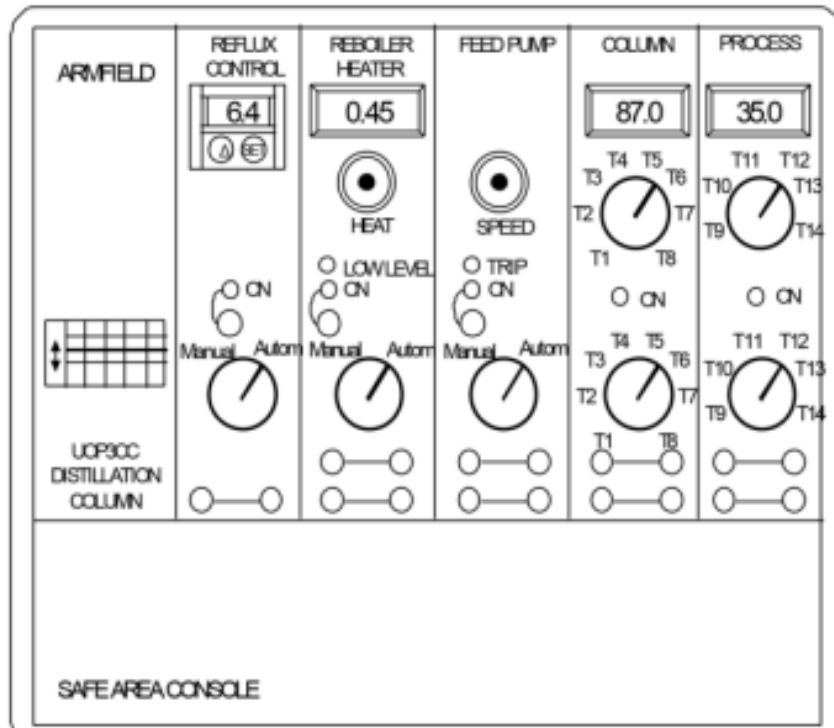


Figura 13 Armario de control

## 2.12 Seguridad

Aunque la columna está diseñada para mantener una operación segura, cualquier equipo de laboratorio implica procesos o procedimientos que pueden ser potencialmente peligrosos. Los peligros potenciales más importantes asociados al equipo son los siguientes:

- Heridas por shocks debidos a descargas eléctricas.
- Fuegos o explosiones causados por el uso de productos altamente inflamables, tanto en fase líquida como en vapor.
- Envenenamiento por la utilización de materiales tóxicos.
- Quemaduras por tocar elementos del equipo a altas temperaturas.
- Quemaduras por entrar en contacto con líquidos o vapores a altas temperaturas.
- Daños causados en los ojos.

Estos accidentes pueden ser evitados si el equipo es regularmente supervisado, y el personal y los estudiantes conocen perfectamente los riesgos potenciales que derivan del uso de la planta.

Es importante que la planta esté siempre colocada a más de dos metros de cualquier llama, fuente de chispas o zona de alta densidad de cargas electromagnéticas, sobre todo si los productos utilizados son fácilmente inflamables.

## 2.13 Mantenimiento

Para obtener una vida más larga del equipo se requiere llevar a cabo un buen mantenimiento del mismo. Alguno de los aspectos más importantes a la hora de realizarlo es:

- Desconectar el equipo del suministro eléctrico cuando no se vaya a utilizar.
- Comprobar cada cierto tiempo todas las conexiones de tubos (las roscas) para evitar fugas de vapores que pueden ser tóxicos o inflamables.
- Después de usar el equipo, abrir la cabeza de la bomba peristáltica para que no se mantenga presionado el tubo de Vitón, y así alargar la vida del mismo.
- Revisar todos los tubos de plástico rígido del equipo para que no mantengan posiciones que dan lugar a estrangulamientos.
- Si el equipo no va a ser usado durante un largo período de tiempo, drenar todos los productos que se encuentren en el mismo, y almacenarlos correctamente.
- Comprobar que los termopares están realmente inmersos en el líquido cuya temperatura tratan de medir.

# 3. ANÁLISIS DE VARIABLES Y LAZOS DE CONTROL.

## 3.1 Análisis de grados de libertad

El diagrama de flujo con el que se va a analizar el proceso de destilación es el siguiente Figura 14.

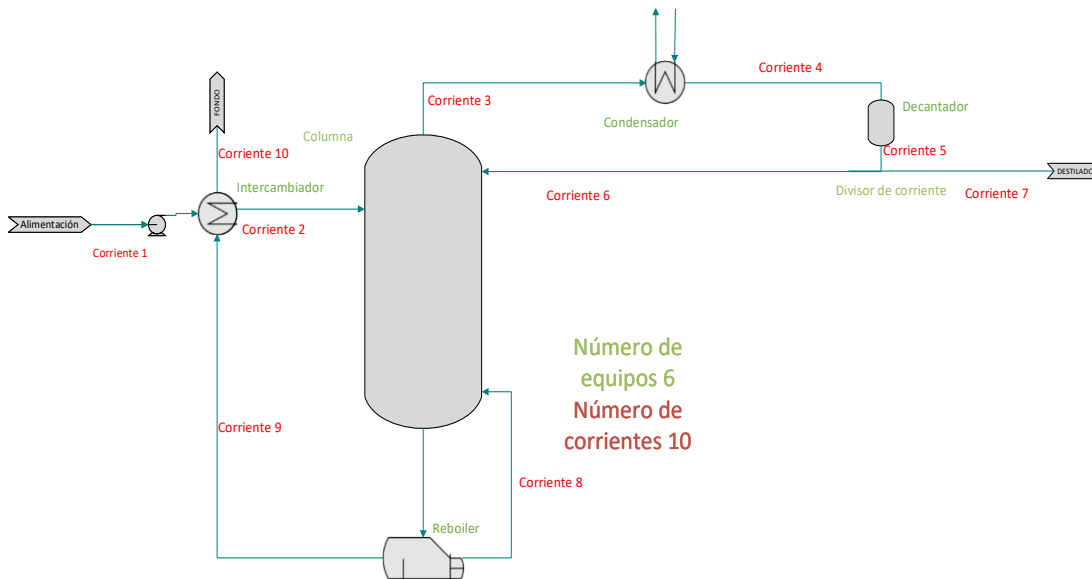


Figura 14 Diagrama de flujo del proceso

Se define los grados de libertad con la siguiente expresión:

$$GDL = N_v - N_{\text{especificaciones}} - N_{\text{Restricciones}} - N_{\text{EB}} \quad (5)$$

Donde:

- $N_v$  es el número de variables, y se calcula a partir de la siguiente expresión

$$N_v = N_{\text{corriente}} * (N_{\text{componentes}} + 2) + N_{RQ} \quad (6)$$

Donde el número de componentes es dos, debido a que se trabaja con una mezcla binaria de agua-etanol, el número de reacciones químicas es cero, el número de

corrientes es diez, tal y como se observa en el diagrama de flujo Figura 14, y el dos representan las variables termodinámicas independientes que definen el estado de cada corriente (puede ser presión, temperatura, o título de vapor), por lo que el número de variables es de 40.

- $N_{\text{Restricciones}}$  es el número de variables que se encuentran definidas por la propia naturaleza del equipo que modelan, en este proceso se encuentran en el divisor de corriente presentes en la Figura 14 (corrientes 5, 6, y 7), por lo que las composiciones, la temperatura, y la presión de las corrientes que conforman dicho divisor de corrientes son iguales, para el cálculo del número de restricciones se emplea la siguiente expresión:

$$N_{\text{Restricciones}} = ((N-1) * (N_{\text{componentes}}-1) + 2) \quad (7)$$

Donde N es el número de corrientes de salida que tiene el divisor de corriente, es decir dos (corriente 6 y 7), por lo que el número de restricciones que se obtiene es 3,  $z_6 = z_7$ ,  $T_6 = T_7$ , y  $P_6 = P_7$ .

- $N_{\text{EB}}$  es el número de ecuaciones de balance, y se calcula a partir de la siguiente expresión

$$N_{\text{EB}} = N_{\text{equipos}} * (N_{\text{componentes}} + 1) \quad (8)$$

Donde el número de equipos es seis, y el uno representa el balance de energía en cada equipo, por lo que el número de ecuaciones de balance es de 18.

Agrupando los valores anteriormente mencionados se obtiene lo siguiente

$$GDL = 19 - N_{\text{especificaciones}}$$

Por lo que se deduce que para que el sistema se encuentre definido, se requieren 19 especificaciones, las cuales son las siguientes:

- Las presiones de todas las líneas se encuentran definidas debido a que los distintos equipos tienen una pérdida de carga despreciable (6).
- El intercambiador de calor que involucra a las corrientes 1-2 y 9-10, tiene un rendimiento del 0,9 (1).
- La corriente 1 será una mezcla equimolar, con valores de temperatura y presión ambiente, y un caudal de unos trescientos mililitros por minuto fijado por la bomba (4).
- La temperatura de la corriente 3 será 78,2°C (temperatura de ebullición del azeotropo) debido a que se cumple el equilibrio líquido vapor es necesario para obtener la concentración del azeotropo, teniendo en cuenta que el condensador subenfía, se asume que la corriente 4 (igual que la corriente 5) está a unos 20 grados (valor arbitrario) por debajo de la corriente 3 (3).
- La composición de la corriente 3 es la composición de azeótropo, restricción ligada con la anterior debido a que se asume que se establece el equilibrio líquido vapor (1).
- La temperatura de la corriente 9 es de 95°C (temperatura de ebullición de la mezcla producto de fondo a una atmósfera de presión), y su composición es del 90% de agua, valor arbitrario pero alcanzable para una columna de ocho platos, para valores de concentración de agua en el fondo superiores el sistema de ecuaciones da como resultados caudales negativos (2).
- Número de platos en la columna es 8, y la volatilidad relativa de 2,2 (2).

### **3.2 Análisis de variables y lazos de control**

Las variables presentes en el proceso se pueden catalogar en tres tipos:

- A. Variables medidas y controladas: se trata de las variables que tienen un interés, tanto desde el punto de vista de la seguridad (sello hidráulico, presión), como desde el punto de vista de proceso (pureza de uno o dos productos, temperatura), y que por tanto se le asigna un punto de consigna (set point), del cual no conviene que adopte valores distintos a él.
- B. Variables manipuladas: son las variables que se modifican a partir del uso de elementos finales de control, (válvulas o variadores de frecuencia), con el objetivo de mantener el valor de las variables controladas en su punto de consigna frente a perturbaciones.
- C. Perturbaciones: se trata de fenómenos externos al proceso, (variación del caudal o composición de la alimentación, variación en las condiciones de suministro de los distintos servicios requeridos en el proceso, como pueden ser la refrigeración o calefacción), el cual produce que las variables controladas obtengan valores distintos al punto de consigna.

El juego de válvulas con los correspondientes lazos de control en el diagrama de flujos sería el siguiente Figura 15:

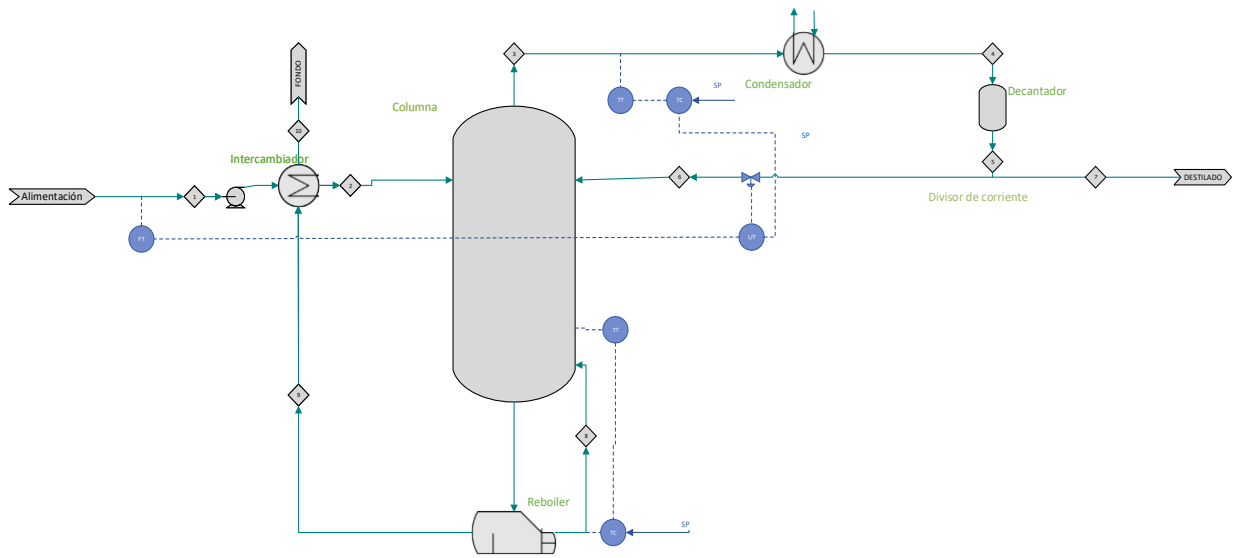


Figura 15 lazos de control del proceso

En la Figura 15 se observa una configuración de lazos de control LV, (adaptada a las singularidades de la columna objeto de estudio), con la que se pretende controlar la pureza de los productos de fondo y del destilado.

La estructura de control consta de dos lazos.

1. En primer lugar, en la cabeza de la columna hay un control en cascada, ya que se mide la temperatura de la corriente de destilado, una perturbación en dicha variable modificaría el set point de la ratio control situado en la corriente 6.
2. En segundo lugar, en el fondo de la columna se encuentra un lazo simple, el cual mide la temperatura en la parte inferior de la columna, y manda una señal al reboiler para que modifique la cantidad de calor que se disipa.

Los lazos de control responden ante las entradas manipulables, y perturbaciones de la siguiente forma:

- Calor disipado en el reboiler, se distinguen los siguientes escenarios
  - A. Aumento; un aumento en la cantidad de calor que disipa el reboiler se vería reflejado en el aumento de temperatura del fondo de la columna, e implicaría un aumento en la concentración de pesado en la corriente número 9 (a partir del equilibrio líquido vapor), el lazo de control que actuaría sería el control de temperatura que se encuentra en la columna, la cual, mandaría una señal al reboiler para que disminuya la cantidad de calor que disipa disminuyendo así la concentración de pesado hasta alcanzar así el punto de consigna
  - B. Disminución; una disminución en la cantidad de calor que disipa el reboiler se vería reflejado en la disminución de temperatura del fondo de la columna, e implicaría una disminución en la concentración de pesado en la corriente número 9 (a partir del equilibrio líquido vapor), el lazo de control que actuaría sería el control de temperatura que se encuentra en la columna, la cual, mandaría una señal al reboiler para que aumentase la cantidad de calor que disipa aumentando así la concentración de pesado hasta alcanzar así el punto de consigna.
- Composición de la alimentación, de igual forma que en el caso anterior, existen dos posibles escenarios en lo relativo a esta perturbación, que aumentase la concentración de etanol en la alimentación, o que disminuya, esta perturbación tendrá efectos en el balance de materia de la columna, conforme mayor sea la concentración de ligero en la alimentación a la planta, mayor será el caudal de destilado (corriente 7), y por el contrario, a mayor concentración de pesado, mayor será el caudal del fondo (corriente 9), las variables manipuladas para mantener las concentraciones de los caudales de destilado y fondo son, el calor que disipa el reboiler, y la relación del caudal de alimentación y de recirculación, y su influencia se observa en la Figura 16.



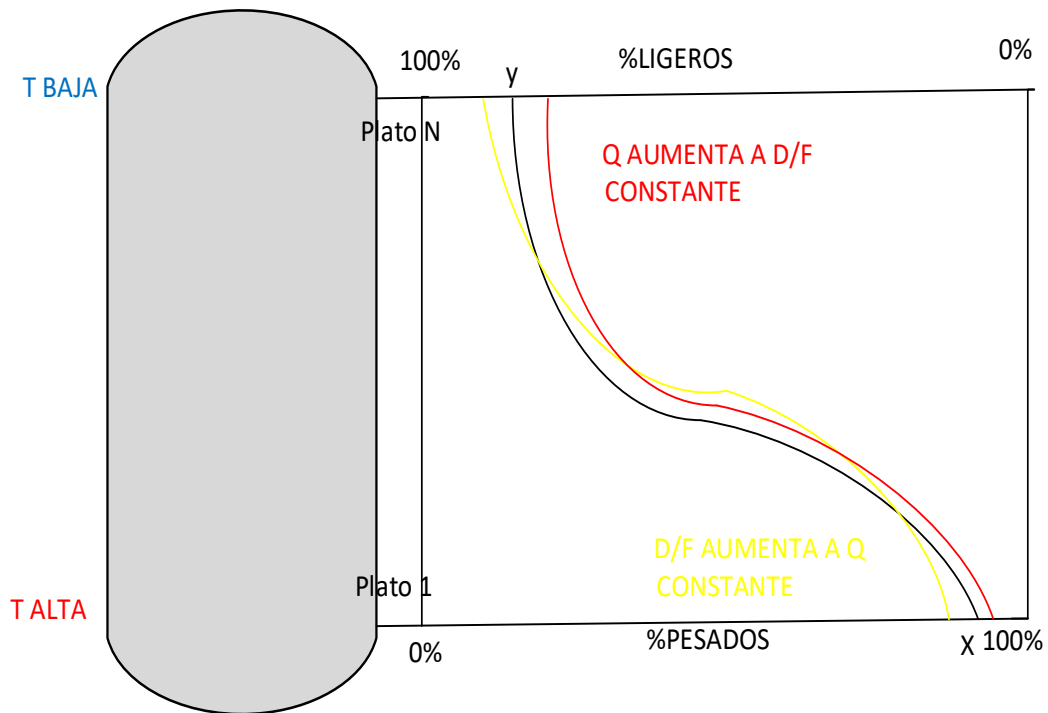


Figura 16 relación de temperatura y concentración a lo largo de la columna

Como se observa en la Figura 16 la influencia de estas variables manipuladas es la siguiente:

- ✓ Calor que disipa el reboiler para una relación de reflujo constante;
  - Aumento, en la parte superior de la columna disminuiría la concentración de ligeros, y aumentaría la concentración de pesados en la parte inferior de la torre.
  - Disminución, en la parte superior de la columna aumentaría la concentración de ligeros, y disminuiría la concentración de pesados en la parte inferior de la torre.

- ✓ Relación de reflujo para un calor que disipa el reboiler constante;
  - Aumento, en la parte superior de la columna aumentaría la concentración de ligeros, y disminuiría la concentración de pesados en la parte inferior de la torre.
  - Disminución, en la parte superior de la columna disminuye la concentración de ligeros, y aumenta la concentración de pesados en la parte inferior de la torre.

# PARTE 2 MODELO MATEMÁTICO DE LA PLANTA Y CONTROL AVANZADO

Debido a la imposibilidad de la realización de ensayos en la planta real, en esta parte se desarrolla un modelo matemático que contenga la dinámica de una planta lineal que consta de 3 etapas a partir de la cual obtiene una matriz de funciones de transferencia, para posteriormente realizar simulaciones con el Toolbox de Matlab y observar cómo responde un control predictivo frente a perturbaciones en la entrada.

## 4. MODELO.

Con el objetivo de controlar las calidades de los productos de cola y destilado de la columna se presenta un modelo lineal y simplificado que permite el análisis de la controbilidad.

En una columna de destilación existen variables que inciden en el proceso de separación como se observa en la Figura 18.

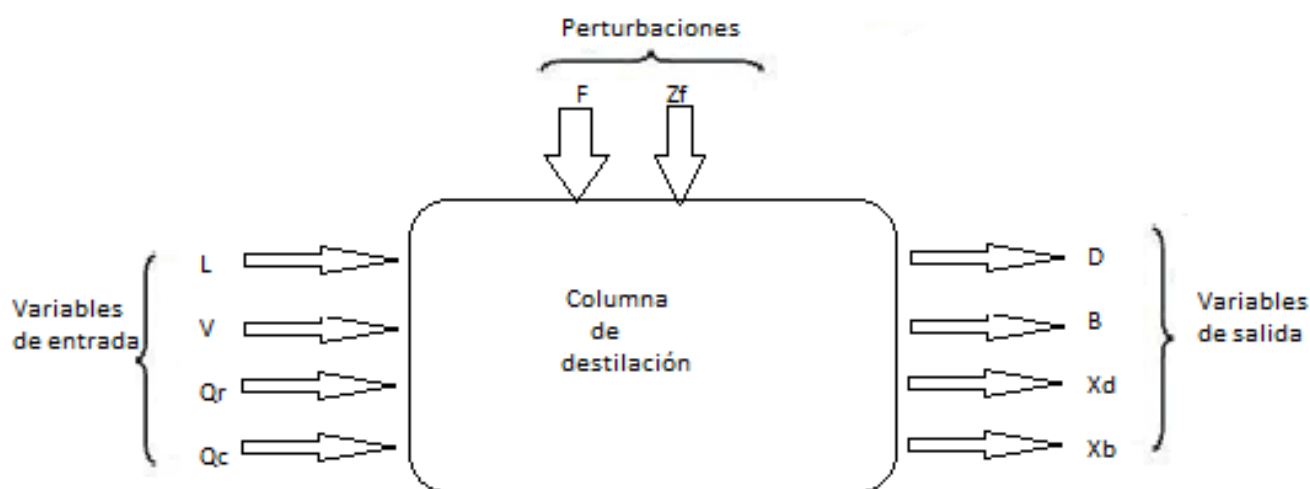


Figura 18 Diagrama de bloque

El modelo de columna se puede reducir al número de etapas de las cuales los balances de materia, energía, y componentes relacionen de manera directa el caudal de reflujo de vapor, y de líquido, al igual que el caudal de alimentación, y la composición del producto de destilado, es lo que se conoce como modelo simple 3 etapas.

#### 4.1 Modelo simple 3 etapas

Las etapas más importantes cualquier columna de destilación son 3, la alimentación, el condensador, y el reboiler (a no ser que dicha columna tenga extracciones laterales, en cuyo caso se incluirían).

Dichas etapas definen las dinámicas que suceden en el interior de la columna debido a que en ellas se tiene el flujo de alimentación, los flujos de reflujo de vapor, y de líquido, y los caudales de producto, destilado y fondo, por ello el análisis de estas 3 etapas permite el diseño de una estrategia de control de composición.

Se tienen en cuenta las siguientes suposiciones;

- El valor de la presión es constante.
- La retención del vapor en las etapas es despreciable.
- El control de nivel en tambor de reflujo y en el reboiler.
- Los flujos molares de vapor son constantes (reemplazan los balances de energía).
- Se alcanza el equilibrio líquido vapor para la temperatura de las distintas etapas.
- La volatilidad relativa es constante en toda la columna, e igual a 2,2 (se calculó con anterioridad).
- La retención de líquido en los distintos platos es constante (ello conlleva a que se desprecia la hidrodinámica de los platos).

El punto de operación a partir del cual se realiza el análisis se observa en la Tabla 4.

Etapa	i	$L_i$ (kmol/s)	$V_i$ (kmol/s)	$X_i$	$Y_i$
Condensador	3	$3,6 \cdot 10^{-4}$	-	0,894	-
Alimentación	2	$4,3 \cdot 10^{-4}$	$4,3 \cdot 10^{-4}$	0,5	0,894
Reboiler	1	-	$4,3 \cdot 10^{-4}$	0,106	0,1

Tabla 4 datos de partida

La nomenclatura empleada en la Tabla 4 para designar caudales es la que se muestra en la Figura 19

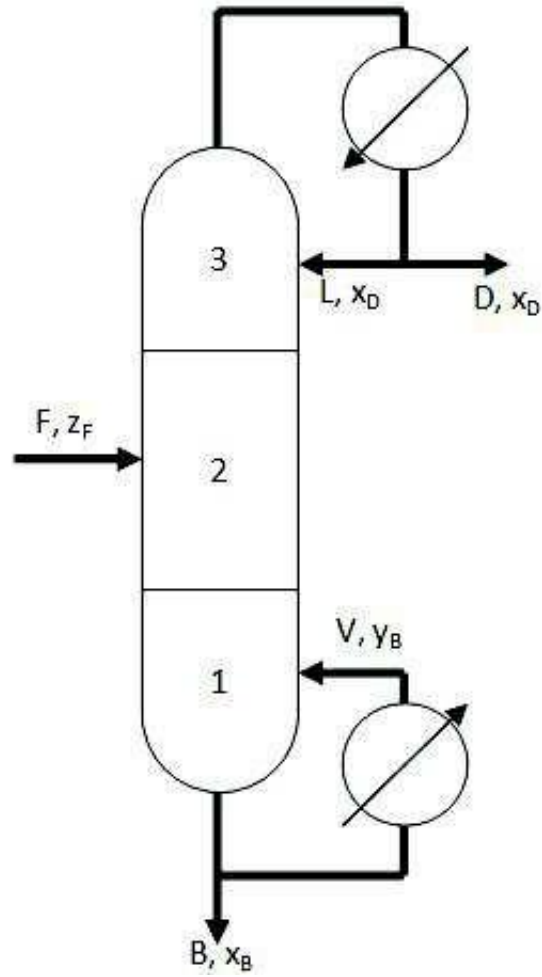


Figura 19 esquema de la columna según el modelo 3 etapas.

Como se observa en la Figura 19 la columna posee dos etapas teóricas (reboiler 1, alimentación 2), y una etapa de condensador total 3.

## 4.2 Cálculo del balance de materia en la columna.

Los resultados presentados en el apartado anterior se obtienen a partir del uso del software de cálculo EES, cuyo código se expone a continuación.

{Datos}

zf=0,5

ME=MolarMass(Ethanol) {masa molecular del etanol kg/kmol}

MW=MolarMass(Water) {masa molecular del agua kg/kmol}

MF=ME\*zf+MW\*zf {masa molecular promedio kg/kmol}

Tf=25 {°C}

Pf=101,325 {KPA}

F\_VOLUMETRICO=300 {caudal volumetrico de alimentación ML/MIN}

rho\_wf=Density(Water;T=Tf;P=Pf) {densidad del agua evaluada en las condiciones de entrada kg/m3}

rho\_ef=Density(Ethanol;T=Tf;P=Pf) {densidad del etanol evaluada en las condiciones de entrada kg/m3}

dens\_f=rho\_wf\*zf+zf\*rho\_ef {densidad promedio de la corriente de alimentación kg/m3}

{DETERMINACIÓN DEL CAUDAL DE ALIMENTACIÓN}

F\_Molar=F\_VOLUMETRICO\*(1/60)\*(1/1000000)\*(dens\_f)\*(1/MF) {kmol/seg}

{BALANCE DE MATERIA EN LA COLUMNA}

{D DESTILADO B FONDO V RECIRCULACION VAPOR FONDO L RECIRCULACION DE LIQUIDO DESTILADO}

XD=0,894

XB=0,1

NT=8

ALFA=2,2

F\_Molar=D+B {kmol/seg}

F\_Molar\*zf=D\*XD+B\*XB {kmol/seg}

D=L-V

(XD/(1-XD))/(XB/(1-XB))=g

g=(ALFA/(1+(1/(zf\*(V/F\_Molar))))^0,5)^NT

En el cálculo de los caudales presentes en la destilación se ha tenido en cuenta que el número de etapas es en realidad 8.

En cuanto a los resultados obtenidos se observan en la Tabla 5.

Caudales (Kmol/s)	F	0,0001391
	D	0,00007005
	B	0,000069
	L	0,0005048
	V	0,0004347
Concentraciones	Zf	0,5
	Xd	0,894
	Xb	0,1

Tabla 5 resultados de la simulación



### 4.3 obtención de la función de transferencia

Una vez conocido el punto nominal en el que opera la planta, para la obtención de la función de transferencia es un problema que se reduce a [8]:

1. Formular las ecuaciones dinámicas para la respuesta de la composición en las tres etapas, teniendo como variables independientes las variables L y V.
2. Linealizar dichas ecuaciones y plantearlas de como vectores tal que así,  $x=A\Delta x+B\Delta u+E\Delta d$  donde  $\Delta x$ ,  $\Delta u$ , y  $\Delta d$  representan la variable de desviación con respecto al punto de operación indicado en la Tabla 5.
3. Obtener las ganancias en estado estacionario del modelo linealizado.

Las ecuaciones que modelan el balance de materia son las siguientes:

$$n_3 * \frac{dx_3}{dt} = V_2 * y_2 - L_3 * x_3 - D * x_3 \quad \text{Condensador}$$

$$n_2 * \frac{dx_2}{dt} = F * z_F + V_1 * y_1 - L_3 * x_3 - V_2 * y_2 - L_2 * x_2 \quad \text{Alimentación}$$

$$n_1 * \frac{dx_1}{dt} = L_2 * x_2 - V_1 * y_1 - B * x_1 \quad \text{Reboiler}$$

Donde, el flujo de vapor V1 es el reflujo de vapor proveniente del reboiler, notado como V, de igual forma con el flujo de líquido L3 es el reflujo de líquido notado como L, con la suposición que el flujo de vapor es constante, es posible decir que todos los flujos de vapor son iguales al que ingresa en la etapa 1 (reboiler), es decir  $V=V1=V2=V3$ , con estas suposiciones, las dinámicas de las respuestas de flujo son descopladas de las dinámicas de composición, y mediante el balance de materia en cada etapa se puede encontrar que:

$$V_2 = V$$

$$L_2 = L + F$$

$$D = L - V$$

$$B = L + F - V$$

En cuanto a las composiciones de vapor en cada una de las etapas ( $y_i$ ) se pueden expresar en función de la composición del líquido ( $x_i$ ) a partir de la volatilidad relativa con la siguiente expresión.

$$y_i = \frac{\alpha * x_i}{1 + (\alpha - 1) * x_i}$$

Dicha expresión se linealiza para cada etapa obteniendo la expresión.

$$\frac{\Delta y_i}{\Delta x_i} = K_i$$

$$K_i = \frac{\alpha}{(1+(\alpha-1)*x_i)^2}$$

Reorganizando las ecuaciones del reboiler y condensador en forma matricial se obtiene:

$$n_i \frac{dx_i}{dt} = A\Delta x + B\Delta u + E\Delta d$$

$$x = \begin{pmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \end{pmatrix}$$

$$u = \begin{pmatrix} L \\ V \end{pmatrix}$$

$$d = \begin{pmatrix} F \\ z_F \end{pmatrix}$$

Donde

$$A = \begin{pmatrix} -V & VK_2 & 0 \\ L & -(L+F+VK_2) & VK_1 \\ 0 & L+F & -(B+VK_1) \end{pmatrix}$$

$$B = \begin{pmatrix} 0 & 0 \\ x_3 - x_2 & K_1 x_1 - K_2 x_2 \\ x_2 - x_1 & x_1 - K_1 x_1 \end{pmatrix}$$

$$E = \begin{pmatrix} 0 & 0 \\ z_f - x_2 & F \\ x_2 - x_1 & 0 \end{pmatrix}$$

Evaluando las matrices A, B y E en el punto de operación dado en la tabla 5 se obtienen las siguientes matrices.

$$A = \begin{pmatrix} -0,0004347 & 0,00034 & 0 \\ 0,0005048 & -(0,000984) & 0,0007624 \\ 0 & 0,0006439 & -(0,0008314) \end{pmatrix}$$

$$B = \begin{pmatrix} 0 & 0 \\ 0,3302 & -0,2658 \\ 0,4638 & -0,0754 \end{pmatrix}$$

$$E = \begin{pmatrix} 0 & 0 \\ -0,0638 & 0,0001391 \\ 0,4638 & 0 \end{pmatrix}$$

Para calcular la constante de tiempo del sistema en lazo abierto se calcula como la inversa del valor propio de menor valor de la matriz que define dicho sistema, en este caso la matriz A, en cuanto al cálculo de los valores propios de una matriz se siguen los siguientes pasos;

Los valores propios de una matriz se calculan a partir del siguiente polinomio.

$$a_0 * \lambda^3 + a_1 * \lambda^2 + a_2 * \lambda + a_3 = 0$$

Donde;

- $a_0$  es 1.
- $a_1$  es  $-\text{tr}(A)$ , es decir menos uno por la suma de los componentes de la diagonal principal, dando como resultado 0,00225.
- $a_3$  es  $-\det(A)$ , es decir el determinante, dando como resultado  $-1,422 * 10^{-10}$ .
- $a_2$  es la suma de los determinantes de las matrices 2x2 resultantes de obviar la fila 1 y columna 1,  $A_{11}$ , la fila 2 y columna 2,  $A_{22}$ , y la fila 3 y columna 3,  $A_{33}$ , dando como resultado  $1,26 * 10^{-3}$

$$A_{11} = \begin{pmatrix} -0,000984 & 0,0007624 \\ 0,0006439 & -0,0008314 \end{pmatrix}$$

$$A_{22} = \begin{pmatrix} -0,0004347 & 0 \\ 0 & -0,0008314 \end{pmatrix}$$

$$A_{33} = \begin{pmatrix} -0,0004347 & 0,00034 \\ 0,0005048 & -0,000984 \end{pmatrix}$$

Una vez resuelto el polinomio, los valores propios son -22500,99 y -0,0056, por lo que la constante de tiempo es  $\tau = 1/0,0056 = 178,57$  min.

Por otro lado, debido a que los elementos de la primera fila de las matrices B y E son cero se deduce que los cambios en L, V, F, o Zf no tienen un efecto inmediato en la composición del destilado.

Finalmente, la función de transferencia se obtiene a partir de la siguiente expresión.

$$G(s) = C * (sI - A)^{-1} * B + D$$

Donde el término D sería una matriz independiente que en este problema será cero, en cuanto al resto, la matriz B es conocida, y C es la matriz 2x3, tal que así.

$$C = \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \end{pmatrix}$$

Esto es debido a que esa matriz representa la relación entre variables de estado y variables de salida.

Finalmente se opera para la obtención del término inverso.

$$(sI - A)^{-1} = \left( s \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{pmatrix} - \begin{pmatrix} -0,0004347 & 0,00034 & 0 \\ 0,0005048 & -(0,000984) & 0,0007624 \\ 0 & 0,0006439 & -(0,0008314) \end{pmatrix} \right)^{-1}$$

Operando se obtiene.

$$(sI - A)^{-1} = \begin{pmatrix} s + 0,0004347 & -0,00034 & 0 \\ -0,0005048 & s + 0,000984 & -0,0007624 \\ 0 & -0,0006439 & s + 0,0008314 \end{pmatrix}^{-1}$$

Para invertir la matriz se opera con la siguiente ecuación.

$$(sI - A)^{-1} = \frac{adj(sI - A)}{det(sI - A)}$$

En primer lugar, se halla la matriz adjunta, la cual se define como la matriz de cofactores transpuesta.

$$adj(sI - A) =$$

$$\begin{pmatrix} \begin{pmatrix} s + 0,000984 & -0,0007624 \\ -0,0006439 & s + 0,0008314 \end{pmatrix} & -\begin{pmatrix} -0,0005048 & -0,0007624 \\ 0 & s + 0,0008314 \end{pmatrix} & \begin{pmatrix} -0,0005048 & s + 0,000984 \\ 0 & -0,0006439 \end{pmatrix} \\ -\begin{pmatrix} -0,00034 & 0 \\ -0,0006439 & s + 0,0008314 \end{pmatrix} & \begin{pmatrix} s + 0,0004347 & 0 \\ 0 & s + 0,0008314 \end{pmatrix} & -\begin{pmatrix} s + 0,0004347 & -0,00034 \\ 0 & -0,0006439 \end{pmatrix} \\ \begin{pmatrix} -0,00034 & 0 \\ s + 0,000984 & -0,0007624 \end{pmatrix} & -\begin{pmatrix} s + 0,0004347 & 0 \\ -0,0005048 & -0,0007624 \end{pmatrix} & \begin{pmatrix} s + 0,0004347 & -0,00034 \\ -0,0005048 & s + 0,000984 \end{pmatrix} \end{pmatrix}^T$$

$$adj(sI - A) = \begin{pmatrix} s^2 + 0,0018154s + 3,27 * 10^{-7} & 0,0005048s + 4,19 * 10^{-7} & 3,25 * 10^{-7} \\ 0,00034s + 2,82 * 10^{-7} & s^2 + 0,00126s + 3,61 * 10^{-7} & s + 2,8 * 10^{-7} \\ 2,59 * 10^{-7} & s + 3,31 * 10^{-7} & s^2 + 0,0014s + 2,56 * 10^{-7} \end{pmatrix}^T$$

$$adj(sI - A) = \begin{pmatrix} s^2 + 0,0018154s + 3,27 * 10^{-7} & 0,00034s + 2,82 * 10^{-7} & 2,59 * 10^{-7} \\ 0,0005048s + 4,19 * 10^{-7} & s^2 + 0,00126s + 3,61 * 10^{-7} & s + 3,31 * 10^{-7} \\ 3,25 * 10^{-7} & s + 2,8 * 10^{-7} & s^2 + 0,0014s + 2,56 * 10^{-7} \end{pmatrix}$$

Una vez se halla la matriz adjunta, se calcula el determinante de la matriz.

$$\det(sI - A) = s^3 + 0,00222s^2 + 1,05 * 10^{-6}s + 1,23 * 10^{-10}$$

Se sustituye en la expresión y se obtiene.

$$(sI - A)^{-1} = \frac{\begin{pmatrix} s^2 + 0,0018154s + 3,27 * 10^{-7} & 0,00034s + 2,82 * 10^{-7} & 2,59 * 10^{-7} \\ 0,0005048s + 4,19 * 10^{-7} & s^2 + 0,00126s + 3,61 * 10^{-7} & s + 3,31 * 10^{-7} \\ 3,25 * 10^{-7} & s + 2,8 * 10^{-7} & s^2 + 0,0014s + 2,56 * 10^{-7} \end{pmatrix}}{s^3 + 0,00222s^2 + 1,05 * 10^{-6}s + 1,23 * 10^{-10}}$$

Operando se obtiene la matriz de funciones de transferencia.

$$G(s) = \frac{\begin{pmatrix} 1,12 * 10^{-4}s + 2,13 * 10^{-7} & -9,03 * 10^{-5}s - 0,94 * 10^{-7} \\ 0,3302s^2 + 0,464s + 2,72 * 10^{-7} & -0,2658s^2 - 0,0754s + 1,21 * 10^{-7} \end{pmatrix}}{s^3 + 0,00222s^2 + 1,05 * 10^{-6}s + 1,23 * 10^{-10}}$$

Como era de esperar, si en un sistema hay dos variables de salida y dos de entrada, la matriz de funciones de transferencia es una 2x2.

# 5. CONTROL BASADO EN MODELO.

En este capítulo se implementa el modelo desarrollado con anterioridad en el software de Matlab, más concretamente en el ToolBox, aplicado a un control predictivo para el estudio de la dinámica del sistema frente a una perturbación en el sistema.

## 5.1 Introducción al control predictivo

El control predictivo es la forma más general de formular el problema del control en el dominio del tiempo, algunas de sus características son las siguientes [8].

- Se trata de un control de tipo óptimo.
- Tiene en cuenta la naturaleza estocástica de los ruidos.
- Si las referencias se conocen es capaz de hacer uso de ellas en el futuro, de igual forma ocurre con las perturbaciones medibles.
- Puede abordar el control multivariable como una extensión directa al igual que sucede con los tiempos muertos.
- Trata de forma explícita las restricciones y las incertidumbres

La estrategia del control predictivo se representa en la Figura 20

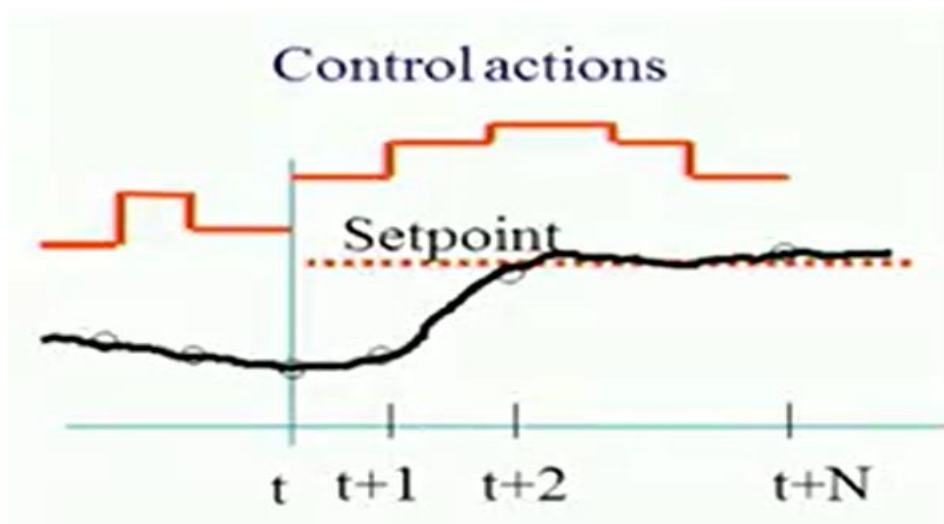


Figura 20 estrategia del control predictivo.

Se parte del instante  $t$ , se conoce lo que ha sucedido antes (acciones de control aplicadas y cuáles son las variables controladas), y se quiere determinar qué valor se le da a la variable manipulable (saber a dónde se quiere llegar), por lo que la estrategia es calcular cual puede ser la mejor secuencia de actuación (se valora cuán lejos se encuentra la variable controlada del set point, y el esfuerzo de control), una vez se conoce dicha secuencia, se aplica únicamente el primer paso, porque en el instante siguiente se hace lo mismo, es decir, una replanificación continua.

El motivo del desarrollo de esta técnica de control es económico, por ejemplo, si se tiene un proceso que trabaja con una temperatura máxima de operación, dicha temperatura es una relación directa de la producción de dicho proceso, y que no debe superar dicha valor máximo por motivos que pueden ser tanto de seguridad como de proceso, en la Figura 21 se muestra dos estrategias de control, siendo la curva roja los valores que toma la temperatura frente a unas perturbaciones con una estrategia de control con alta varianza, y la curva azul representa los valores de la temperatura frente a perturbaciones con un sistema de control predictivo.

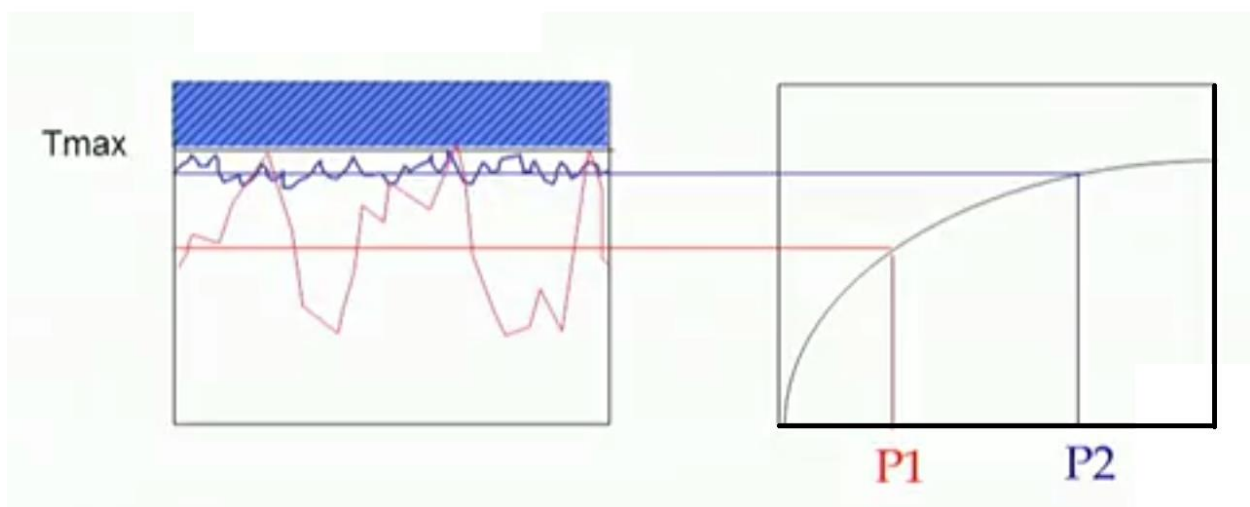


Figura 21 respuesta del control predictivo frente a perturbaciones [9].

Como se observa en la gráfica de la derecha el control predictivo ofrece una mayor productividad debido a que su varianza es menor, y su temperatura media sería mayor, según informes de la empresa Repsol, el tiempo de retorno de la inversión en esta tecnología es de entre 2 y 6 meses.

## 5.2 Modelado y simulación

Como se desarrolló en el capítulo anterior, el problema de control está representado por la siguiente matriz de transferencia, la cual, se trata de un sistema MIMO de  $2 \times 2$ .

$$G(s) = \begin{pmatrix} P_{11}(s) & P_{12}(s) \\ P_{21}(s) & P_{22}(s) \end{pmatrix} = \frac{\begin{pmatrix} 1,12 * 10^{-4}s + 2,13 * 10^{-7} & -9,03 * 10^{-5}s - 0,94 * 10^{-7} \\ 0,3302s^2 + 0,464s + 2,72 * 10^{-7} & -0,2658s^2 - 0,0754s + 1,21 * 10^{-7} \end{pmatrix}}{s^3 + 0,00222s^2 + 1,05 * 10^{-6}s + 1,23 * 10^{-10}}$$



En cuanto a la perturbación se representa con un el siguiente vector que se introduce en el proceso [10].

$$G(s) = \begin{pmatrix} P_{d11}(s) \\ P_{d21}(s) \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \frac{3,8e^{-8.1s}}{14,9s+1} \\ \frac{4,9e^{-3.4s}}{13,2s+1} \end{pmatrix}$$

En cuanto a la implementación del modelo en el TOOLBOX de Matlab, se puede realizar a partir de los siguientes pasos.

En primer lugar, se escribe el modelo del sistema que define el proceso con la función de transferencia, y adicionalmente también se define el retraso de dicho sistema.

```
%Definir proceso
Ps=[tf(1,[1 0 0 0]) tf(-1,[1 0 0 0]);tf(3.3 -4.6,[1 0 0 0]) tf(1 -7,[1 0 0 0])];
Psiodelay=[1.8 1.8;1.8 1.8];
```

Figura 22 modelo de columna de destilación.

Dado que las magnitudes de la matriz de funciones de transferencia son menores que uno, se hace necesario escalar la matriz (igual que la constante de tiempo) de forma que se puedan evitar problemas con respecto a las restricciones de entrada, además escalar la matriz permite que el análisis del modelo y el diseño del controlador sea más simple

En cuanto al modelo de la columna se define como Pm, el cual es igual al modelo del proceso Ps, pero alterando el atraso.

```
%%DEFINIR MODELO PROCESO DE COLUMNA:
Pm=Ps;
Pm.delay=[1.8 1.8;1.8 1.8]+2; %definicion atraso
```

Figura 23 modelo de columna de destilación.

Una vez definido las funciones de transferencia, se define la perturbación con un vector de funciones de transferencia, con sus respectivos atrasos.

```
8 %% Definición de la perturbación
9 - Pq=[tf(3.8,[14.9 1]);tf(4.9,[13.2 1])];
10 - Pq.iodelay=[8.1;3.4]; %Definición atraso
11 %% Define a modelo de perturbación
```

Figura 24 definición de la perturbación.

De igual forma que con la columna, se define el modelo de la perturbación, para no tener la misma función de transferencia, adicionándole un retraso de uno, con ello lo que se pretende es compensar las simplificaciones del modelo con respecto a la realidad para poder obtener una simulación más fiel a la misma.

```
%% define el modelo de la perturbación
Pmp=Pq;
Pmp.iodelay=[8.1;3.4]+1; %definición del atraso

DC=[Pm Pmq];
DC.inputName={'Recirculacion','Reboiler','Alimentacion'};
DC.outputName={'Pureza destilado','Pureza fondo'};
DC=setmpcsignals(DC,'MD',3)
```

Figura 25 definición de la perturbación.

Tanto el modelo de la columna como el modelo de la perturbación se introducen en una matriz DC, en la cual se renombran las entradas (variables manipuladas, y la perturbación), y las salidas (variables a controlar)

Por último, se añaden al código los parámetros de Simulink, donde S1 es el set point en la cabeza de la columna, S2 es el set point en el fondo de la columna, y la perturbación q.

```
%% paramatros simulink
s1=0.894; %pureza destilado
s2=0.1; %pureza fondo
q=0.3; %alimentacion
```

Figura 26 Parámetros de simulink.

Una vez ya está completado el código se simula para cargar las variables en el workspace, a continuación, se introduce el diagrama de bloques para el control predictivo del proceso

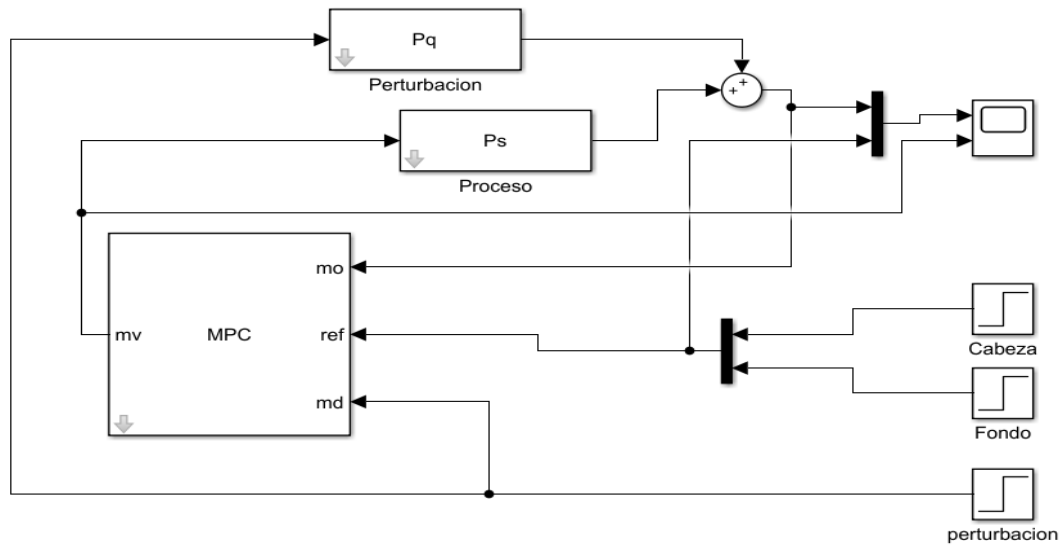


Figura 27 Diagrama de bloques en Simulink.

Para representar el proceso se emplea un bloque lti system, al cual se le introduce la matriz Ps, definida en el código, de igual forma se representa la perturbación con la matriz Pq.

En cuanto a la configuración del controlador, las variables manipuladas mv se introducen en el proceso, en mo (las variables de salida) se unen al sumatorio del proceso y la perturbación, en referencia se conecta a las dos referencias, de la cabeza de la columna s1, y la del fondo s2.

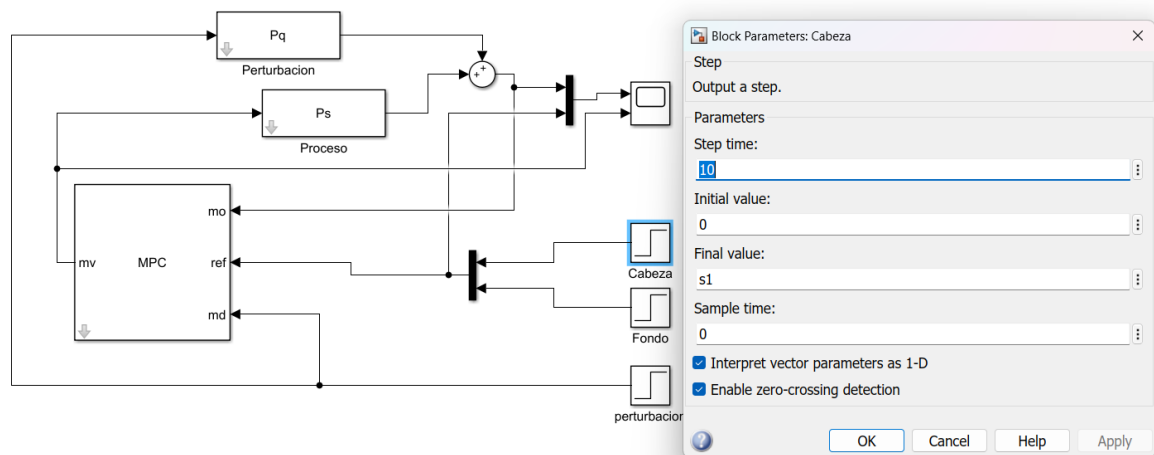


Figura 28 Referencia de la concentración en la cabeza de la columna.

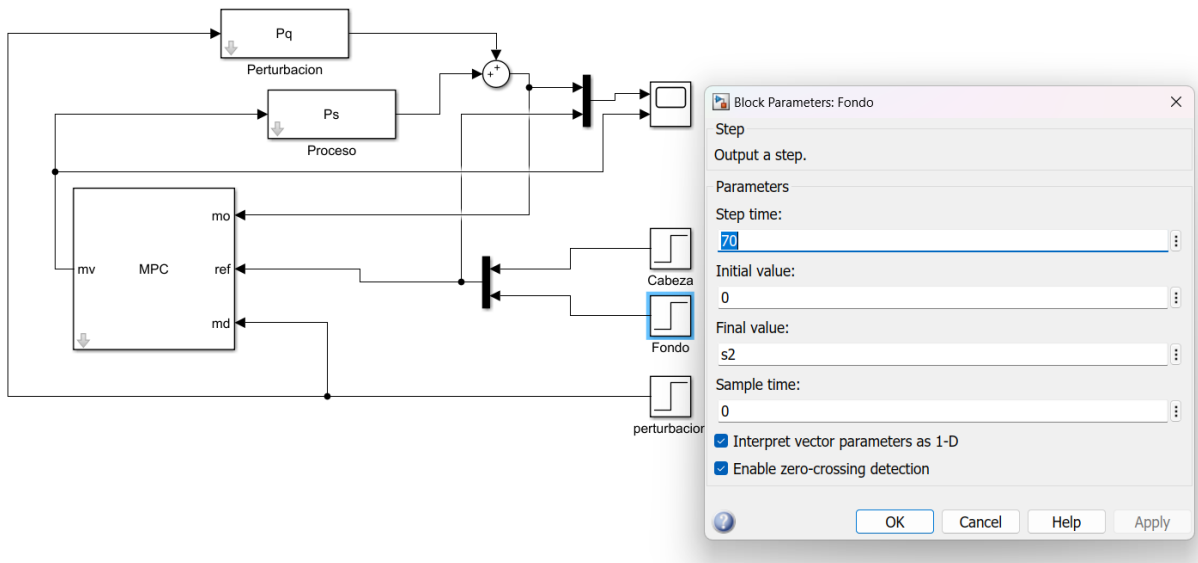


Figura 29 Referencia de la concentración en el fondo de la columna.

En cuanto a la perturbación, el valor final el q, y como se observa en la Figura 53, md se coloca en la perturbación.

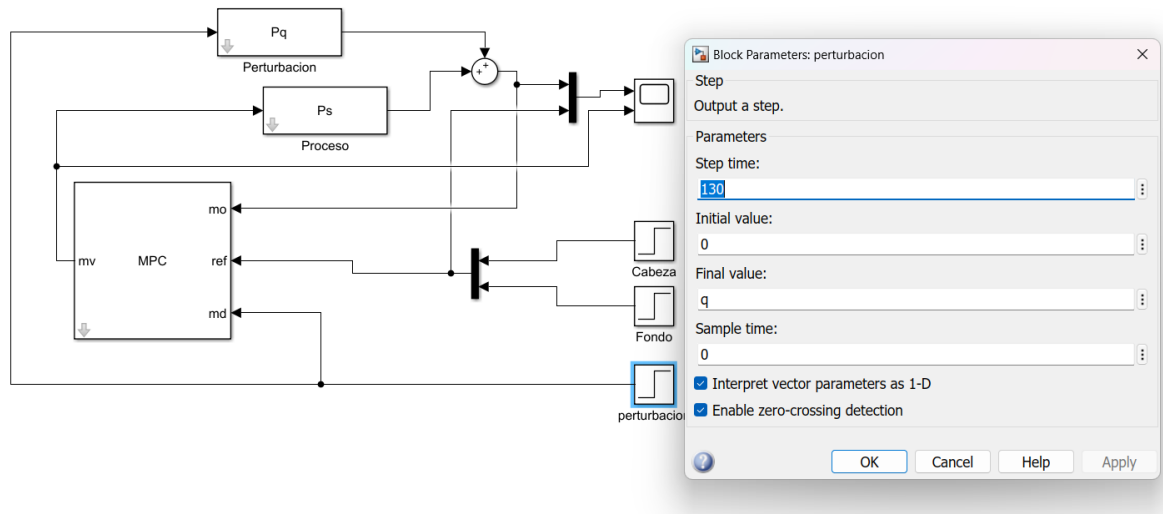


Figura 30 Referencia de la perturbación en la alimentación.

Por otro lado, para el bloque scope se configurará con el objetivo de que tenga dos layout.

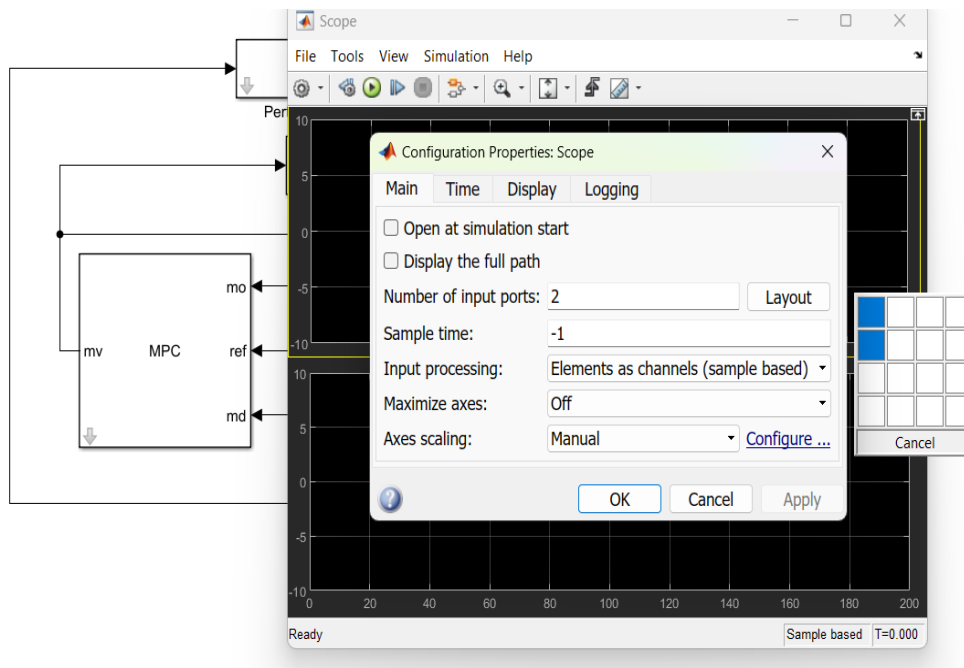


Figura 31 Configuración del Scope.

Esto se hace para poder graficar tanto la salida del proceso, como la acción de control (variables manipuladas). Una vez conectado los bloques del diagrama, e introducido los valores de referencia, se puede proceder a configurar el controlador.

En primer lugar, se abre el controlador, y se modifica los valores por defecto de la estructura, el sistema tiene dos variables manipuladas (recirculación, y reboiler), una variable de disturbio (alimentación), y dos variables de salida (concentración de cabeza y fondo).

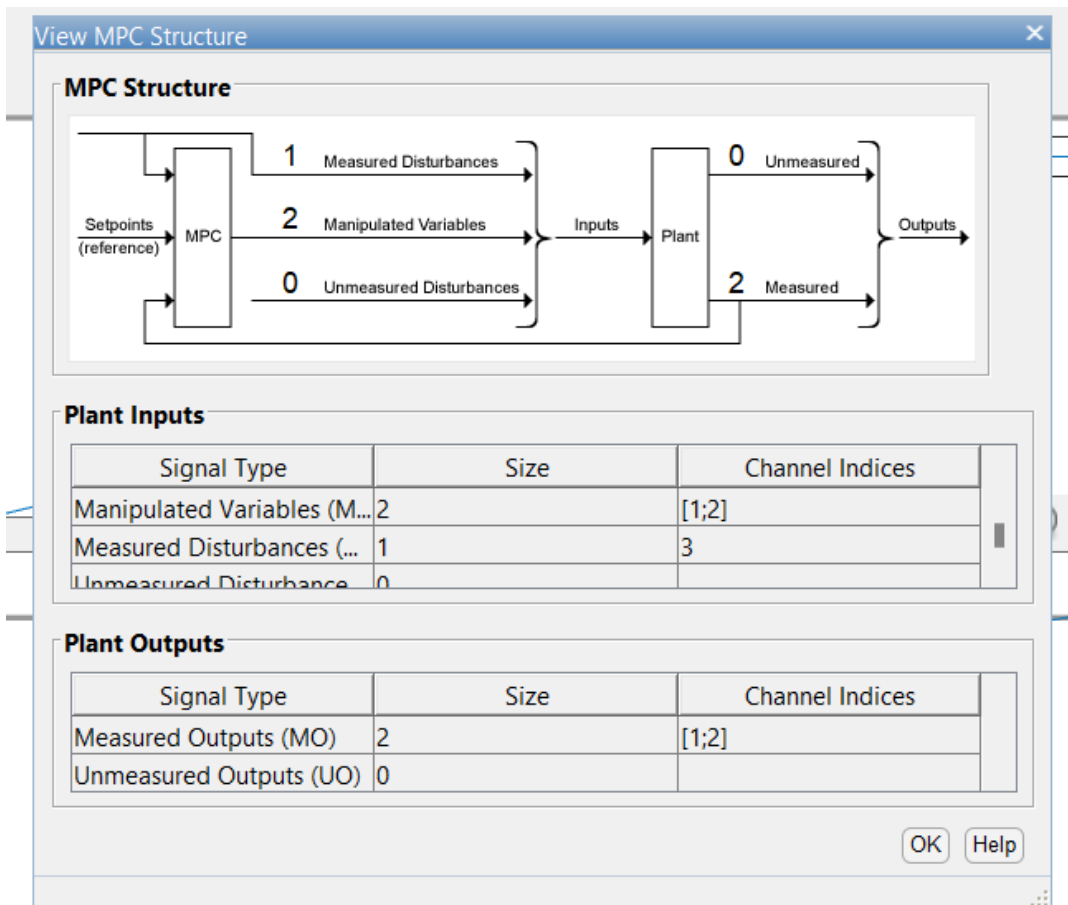


Figura 32 Estructura del controlador MPC.

Debido a que se trata de un controlador MPC se tiene que seleccionar el tipo de modelo entre las distintas opciones que ofrece el software, para este proyecto se selecciona un modelo de linealización con condición inicial, una vez seleccionado dicho se simula, el programa define un modelo, y un controlador por defecto.

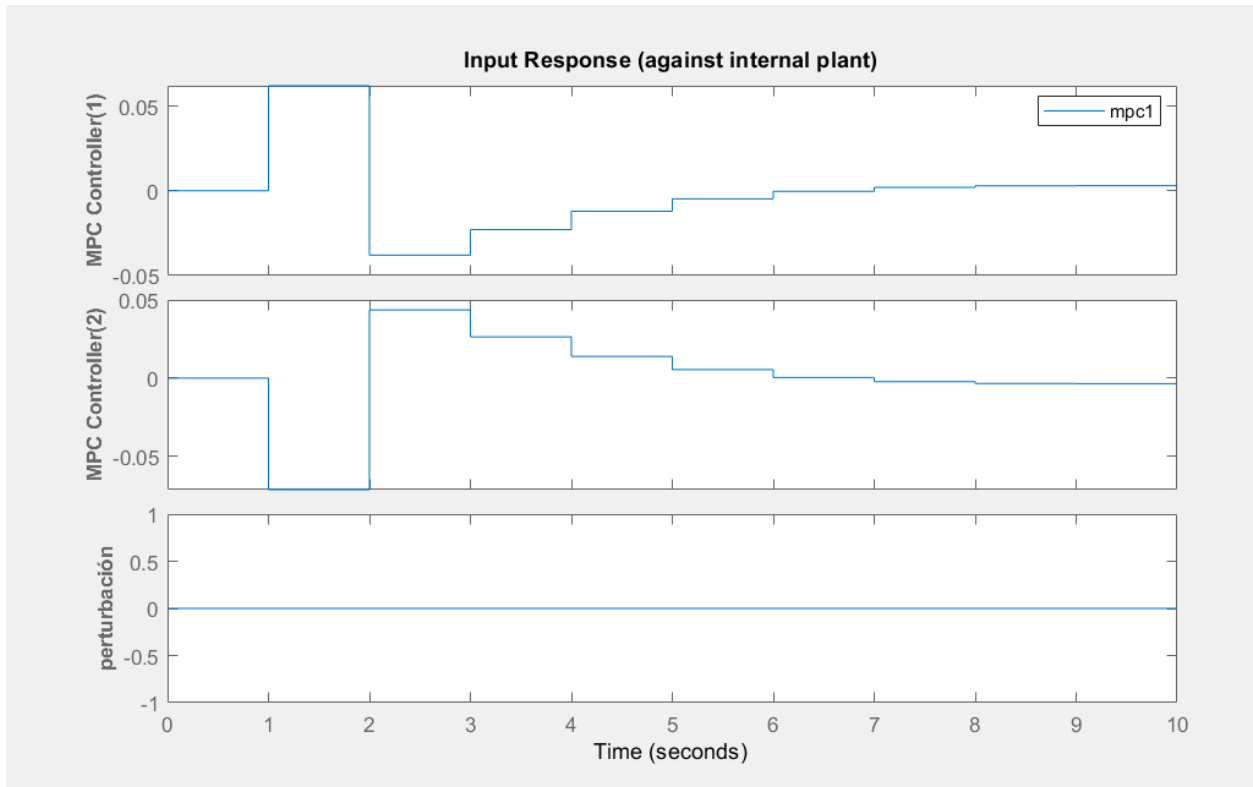


Figura 33 salida de las variables manipuladas.

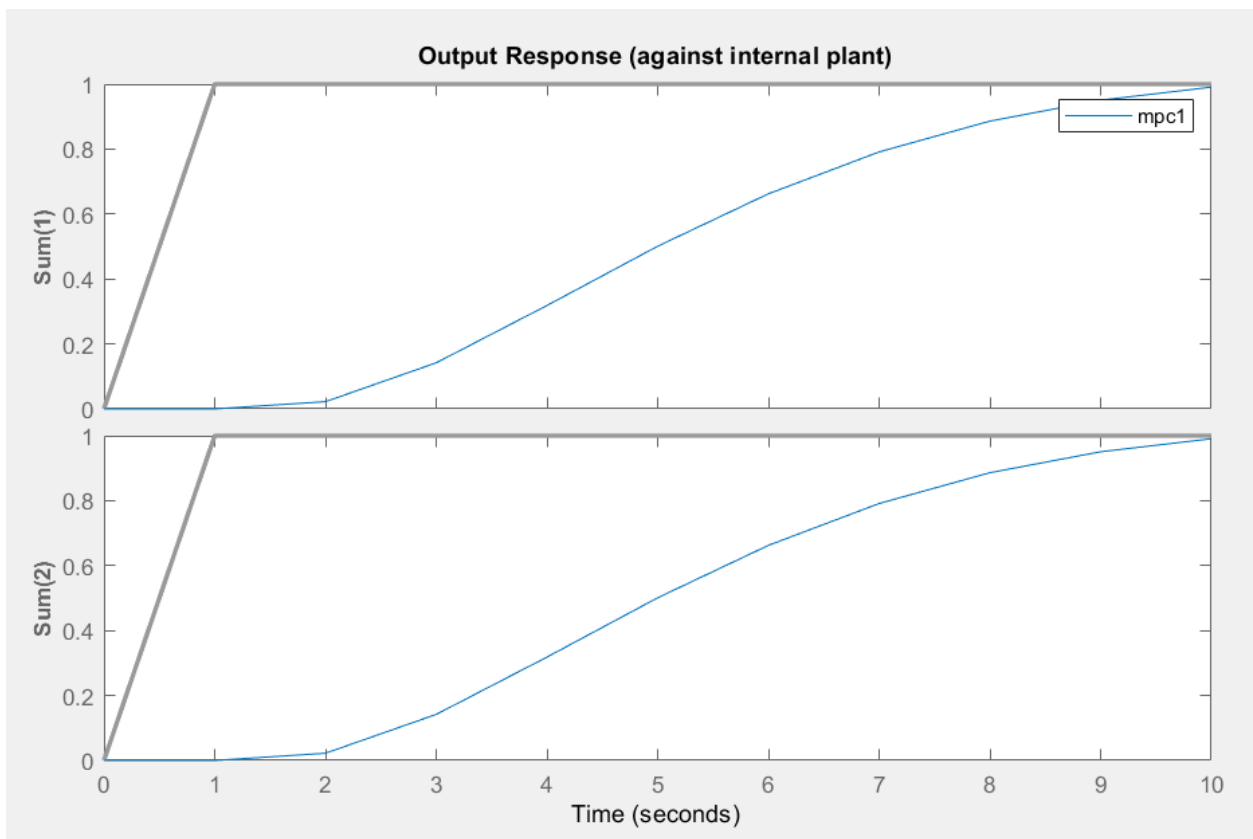


Figura 34 salida de las variables controladas.

El software de Matlab permite sintonizar el controlador para obtener respuestas más agresivas.

En primer lugar se le dota al sistema de una horizonte de predicción mayor, así como del horizonte de control.

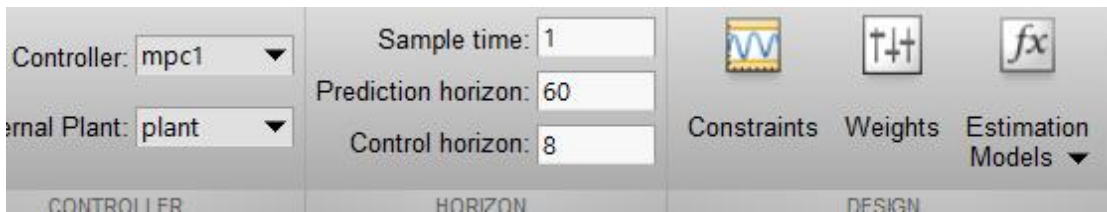


Figura 35 Sintonización del horizonte de control y el horizonte de predicción.

En cuanto a los pesos de los controladores  $u(1)$ , y  $u(2)$  (es decir landa), se pueden modificar en la pestaña Weights, de igual modo se pueden manipular el peso de las respuestas (es decir delta), con el objetivo de ser menos conservador (o, dicho de otro modo, más agresivo) se disminuye el peso del input.

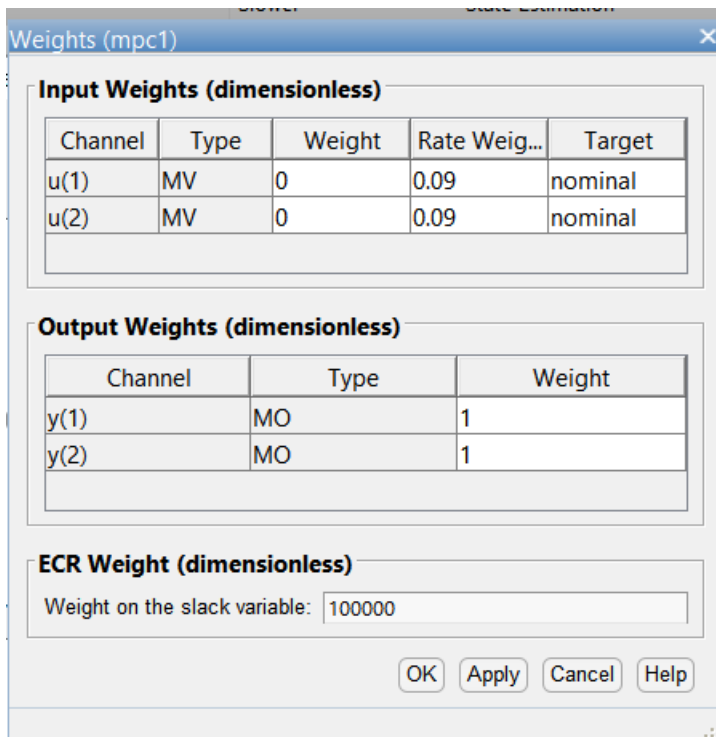


Figura 36 Sintonización del peso de los controladores.

Una vez implementado estas modificaciones, el control se demora unos cuatro periodos en alcanzar los valores deseados.



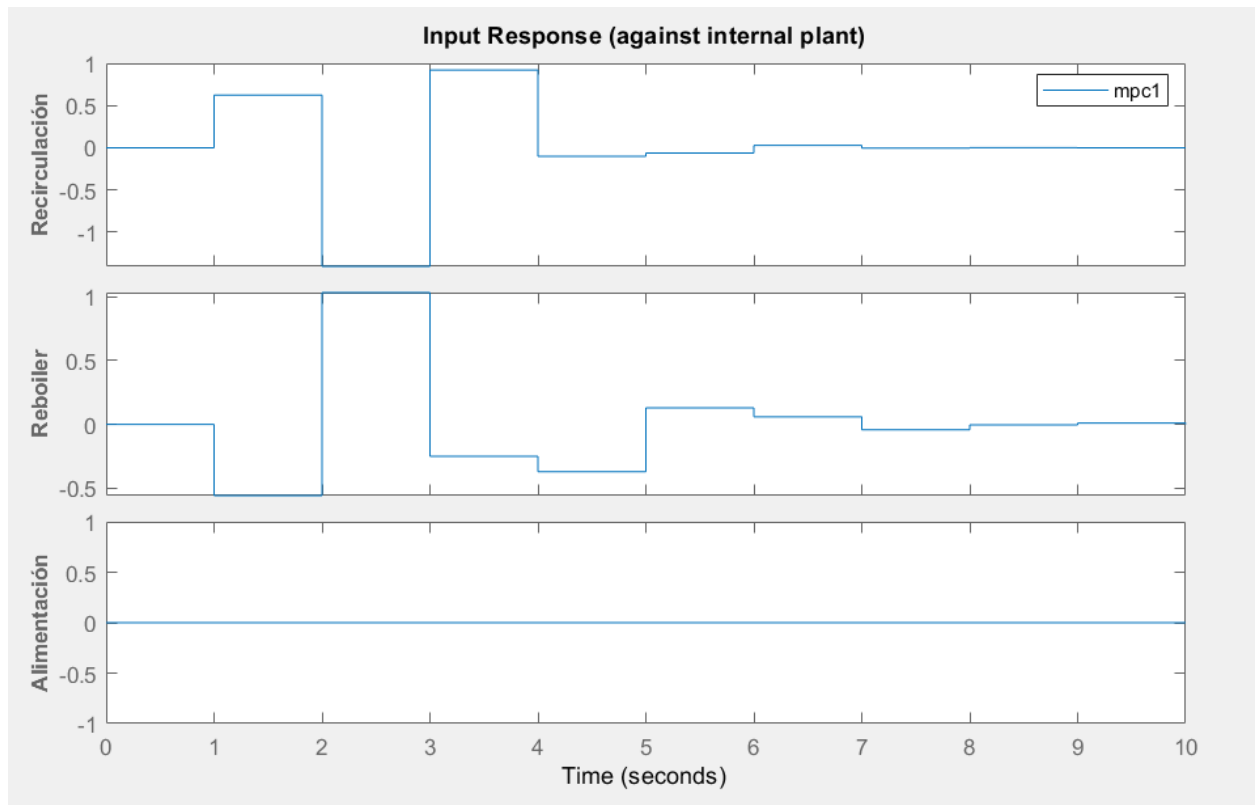


Figura 37 Señal de entrada del proceso.

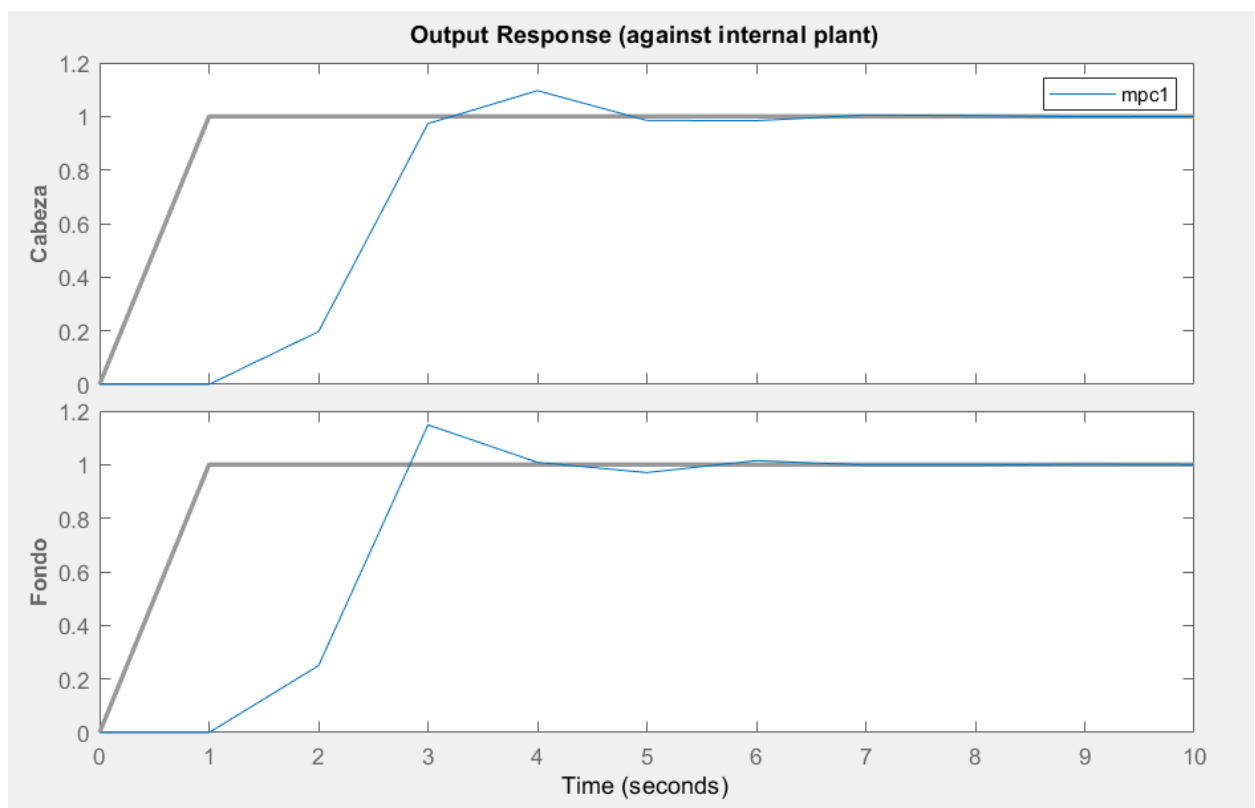


Figura 38 Señal de salida del proceso.

Además de lo anteriormente descrito, el software permite modular la estimación de estado (rápida y lenta), aunque para sistemas tan simples no existe la necesidad de estimar estados.

Por último, están los escenarios de simulación, se emplea la función New Scenario.

Simulation Scenario

**Simulation Settings**

Plant used in simulation: plant

Simulation duration (seconds) 200

Run open-loop simulation       Use unconstrained MPC

Preview references (look ahead)       Preview measured disturbances (look ahead)

**Reference Signals (setpoints for all outputs)**

Channel	Name	Nominal	Signal	Size	Time	Period
r(1)	Ref of Cabeza	0	Step	1	10	
r(2)	Ref of Fondo	0	Step	0.5	70	

**Measured Disturbances (inputs to MD channels)**

Channel	Name	Nominal	Signal	Size	Time	Period
u(3)	Alimenta...	0	Step	0.3	140	

**Output Disturbances (added at MO channels)**

Channel	Name	Nominal	Signal	Size	Time	Period
y(1)	Cabeza	0	Consta...			
y(2)	Fondo	0	Consta...			

**Load Disturbances (added at MV channels)**

Channel	Name	Nominal	Signal	Size	Time	Period
u(1)	Reflujo	0	Consta...			
u(2)	Reboiler	0	Consta...			

OK Cancel Help

Figura 39 Sintonización nuevo escenario.

Las señales de entrada y salida del proceso para este nuevo escenario son las siguientes.

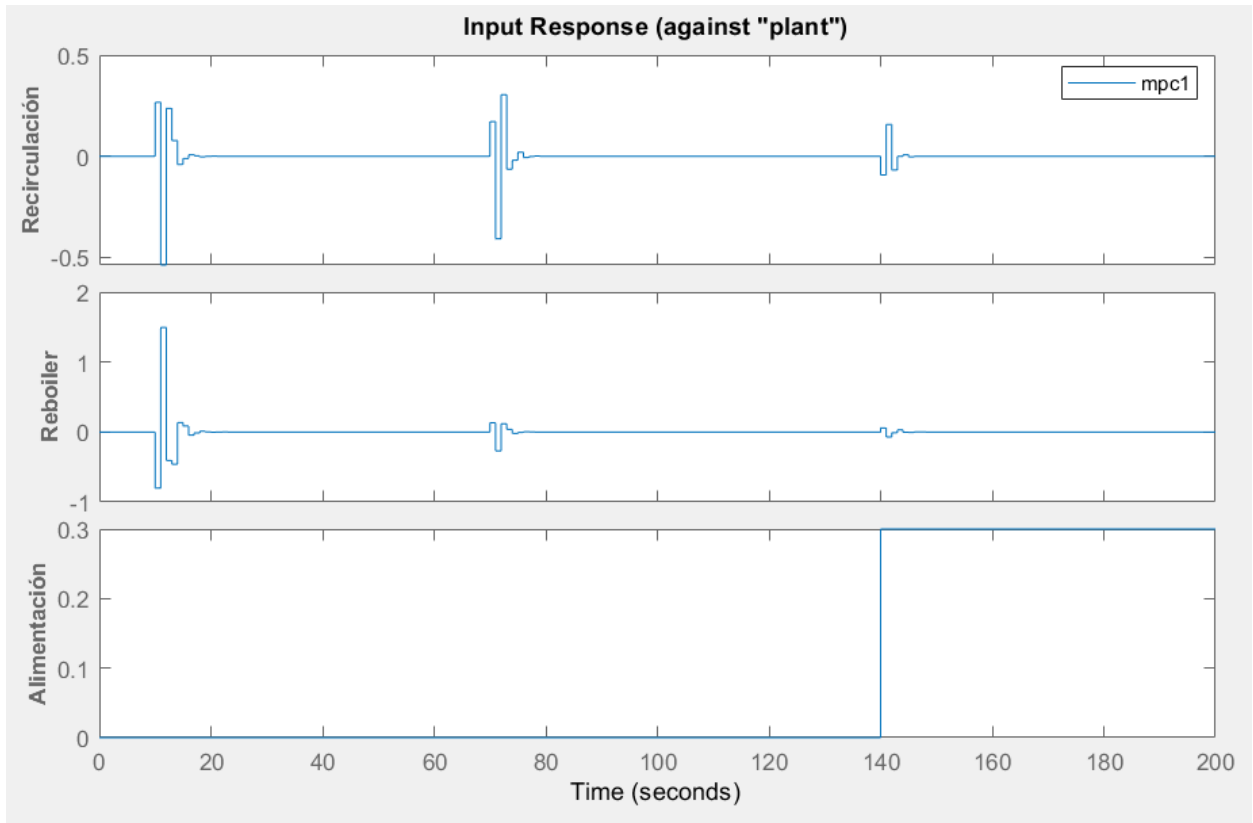


Figura 40 Señal de entrada del proceso.

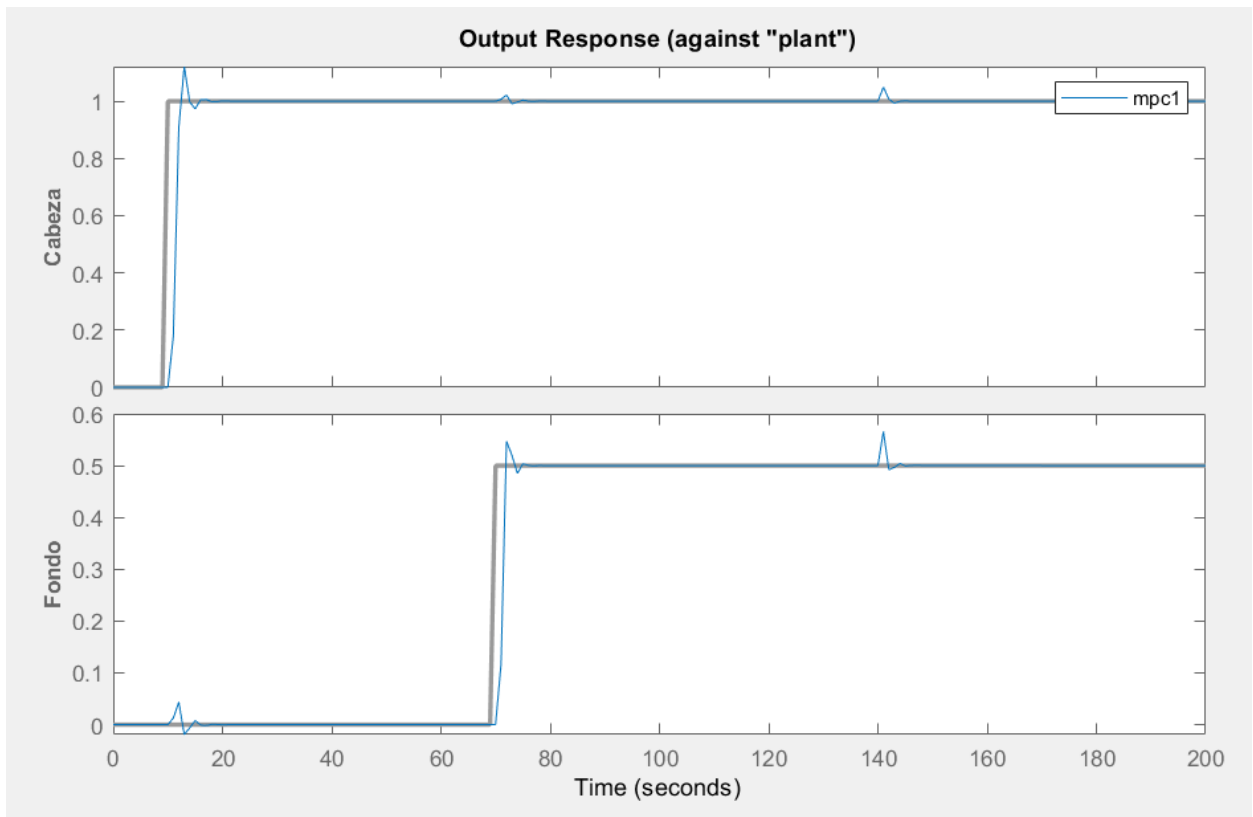


Figura 41 Señal de salida del proceso.

Como se observan en las Figura 40 y 41, en los instantes de tiempo 10, 40 y 140 se producen las perturbaciones, y al tratarse de un sistema multivariable ambas señales de salida se ven afectadas.

Por último, como se ha mencionado con anterioridad, el modelo que se emplea es linealizado, para comprobar si se cumple, para ello se acciona la función RUN y se observa el scope de simulink

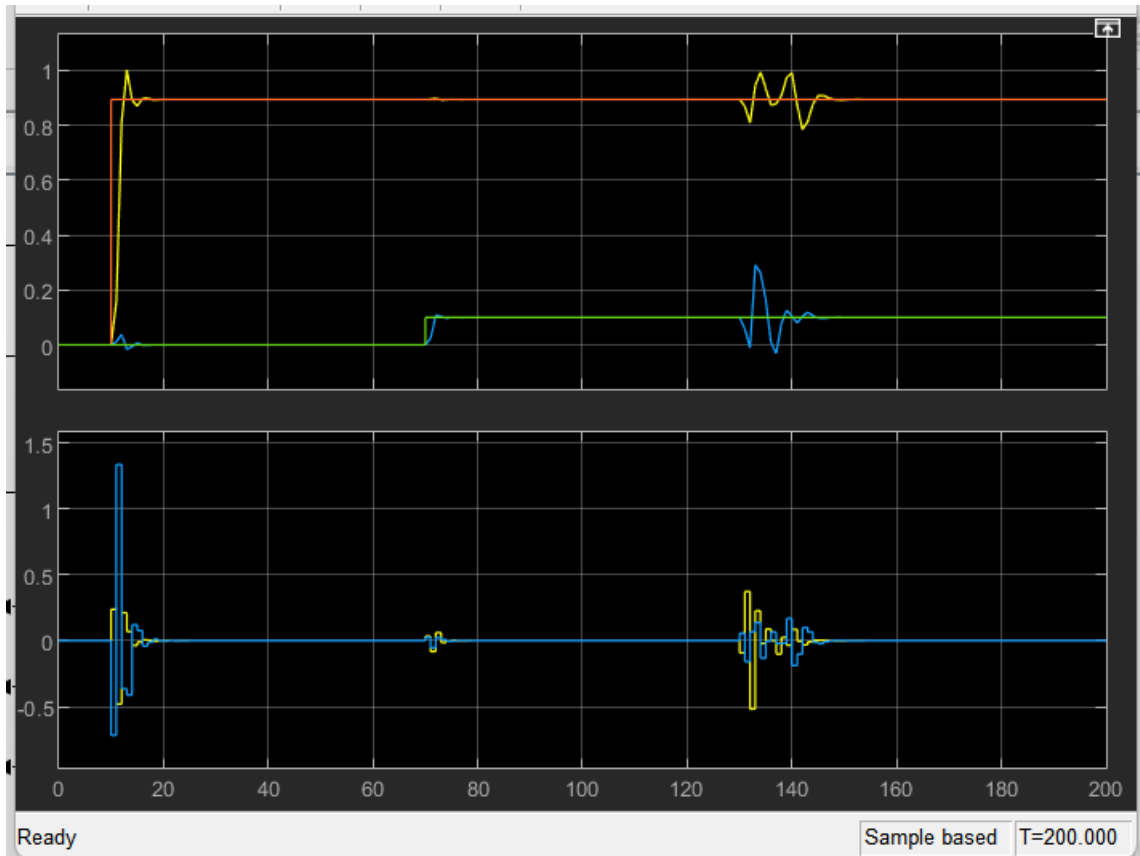


Figura 42 Layout del scope.

Como se observa en la Figura 42, en el instante de tiempo 70 tiene lugar la perturbación, pero es un escalon de menor magnitud, se puede apreciar en la Figura 43.

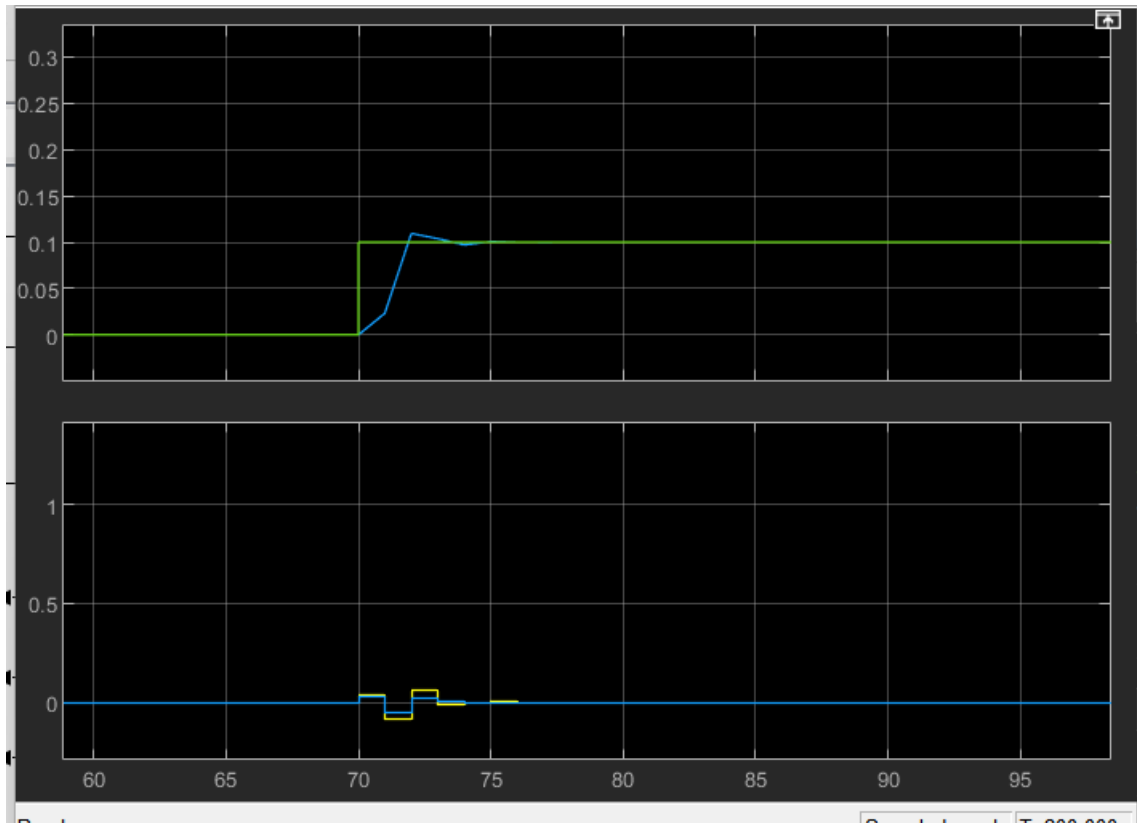


Figura 43 Layout del scope.

A diferencia de la simulación, parece que el modelo de linealización del simulink no describe lo suficientemente bien la planta como para tener un control sobre ella, por lo que se va a importar el modelo DC que se propuso en el código de Matlab.

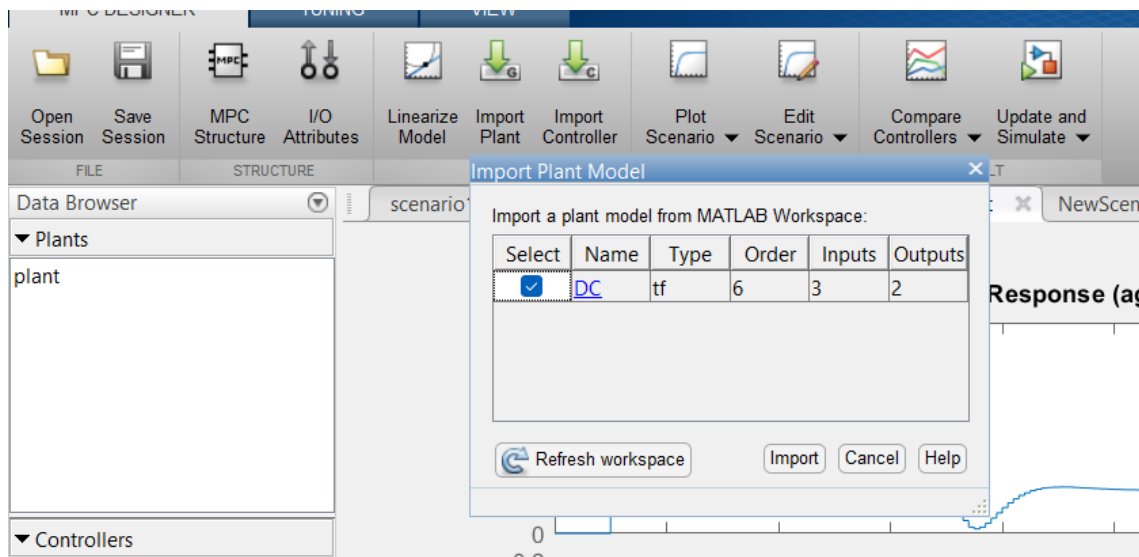


Figura 44 Importación de modelo DC.

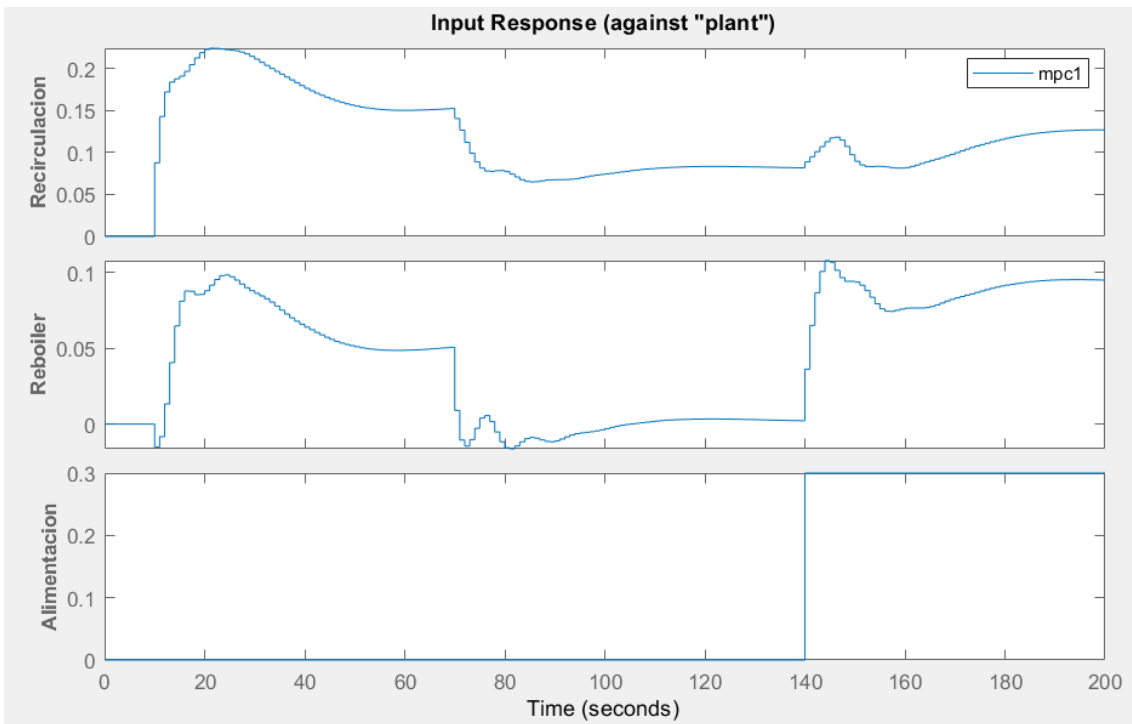


Figura 45 Señal de entrada del proceso.

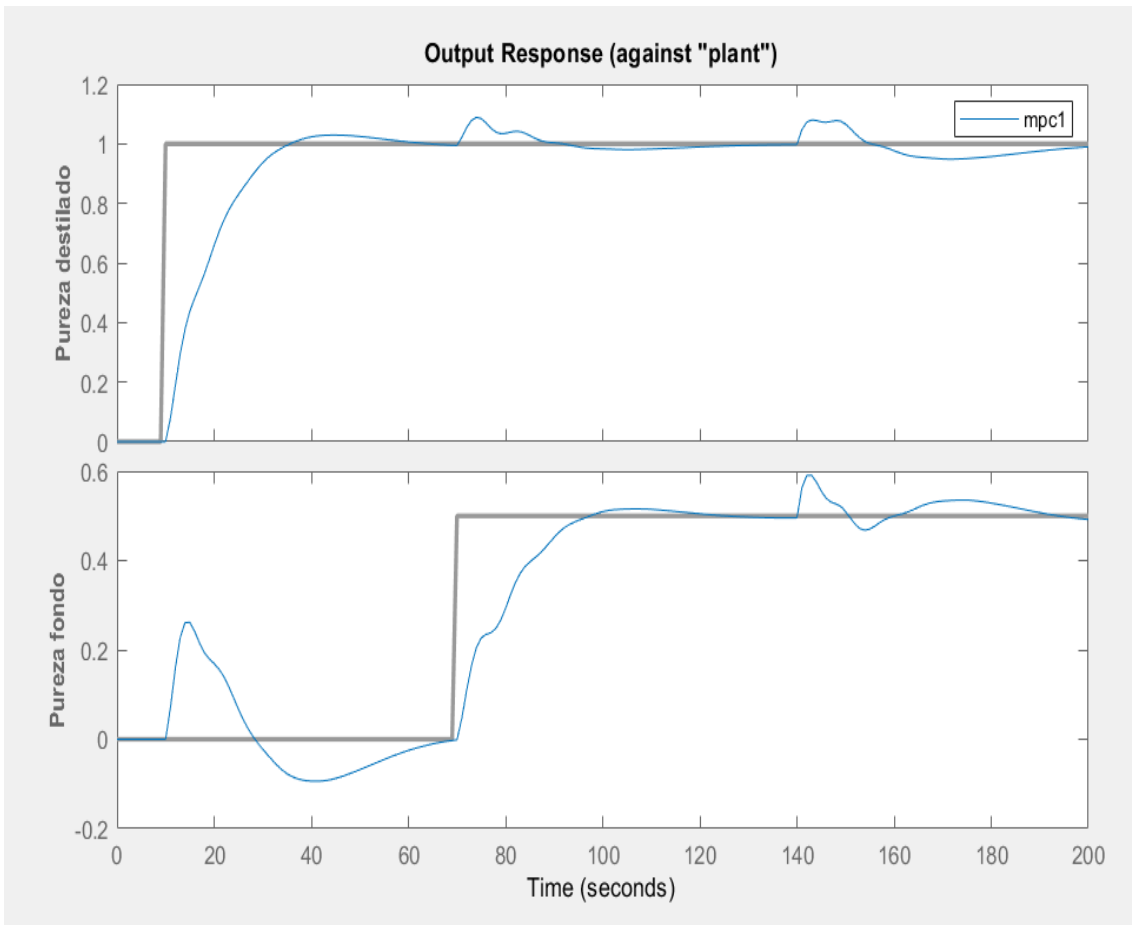


Figura 46 Señal de salida del proceso.

Una vez hecho la simulación interna, se corre la simulación para ver cómo responde el modelo real de la planta.

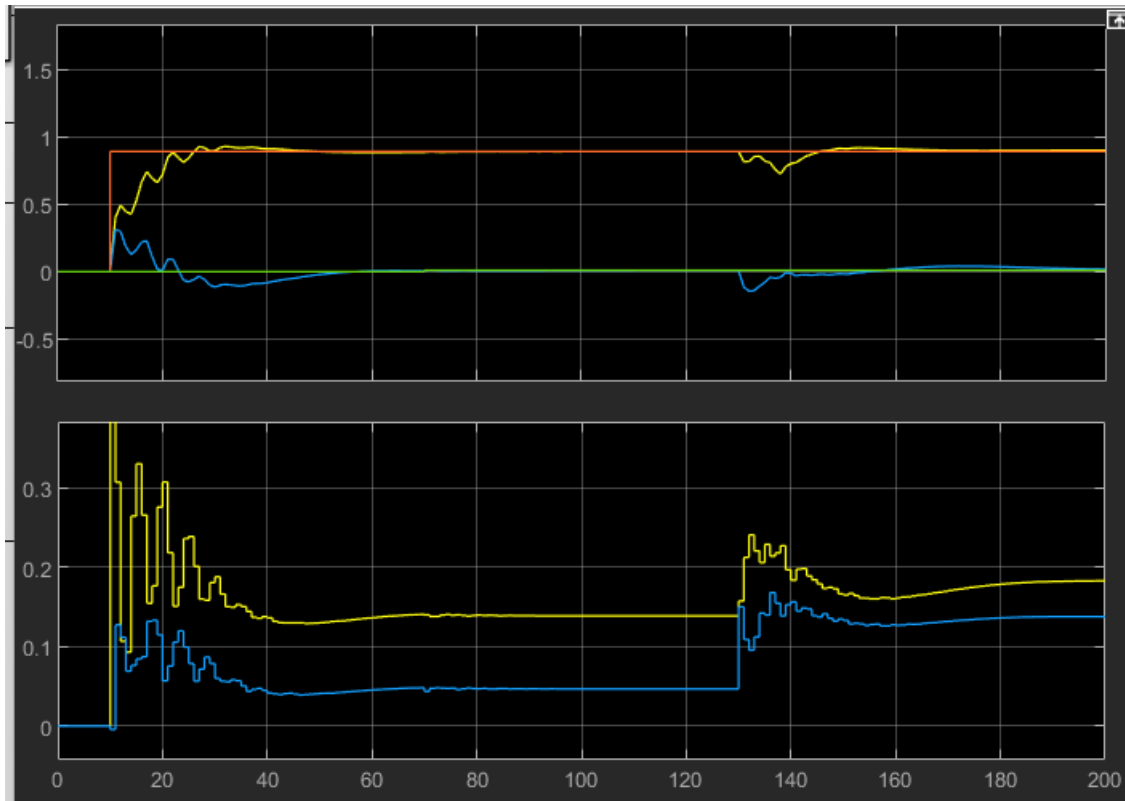


Figura 47 Layout del scope.

Como se observa en la Figura 47, con un mejor modelo el control queda mucho mejor, a la hora de seguir las referencias.

## 6. CONCLUSIONES

---

En este proyecto se ha constatado que, aplicando un control predictivo sobre la columna es posible controlar las concentraciones de ambas corrientes, así como la varianza de las variables controladas es muy baja, lo que lo convierte en una opción a considerar si el objetivo es un control multivariable.

Por otra parte, el modelo que se ha simulado, se realizó a partir de extrapolaciones de modelos de otras columnas, por lo que queda pendiente para futuros proyectos, la realización de ensayos sobre la columna de laboratorio para poder perfilar el modelo aquí expuesto frente a las peculiaridades de la planta de destilación, además de ello, dichos trabajos podrían constar de sistemas de ecuaciones no lineales que a diferencia del modelo tres etapas, tengan en cuenta los problemas hidráulicos expuestos por la ventana operacional de las columnas.

En cuanto a la columna en sí, necesita unos controladores de nivel en el fondo de la columna, y en el acumulador para un control de inventario de masa eficiente, y un control de presión con el que se pueda regular el caudal de agua de refrigeración del condensador, y así evitar el subenfriamiento.



## 7. REFERENCIAS

---

- [1] Álvarez Pelaéz, Susana. Ingeniería básica de una planta piloto para el control automático de columnas de destilación (2013). Proyecto fin de carrera.
- [2] Souto Alemán, José Antonio. Desarrollo del sistema de control y puesta en funcionamiento de una columna de destilación (2016). Trabajo fin de grado.
- [3] García Armario, Gloria. Modelo y control avanzado de una columna de destilación (2017). Trabajo fin de grado.
- [4] Sanchez-Cid Bueno, Alberto. Modelado, identificación y control de una columna de destilación (2019). Trabajo fin de grado.
- [5] Pablo Orihuela Olmedo Retrofitting y control de la columna de destilación Armfield UOP3CC (2022). Trabajo fin de grado.
- [6] Destilación simple- Azeótropos - Técnicas de laboratorio Quimicafacil.net
- [7] JOHAN DARIO BLANCO OLIVEROS AUTOMATIZACIÓN Y CONTROL REGULATORIO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN EXTRACTIVA A NIVEL PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL ANHIDRO (2011). Trabajo fin de grado.
- [8] Karina Ospina Figueredo, Modelo y control de una columna de destilación continua. (2010) Universidad de los Andes.
- [9] Ollero de Castro, Pedro; Fernández Camacho, Eduardo. Instrumentación y control de plantas químicas. Ed. Síntesis (2012).
- [10] WOOD AND BERRY DESTILATION