

A dark blue vertical bar on the left side of the page. A blue arrow-shaped banner points to the right from the bar, containing the text 'Julio de 2019'.

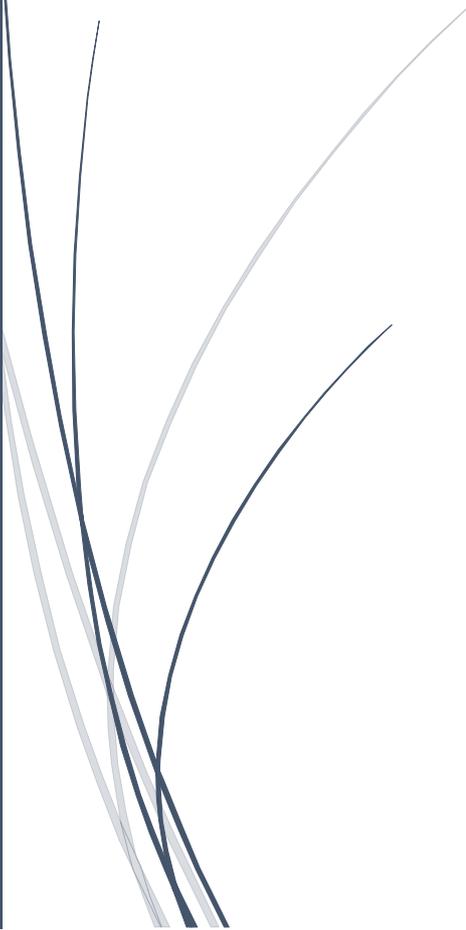
Julio de 2019

Ejemplo de una simulación dinámica de una desbutanizadora típica de cualquier planta de fraccionamiento (FCC)

Grado en Ingeniería Química Industrial

Tutor: José Juan Macías Hernández

Autor: Borja Manuel Melián Palmero

A series of thin, light blue wavy lines that originate from the bottom left and curve upwards and to the right, creating a decorative graphic element.

Índice

1.	Resumen	3
2.	Abstract.....	4
3.	Peticionario.....	5
4.	Descripción de la planta desbutanizadora	6
4.1	Equipos.....	12
4.1.1	Torres y recipientes	12
4.1.2	Bombas.....	13
4.1.3	Válvulas de seguridad	13
4.1.4	Intercambiadores de calor	14
4.1.5	Controladores	14
4.1.6	Analizadores	15
4.1.7	Indicadores.....	16
5.	Control de plantas químicas	17
5.1	Conceptos básicos respecto a los sistemas de control	19
5.1.1	Variables controladas	19
5.1.2	Punto de consigna o set point.....	20
5.1.3	Variables manipuladas	20
5.1.4	Variable de perturbación	20
5.1.5	Control por realimentación.....	21
5.1.6	Control anticipativo.....	21
6	Instrumentos de un sistema de control.....	23
6.1	Sensor.....	23
6.2	Transmisor.....	23
6.3	Controlador.....	24
6.4	Actuador	24
7	Controlador PID.....	25
7.1	Funcionamiento	26
7.2	Acción Proporcional (P).....	26
7.3	Acción Integral (I)	27
7.4	Acción Derivativa (D).....	27
8	Sintonización manual de un controlador PID.....	29

8.1	Método de ajuste Ziegler-Nichols	31
8.1.1	Ziegler-Nichols en lazo cerrado	31
8.1.2	Ziegler-Nichols en lazo abierto.....	32
8.2	Método Cohen-Coon (método de la curva de reacción)	33
8.3	Métodos Lambda.....	36
9	Cálculos para el ajuste de los controladores	40
9.1	Controladores de caudal.....	40
9.2	Controladores de temperatura	47
9.3	Controladores de presión.....	48
9.4	Controladores de nivel.....	49
10	Ganancia relativa	51
10.1	Ganancia de lazo abierto	51
10.2	Matriz de ganancia relativa (RGA)	54
10.3	Cálculos de la matriz de ganancia relativa.....	56
11	Conclusiones.....	61
10.	Conclusions.....	62
11	Referencias	64

1. Resumen

Hoy en día gracias a los programas de simulación, como el UniSim, se puede realizar simulaciones de la planta que se quiere instalar y ver si cumple con los objetivos propuestos y si es económicamente rentable o no. Por lo tanto, este trabajo de fin de grado se centra en la realización de una simulación dinámica de una torre fraccionadora de craqueo catalítico.

Para llevar a cabo el trabajo es necesario poner en prácticas los diferentes conocimientos adquiridos a lo largo de los cuatro años del Grado, Ingeniería Química Industrial, tanto teóricos como prácticos para así poder entender las distintas fases y el funcionamiento de los equipos que componen la planta.

El trabajo se descompone en tres fases:

- El estudio de la planta desbutanizadora que consiste en familiarizarse con el funcionamiento de esta.
- La sintonización de los controladores de la planta mediante la aplicación del método de ajuste Lambda ya que este método es uno de los más usados a nivel industrial actualmente. Consiste en colocar los controladores en manual y ver su comportamiento a través de unas gráficas de las cuales se obtendrán los valores de ganancia (K_c), tiempo integral (T_i) y tiempo muerto (T_D). Además, nos permite suponer el termino de lambda (λ), dando más juego a la hora de ajustar con mayor precisión los controladores. Una vez hecho esto, se coloca el controlador en automático para ver si los valores obtenidos son correctos.
- La revisión de la estrategia de control se realiza aplicando el cálculo de la matriz de ganancia de relativa que es la relación entre la ganancia de un lazo abierto y la ganancia de un lazo cerrado. Gracias a esta matriz se podrá saber el grado de interacción que tienen los diferentes lazos entre sí. Para este caso se cuenta con dos lazos, el primero formado por la composición de i-pentano que hay en la cabeza de la torre (variable controlada) y del nivel de reflujo (variable manipulada), y el segundo lazo compuesto por la composición de n-butano que hay en el fondo (variable controlada) y la temperatura del reboiler (variable manipulada.).

Dichas fases se desarrollarán con mayor precisión y de forma más detallada a lo largo de este trabajo

2. Abstract

Nowadays, thanks to the simulation programs, such as the UniSim, simulations of the plant to be installed can be carried out to see if it meets the proposed objectives and if it is economically profitable or not. Therefore, this end-of-degree project focuses on the realization of a dynamic simulation of a fractional catalytic cracking tower.

To carry out the work is necessary to put into practice the different knowledge acquired throughout the four years of the Degree, Industrial Chemical Engineering, both theoretical and practical to understand the different phases and the operation of the equipment that make up the plant.

The work is broken down into three phases:

- The study of the desbutanizadora plant that consists of becoming familiar with the operation of this.
- The tuning of the plant controllers through the application of the Lambda adjustment method since this method is one of the most used industrially today. It consists of placing the controllers in manual and see their behavior through graphs from which the values of gain (K_c), integral time (T_i) and dead time (T_D) will be obtained. In addition, it allows us to suppose the term of lambda (λ), which gives more game when it comes to adjust the controllers with greater precision. Once this is done, the controller is set to automatic to see if the values obtained are correct.
- The revision of the control strategy is carried out by applying the calculation of the relative gain matrix, which is the relation between the gain of an open loop and the gain of a closed loop. Thanks to this matrix, it will be possible to know the degree of interaction that the different links have with each other. For this case there are two loops, the first formed by the composition of *i*-pentane in the head of the tower (controlled variable) and the reflux level (manipulated variable), and the second loop composed by the composition of

n-butane in the bottom (controlled variable) and the temperature of the reboiler (manipulated variable.).

These phases will be developed with greater precision and in more detail throughout this work.

3. Peticionario

Este trabajo de fin de Grado fue propuesto por el profesor José Juan Macías Hernández que pertenece al Departamento de Ingeniería Química Industrial.

4. Descripción de la planta desbutanizadora

Se trata de una unidad desbutanizadora encargada de separar los gases licuados del petróleo (LPG) del resto de componentes de la nafta para poder estabilizarla.

La nafta son un compuesto derivado del refino del petróleo formado por hidrocarburos desde tres átomos de carbono hasta once.

Generalmente las naftas se diferencian en dos tipos:

- Las naftas ligeras: Son aquellas cuyo punto de ebullición inicial es de 30°C y su punto final de ebullición es de 145°C. Los hidrocarburos que forman parte de este tipo de nafta son aquellos que están compuesto por menos de seis átomos de carbono.
- Las naftas pesadas: Son aquellas donde se punto inicial de ebullición es de 145°C y su punto final de ebullición es de 200°C. Los hidrocarburos que pertenecen a este tipo de nafta están formados entre seis y once átomos de carbono.

Esta planta química trabaja desde nafta ligera hasta intermedia, por tanto, las corrientes de entrada a la planta tienen compuesto entre tres y ocho átomos de carbono.

Para poder estabilizar la nafta es necesario separar los hidrocarburos con un número inferior de átomos de carbono inferiores a cuatro, los denominados LPG. Por tanto, para llevar a cabo la separación se utiliza el proceso de destilación, donde en las columnas se establece un flujo bifásico en contracorriente, produciéndose así sucesivos equilibrios líquidos-vapor en las distintas etapas de contacto (platos) de la torre. Por lo que la torre cuenta con un reflujo en la cabeza en donde se condensa las vapores para devolver parte de ellos a la torre.

Con el fin de obtener unas especificaciones de calidad se ha de tener en cuenta tres variables:

Efectos de la temperatura: Si se aumenta la temperatura también de consigue aumentar la presión de vapor de todos los componentes, logrando que los componentes más pesados se vaporicen en mayor cantidad, ocurriendo el proceso inverso en los componentes menos pesados. Esto ocurre porque si al aumentar el peso molecular de los hidrocarburos, su presión de vapor es menor, por tanto, menor será su tendencia a evaporarse a una determinada temperatura.

Efectos de la presión: Estos efectos están relacionados directamente con el caso que se mencionó anteriormente. La presión de vapor de un líquido mide la tendencia de las moléculas que lo componen a evaporarse para formar una fase gaseosa en equilibrio. Alcanzado el equilibrio, el número de moléculas de líquido que se vaporizan es igual al número de moléculas que se condensan, por tanto, si se aumenta la presión se produce una diferencia con las presiones de vapor de los componentes consiguiendo que menor cantidad de compuesto más pesado se vaporice, ocurriendo el efecto contrario si se disminuye la presión.

Efectos del caudal de reflujo: Con un aumento del caudal de reflujo se lograría una mejor separación de los componentes, pero también se aumenta los gastos energéticos de la planta y por tanto un aumento de los gastos económicos. Así, se consigue que una menor cantidad de hidrocarburos pesados salgan por la cabeza de la torre y que menos cantidad de hidrocarburos ligeros salgan por el fondo.

La planta cuenta con dos corrientes de entrada llamadas Feed 1 y Feed 2 procedentes de los tanques BDT100 y DBT200 respectivamente. La corriente Feed 1 corresponde con la carga de nafta ligera mientras que la Feed 2 a la nafta intermedia. La presión de ambos tanques se mantiene constante gracias a una automática, que en caso de que disminuya la presión una válvula se abre e inyecta nitrógeno. Para el caso contrario, es decir, una sobrepresión se abrirá la válvula de escape hasta que los tanques recuperen la presión adecuada.

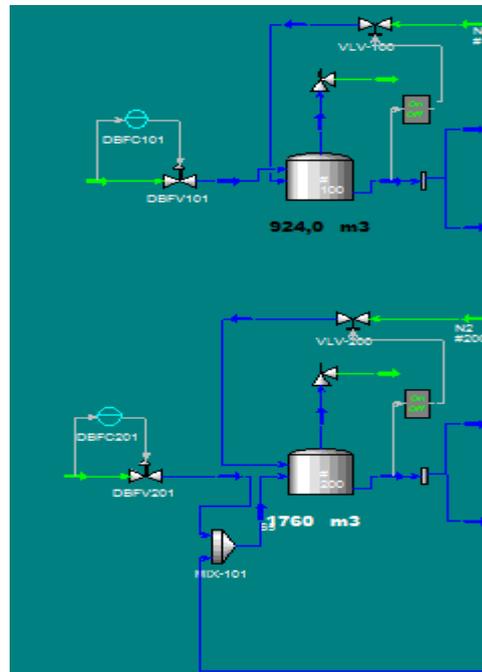


Figura 1: Entrada a la planta

Las encargas de llevar las naftas desde los tanques hasta la torre de destilación son las bombas denominadas DBP01A/B para el BDT100 y la DBP02A/B para el BDT200.

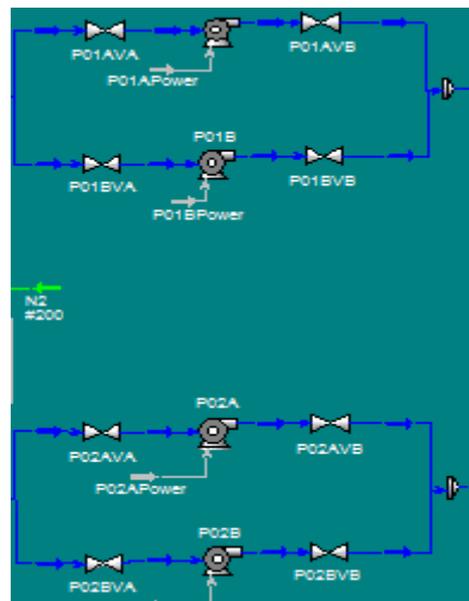


Figura 2: Bombas de impulsión de los tanques de entrada

A la salida de las líneas de impulsión se encuentra dos controladores encargados de controlar la proporción de nafta que entra a la torre. El controlador DBFC102 se encarga de la Feed 1 y el controlador DBFC202 de la Feed 2.

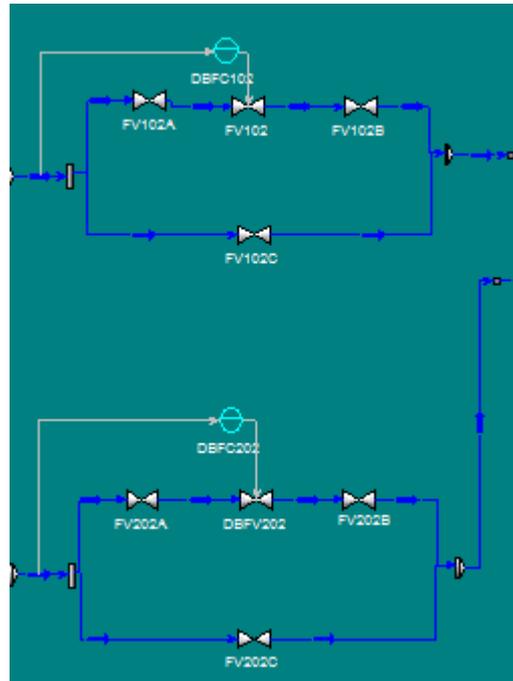


Figura 3: Controladores de caudal

La torre cuenta con dieciséis platos, donde la corriente Feed 1 entra por el plato 4 y la corriente Feed 2 lo hace por el plato 8, contando desde la cabeza. En el plato 1 se encuentra la salida de las fracciones más ligeras y la entrada del reflujo de condensados. Mientras que por el plato 16 se halla la salida de las fracciones más pesadas y la entrada del reboiler.

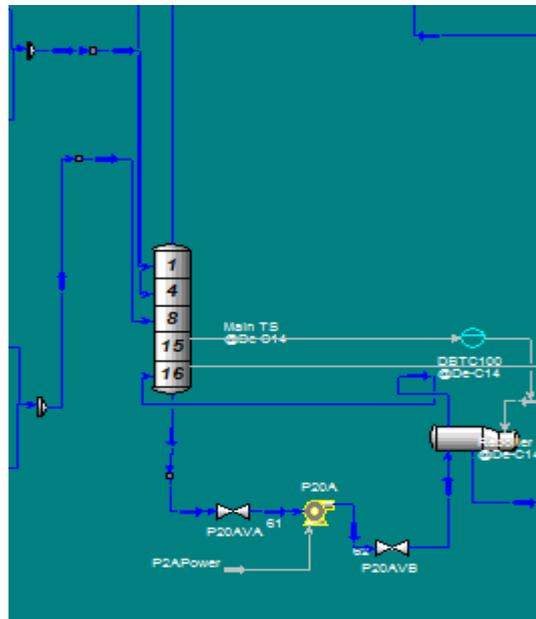


Figura 4: Torre de destilación de la planta

La presión de salida de la torre por la cabeza la controla la automática DBPV100 mientras que la presión del separador de condensados (DBV100) la controla la automática DBPV101. Los vapores que salen por la cabeza de la torre se enfrían y se condensan parcialmente con una corriente de propano líquido a 27°C en el intercambiador de calor DBE100, y la salida de éste se comunica con la entrada del separador DBV100.

Los LPG que se condensan se separa de los gases en el botellón de reflujo DBV100, en la parte superior del mismo se encuentra una salida que en caso de sobrepresión los gases se alivian a antorcha. El nivel del botellón se controla a través del DBLC100 que se encarga de controlar el caudal que sobra del reflujo de la unidad. Por el fondo del botellón salen los condensados que son impulsados mediante la bomba DBP10A/B. Una parte de la corriente se recircula a la torre y su caudal es controlado por la automática DBFV103. El resto de la corriente se almacena en la esfera DBBU01, previamente habiendo enfriado la corriente mediante e intercambiador de calor DBE101 que es refrigerado por agua a 20°C. Antes de la esfera se encuentra el analizador DBA001 que analiza la composición que entra en la misma, y el indicador DBFI107 que recoge el caudal de LPG que es enviado a la esfera.

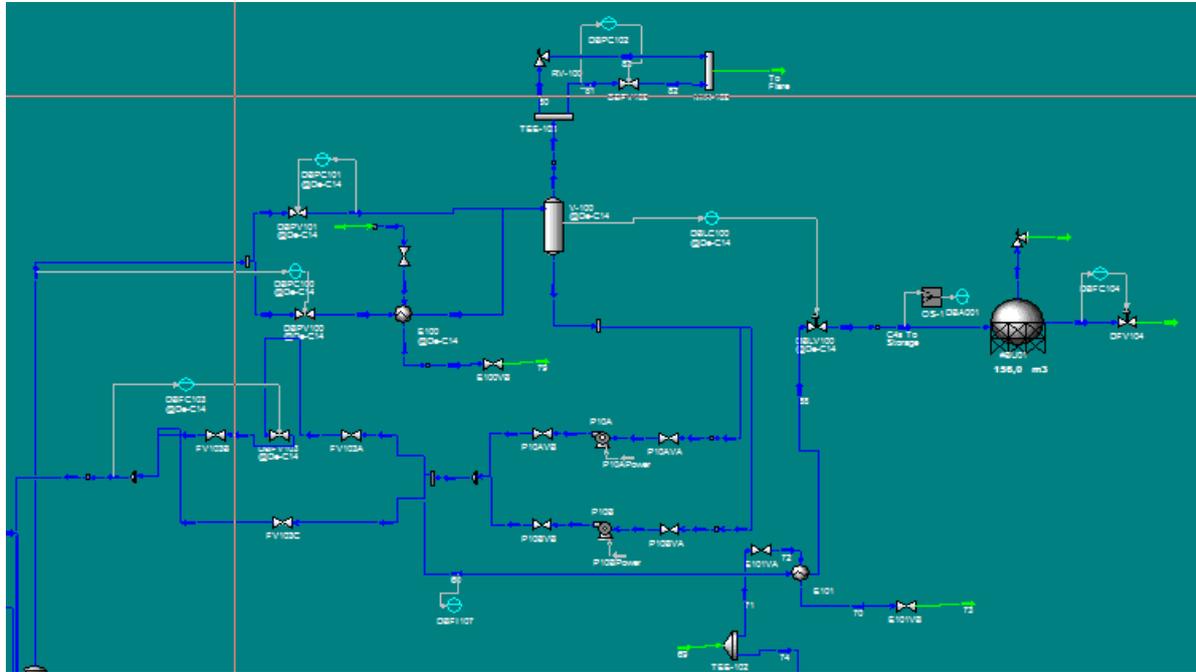


Figura 5: Cabeza de la torre

Por el fondo de la torre sale la nafta estabilizada que es impulsada hacia el reboiler a través de la bomba DBP20A. La temperatura de la torre se controla con el calor suministrado por el reboiler, que a su vez éste se controla mediante la automática DBTC100.

Una de las salidas del reboiler se recircula a la torre por medio del mismo plato por el cual salió, mientras que la otra salida se halla el DBLC101 que se encarga de controlar el nivel de la torre regulando el caudal de la nafta estabilizada a tanque a través de la DVLV101. Previamente al almacenamiento de la nafta estabilizada en el tanque DBT104, ésta se enfría en un intercambiador de calor DBE102 que es refrigerado por agua a 20°C y se analiza su composición en el analizador DBA002. Si no se cumple con las especificaciones requeridas, esta corriente se recirculará al tanque DBT200. El indicador DBFI106 muestra el caudal de nafta estabilizada que sale del reboiler en dirección al tanque correspondiente.

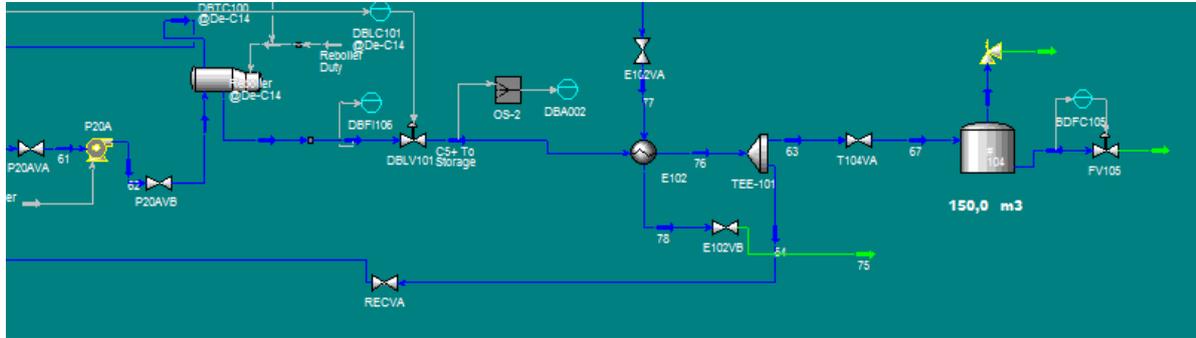


Figura 6: Fondo de la torre

4.1 Equipos

4.1.1 Torres y recipientes

Nombre	Servicio
BDV100	Botellón de reflujo
DBV101	Torre de destilación
DBT100	Tanque Feed 1
DBT200	Tanque Feed 2
DBT104	Tanque de nafta estabilizada
DBBU01	Esfera LPG
Reboiler	Reboiler

Tabla 1: Torres y recipientes

4.1.2 Bombas

Nombre	Servicio
DBP01A	Carga de nafta a la unidad Feed 1
DBP01B	Carga de nafta a la unidad Feed 1
DBP02A	Carga de nafta a la unidad Feed 2
DBP02B	Carga de nafta a la unidad Feed 2
DBP10A	Reflujo LPG
DBP10B	Reflujo LPG
DBP20A	Reboiler

Tabla 2: Bombas

4.1.3 Válvulas de seguridad

Nombre	Servicio	Presión de carga (kg/cm ²)
DBRV100	DBT100, tanque Feed 1	15
DBRV200	DBT200, tanque Feed 2	15
DBRV101	DBV100, botellón de reflujo	13
DBRVBU01	DBBU01, esfera LPG	11,5
DBRV104	DBT104, tanque nafta estabilizada	1

Tabla 3: Válvulas de seguridad

4.1.4 Intercambiadores de calor

Nombre	Carcasa	Tubos
DBE100	Propano	Vapores de cabeza
DBE101	Agua de refrigeración	LPG
DBE102	Agua de refrigeración	Nafta estabilizada

Tabla 4: Intercambiadores de calor

4.1.5 Controladores

Nombre	Descripción
DBFC101	Actúa sobre la automática DBFV101 encargada de controlar el caudal de entrada al tanque DBT100
DBFC201	Actúa sobre la automática DBFV201 encargada de controlar el caudal de entrada al tanque DBT200
DBFC102	Actúa sobre la automática DBFV102 encargada de controlar el caudal de entrada a la torre DBV101
DBFC202	Actúa sobre la automática FV202 encargada de controlar el caudal de entrada a la torre DBV101
DBFC103	Actúa sobre la automática FV103 encargada de controlar el caudal de recirculación del reflujo
DBFC104	Actúa sobre la automática FV104 encargada de controlar el caudal de salida de la esfera DBBU01

DBPC100	Actúa sobre la automática DBPV100 encargada de controlar la presión de cabeza de la torre DBV101
DBPC101	Actúa sobre la automática DBPV101 encargada de controlar la presión del botellón de reflujo DBV100
DBPC102	Actúa sobre la automática DBPV102 encargada de controlar la presión de cabeza del botellón de reflujo
DBLC100	Actúa sobre la automática DBLV100 encargada de controlar el nivel del botellón de reflujo
DBTC100	Controla la temperatura del fondo de la torre DBV101
DBLC101	Controla el nivel de la torre DBV101
DBFC105	Actúa sobre la automática DBPV105 encargada de controlar el caudal de salida del tanque DBT104

Tabla 5: Controladores

4.1.6 Analizadores

Analizadores	Descripción
DBA001	LPG a esfera
DBA002	Nafta estabilizada a tanque

Tabla 6: Analizadores

4.1.7 Indicadores

Nombre	Descripción
DBFI106	Muestra el caudal de nafta estabilizada que sale del reboiler hacia el tanque DBT104
DBFI107	Muestra el caudal de LPG enviados a la esfera DBBU01

Tabla 7: Indicadores

5. Control de plantas químicas

Toda planta química tiene como objetivo principal transformar unas materias primas en unos productos deseados de la forma más segura, económica y respetuosa con el medio ambiente. Para ello es necesario que todos los equipos que integran la planta, como pueden ser reactores, columna de destilación, intercambiadores de calor etc., operen de manera correcta desde la puesta en marcha de la planta hasta que se realice una parada técnica para revisión general o reparación de los diferentes equipos.

La planta durante su funcionamiento está sujeta a perturbaciones o influencias externas que se producen de forma inevitable debido a los cambios en la cantidad o en la calidad del producto que se fabrica, o en la composición de las materias primas. Estas perturbaciones requieren una constante vigilancia sobre el proceso para poder actuar sobre el mismo y corregir las desviaciones provocadas por las mismas. Por tanto, será necesario automatizar las plantas químicas con el fin de vigilar y corregir de manera automática mediante la implantación de un conjunto de instrumentos de medida o de manipulación del proceso que todo junto constituye el sistema de control.

Gracias a la automatización se ha logrado que los diferentes equipos que conforman una planta química funcionen de manera automática sin la intervención humana. Con esto se consigue que las personas dejen de realizar tareas repetitivas o peligrosas y a su vez haciendo que la producción sea más económica.

Un sistema de control se define como un conjunto de dispositivos que se encargan de administrar, ordenar, dirigir o regular el comportamiento de un sistema, con la finalidad de reducir las desviaciones que produzcan obtener resultados no deseados.

Existen dos tipos de sistemas de control:

- Sistema de lazo abierto: Se caracterizan porque no tienen sensores que informen al sistema del estado en el que se encuentran, es decir, actúa sólo sobre la señal de entrada y como resultado se obtiene una señal de salida independiente. Estos sistemas se caracterizan por ser; sencillos y de fácil concepto, nada asegura su estabilidad ante una perturbación, la salida no se puede comparar con la entrada y la precisión depende de la previa calibración del sistema.

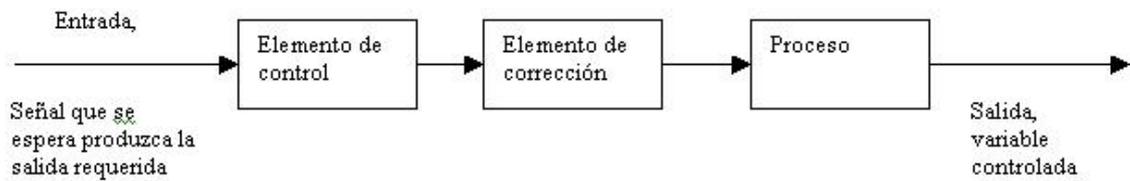


Figura 7: Ejemplo de lazo abierto

- Sistema de lazo cerrado:** A diferencia de los sistemas de lazo abierto, estos cuentan con un sensor que vigila el proceso e informa al sistema del estado en el que se encuentran. Este tipo de sistema son imprescindibles cuando una persona no puede regular el proceso, cuando se trata de una producción a gran escala en grandes instalaciones en las cuales una persona no es capaz de controlar y en los casos en los que se requiera una especial vigilancia debido a los riesgos que se puedan ocasionar tanto materiales o personales. Los sistemas de lazo cerrado se caracterizan por ser; complejos, la salida se compara con la entrada y le afecta para el control del sistema, su propiedad de retroalimentación y ser más estable a perturbaciones y variaciones internas.

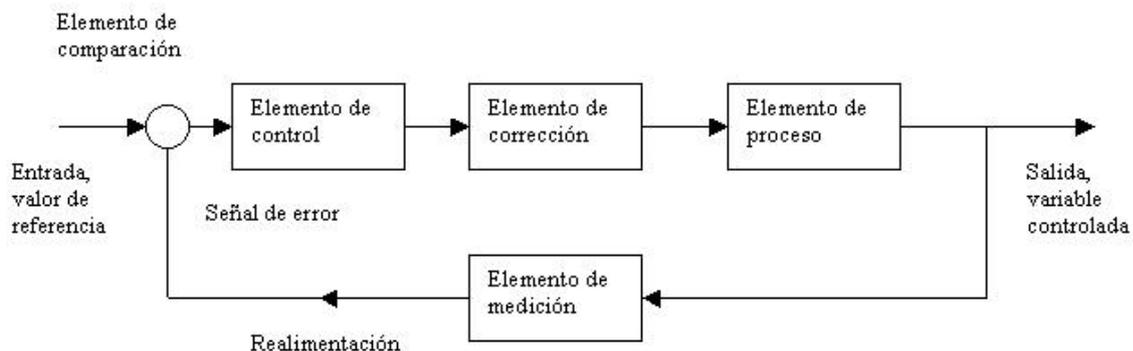


Figura 8: Ejemplo lazo cerrado

5.1 Conceptos básicos respecto a los sistemas de control

Se refiere a que un sistema está en abierto o en manual cuando el controlador no está conectado al proceso, y, por tanto, no se produce el cambio en la variable manipulada que previamente el controlador había calculado. En estas condiciones el operario puede actuar de forma manual sobre el proceso mediante el controlador, esto quiere decir que la señal que sale del controlador hacia el elemento final se puede variar manualmente. Cuando se refiere a un sistema cerrado o en automático, la salida del controlador es la calculada por éste en función de la información recibida por el proceso y por las leyes de control empleadas.

En las plantas químicas en el arranque de esta los controladores se suelen poner total o parcialmente en manual para que así los operadores sean los que lleven al proceso a un punto de funcionamiento óptimo de la planta. Una vez alcanzado este punto los controladores pasan a automático hasta que se realice una parada en la planta.

5.1.1 Variables controladas

Esta variable es el parámetro más importante de un proceso, ya que se debe mantener estable porque una variación alteraría las condiciones que el sistema requiere. Pero la variable que se controla no es la variable del proceso real, sino la variable medida con un instrumento. Por lo que la variable medida por un sensor es transmitida al controlador como una señal estándar neumática, eléctrica o digital. Esta variable se le denomina y_m cuando se refiere a un análisis o tratamiento genérico y se expresa en unidades de instrumento como mA, mV, en tanto por uno o en tanto por ciento. Si la variable medida tiene unidades de proceso se debe a que asume que la señal del instrumento se ha convertido a esas unidades utilizando el cero y el alcance del instrumento.

5.1.2 Punto de consigna o set point

Es el valor deseado para la variable controlada. Este valor suele ser constante en procesos químicos a no ser que se produzca una variación en la producción del proceso o en las operaciones de arranque y parada de la planta. Por tanto, el único problema al que hay que hacer hincapié es el efecto que provoca las perturbaciones sobre el sistema. El punto de consigna se denomina en tratamiento genéricos como y_r , y las unidades de este serán las mismas que las de la variable controlada.

5.1.3 Variables manipuladas

Esta variable es la encargada de compensar o corregir el efecto de las perturbaciones, por lo que será la señal del controlador que llegue al actuador de esta procedente del controlador. Esta variable se denomina con la letra m y coincide con la señal de salida del controlador. A veces en tratamientos genéricos se emplea la letra u que quiere decir que, una variable manipulada de proceso es un caudal de corriente.

5.1.4 Variable de perturbación

Este tipo de variables son externas al sistema que afectan a las variables controladas, y por tanto no se puede actuar sobre ellas. Algunas son fáciles de controlar como pueden ser la temperatura o el caudal, pero para controlar otras se necesitan instrumentos más sofisticados y que no se pueden medir con suficiente precisión en tiempo real como puede ser la composición de corrientes de procesos. Esta variable se denomina con la letra d en los tratamientos genéricos. En los procesos químicos suelen haber muchas variables de perturbación, pero solo algunas son significativas debido a si su efecto es considerable o bien porque su valor cambia con mucha frecuencia. También se consideran perturbaciones a los cambios que se producen en la regulación de los puntos de consigna.

5.1.5 Control por realimentación

Este tipo de control consiste en actuar sobre el proceso para compensar el efecto que provocan las variables de perturbación ya que pueden llevar al error. Esto es la diferencia entre el valor medido por la variable a controlar y el punto de consigna. Esta actuación es manual que consistirá en ir variando la variable manipulada según las necesidades del punto de consigna.

Si se tratase de un control sencillo esta operación la podría realizar una persona que le dedicara todo el tiempo a prestar atención a como varia el proceso y actuar para corregir las perturbaciones. Pero esto no sería muy eficaz debido a que se produzcan sobrecorrecciones que generen un error o una desviación respecto de los valores.

Como en las plantas químicas hay muchas variables a controlar, muchas posibles actuaciones sobre el proceso y con interacciones entre esas variables, el control manual no sería factible que ya se requeriría un número elevado de personas y a su vez no se conseguiría una calidad de control aceptable. Por lo que en los procesos químicos reales se instala un conjunto de instrumentos de medida y actuación sobre el proceso, para controlar la operación de la planta sin la necesidad de la intervención directa de una persona, cuya labor sería supervisar la buena marcha del conjunto integrado por la planta y el sistema de control.

5.1.6 Control anticipativo

En el control anticipativo a diferencia del control por realimentación, es que el primero se basa en actuar sobre el proceso en función de las perturbaciones que se observan, mientras que el segundo se basa en corregir en función del error observado en las variables controladas.

El termino anticipativo nos indica que no hay que esperar a que se produzca un error para actuar y empezar a compensarlo, sino que se actúa desde el momento en que se detecta el cambio en la variable de perturbación.

Teóricamente este tipo de control es capaz de un control perfecto del proceso, a diferencia del de por realimentación ya que en este hay que esperar que se produzca un error para actuar y así corregir o compensar el efecto de las perturbaciones. Pero en la práctica es imposible alcanzar un control perfecto debido a varias razones:

- Primera: El sistema de control tendría que medir todas las perturbaciones al proceso y actuar en función de ellas, esto es imposible ya que en un proceso hay innumerables perturbaciones, de los cuales algunas no se pueden medir o requieren de unos instrumentos muy costosos para hacerlo.
- Segunda: Todos los instrumentos tienen errores de medida por lo que es evidente que una acción basada en una medida con error de las perturbaciones no se puede considerar perfecta.
- Tercera: El algoritmo de control de control tampoco es perfecto debido a que se obtiene de modelos teóricos o empíricos del proceso que representan sólo una aproximación al comportamiento real del proceso.

En la práctica se utilizan conjuntamente los dos tipos de controles, ya que el anticipativo no es perfecto porque es incapaz de evitar el error en la variable controlada, mientras que el de por realimentación corrige el efecto de las perturbaciones no medidas y de compensar el efecto de las imperfecciones relacionadas con el control anticipativo.

6 Instrumentos de un sistema de control

Los sistemas de control están constituidos por cuatro tipos de elementos básicos:

- Sensor
- Transmisor
- Controlador
- Actuador

6.1 Sensor

Son los instrumentos encargados de medir las variables a controlar, las variables de perturbación y las variables secundarias que a partir de ellas se puede deducir el valor de otras que no se pueden medir directamente o que requieren de instrumentos más costosos. Los sensores más típicos son los termopares y las termorresistencias para medir temperatura, una placa con un orificio para medir el caudal y un cromatógrafo para medir la composición de una corriente de proceso. Estos se basan en la medición de fenómenos físicos donde su magnitud está relacionada con el valor de la variable que se quiere medir. En los termopares se aprovecha el efecto termoeléctrico que consiste en generar una fuerza electromotriz, función de la temperatura, en la unión de dos metales diferentes. En una placa con un orificio se produce una reducción del área de paso por lo que se genera una variación de presiones.

6.2 Transmisor

El efecto físico que produce el sensor no se utiliza directamente como la señal que procesa el controlador para calcular la acción de control, por lo que es preciso convertir la magnitud del efecto físico en una señal estándar eléctrica, neumática o digital, que pueda ser transmitida a distancia sin verse perturbada y que sea legible por un controlador, un registrador o un sistema de monitorización de cualquier fabricante. De todo esto se encarga el transmisor que por ejemplo en el caso de la placa con un orificio, se convierte la diferencia

de presión que existe entre las dos tomas de presión en una señal estándar eléctrica 4-20 mA, neumática 3-15 psi o digital.

6.3 Controlador

El controlador recibe la señal que corresponde a la variable medida y calcula la acción de control de acuerdo con el algoritmo de control que se haya programado en él. Ese cálculo se traduce en un valor dado por la señal estándar de salida que se envía al elemento final de control. Antiguamente los controladores eran analógicos, es decir, recibían, procesaban y enviaban señales eléctricas o neumáticas continuas en el tiempo. Hoy en día, la mayoría son digitales y están equipados con convertidores de analógico a digital y viceversa para así poder recibir señales analógicas eléctricas, convertirlas en señales digitales.

6.4 Actuador

Los actuadores son los responsables de manipular la variable de proceso de acuerdo con la acción calculada por el controlador. En los procesos químicos la variable de proceso manipulada suele ser el caudal de una corriente y por ello el elemento final más utilizado es la válvula de control. Otra forma de manipular el caudal puede ser a través de bombas, compresores y soplantes con motores de velocidad variable. Para sólidos se utilizan tornillos sin fin y válvulas alveolares movidos también por motores de velocidad variable.

7 Controlador PID

Un controlador PID (Controlador Proporcional, Integral y Derivativo) es un dispositivo de control simultáneo por realimentación que permite controlar el sistema en lazo cerrado para que alcance el estado de salida deseado. Este calcula la desviación entre el valor medio y el valor deseado.

Este tipo de controladores consisten en tres parámetros distintos:

- Proporcional: Acción depende del error actual.
- Integral: Acción depende de los errores pasados.
- Derivativo: Acción predicción de los errores futuros.

Por tanto, la suma de estas tres acciones es usada para ajustar al proceso por medio de un elemento de control como la posición de una válvula de control o la potencia que se suministra a un calentador.

Siempre se ha considerado que el controlador PID es el más adecuado cuando no se tiene conocimientos del proceso, ya que, ajustando las tres variables en el algoritmo del controlador, este puede proporcionar una acción de control diseñada para las órdenes específicas del proceso. La respuesta del control se puede describir en términos de la respuesta del control ante un error, el grado el cual el controlador sobrepasa el punto de ajuste, y el grado de oscilación del sistema. También hay que tener en cuenta que este tipo de controlador no garantiza el control óptimo del sistema o la estabilidad de este.

Un controlador PID también se puede llamar PI, PD, P o I en la ausencia de las acciones de control respectiva. Los controladores más comunes son los PI debido a que la acción derivativa es muy sensible al ruido, y la ausencia de la acción integral en el proceso puede evitar que se alcance el valor deseado debido a la acción de control.

7.1 Funcionamiento

Para que un controlador PID funcione correctamente será necesario al menos:

- Un sensor que determine el estado del sistema (termómetro, caudalímetro, etc.).
- Un controlador que produzca la señal que actúa sobre el actuador.
- Un actuador que modifique el sistema de forma controlada (válvulas, motores, bombas, etc.).

7.2 Acción Proporcional (P)

Esta acción de control es proporcional a la señal de error $e(t)$, además de multiplicar la señal de error por una constante K_c , que es el único parámetro ajustable de esta acción.

La acción proporcional intenta minimizar el error del sistema, cuando el error es grande la acción proporcional es grande y tiende a minimizar este error.

Si se aumenta K_c tiene las siguientes consecuencias:

- Aumenta la velocidad de respuesta del sistema.
- Disminuye el error del sistema en régimen estacionario.
- Aumenta la inestabilidad del sistema.

Las dos primeras consecuencias son positivas y deseables, mientras que la última que es negativa por lo que habrá que intentar minimizarla. Por tanto, se llega a la conclusión de que existe un punto de equilibrio en el que se obtiene suficiente rapidez de respuesta del sistema y reducción del error, sin que el sistema se vuelva inestable. Pero si se aumenta la acción proporcional más allá de ese punto el sistema se vuelve inestable.

7.3 Acción Integral (I)

Esta acción calcula la integral de la señal de error $e(t)$, dicha integral se puede ver como la suma de la señal de error. A medida que pasa el tiempo se van produciendo pequeños errores que se van sumando y hacen que la acción integral sea cada vez mayor. Con esto se logra reducir el error del sistema en régimen estacionario. Pero la desventaja de emplear esta acción es que esta añade una inercia al sistema y por lo tanto lo hace más inestable.

Si se aumenta la constante integral K_i ocurre lo siguiente:

- Disminuye el error del sistema en régimen estacionario.
- Aumenta la inestabilidad del sistema.
- Aumenta un poco la velocidad del sistema.

El parámetro ajustable es el tiempo integral T_i (unidades de tiempo).

7.4 Acción Derivativa (D)

A diferencia de las acciones proporcional e integral, la acción derivativa es capaz de aportar una fuerte acción correctora con errores pequeños, esto es que actúa antes de que se produzcan grandes errores (carácter anticipativo).

Si el error es constante la acción derivativa no aporta ninguna acción correctora y por ello no tiene efecto sobre el error en régimen estacionario.

La acción derivativa tiene un efecto positivo estabilizador sobre la dinámica del lazo de realimentación, esto hace que se amortigüen las oscilaciones en la respuesta o bien que se puede elevar la ganancia proporcional del controlador y con ello la velocidad de respuesta, sin incrementar las oscilaciones.

Si se aumenta la constante de control derivativa K_d tiene los siguientes efectos:

- Aumenta la estabilidad del sistema controlado.
- Disminuye un poco la velocidad del sistema.
- El error en régimen estacionario se mantendrá igual.

El parámetro ajustable el tiempo muerto T_d (unidades de tiempo).

8 Sintonización manual de un controlador PID

Como se ha visto en el capítulo anterior el algoritmo de un controlador PID tiene una serie de características que lo hacen apropiado para ser usados en lazos de realimentación, ya que sus tres parámetros ajustables (K_c , T_i , T_d) permiten llevar a cabo diferentes problemas de control de proceso químicos con la garantía de obtener una calidad de control aceptable. Por lo que será necesario realizar una correcta sintonización o el ajuste de los parámetros.

El diseño de un controlador de realimentación presenta dos cuestiones básicas que se deben resolver:

- El tipo de controlador (P, PI o PID) más apropiado para lo que demanda el sistema.
- La sintonización del controlador, es decir, ajustar la ganancia K_c , el tiempo integral T_i , el tiempo muerto T_d y del tipo de actuación, si es directa o inversa, del controlador.

Para ello es necesario conocer el comportamiento dinámico del proceso y especificar las características de la respuesta que se pretende alcanzar en lazo cerrado.

La dinámica del proceso se puede deducir a través de las funciones de transferencia del sistema que procede de un modelo teórico linealizado o de un modelo empírico lineal, que en la mayoría de los casos se trata de un modelo de primer orden con tiempo muerto.

Si la respuesta deseada en lazo cerrado se especifica como referencia a un criterio de calidad de respuesta, el problema de diseño del controlador quedaría reducido a calcular los parámetros del tipo de controlador elegido que satisfaga el criterio de calidad de respuesta adoptado.

A esto hay que incorporar cuatro factores que se deben tener en cuenta ya que pueden condicionar en mayor o menor medida la solución del problema de sintonización.

- Los algoritmos PID no son iguales en los diferentes controladores comerciales, ya que hay controladores analógicos y digitales, y que la acción derivativa puede actuar sobre el error o sobre la variable controlada.

- El modelo dinámico sólo presenta una aproximación a su comportamiento debido a la no linealidad de los procesos químicos, esto puede variar significativamente de unas condiciones de operación a otras.
- Las variables de proceso manipuladas no deben experimentar cambios demasiados bruscos, ya que estos pueden afectar de forma negativa a los equipos de proceso que se está controlando como a otras unidades integradas con éste.
- La calidad de repuesta deseada puede referirse a cambios en el punto de consigna o a cambios en las perturbaciones.

Para sintonizar de forma manual los parámetros se pueden seguir estas reglas sencillas.

- Acción proporcional: Aumentando poco a poco K_c se disminuye el error, que es la diferencia entre el estado deseado y el estado conseguido, y también aumenta la velocidad de respuesta del sistema.
- Acción integral: Para el caso de que el error del sistema sea mayor que el que se desea, aumentará la K_i hasta minimizar el error con la rapidez que se desee. Si el sistema se vuelve inestable antes de conseguir la respuesta deseada, habrá que aumentar la acción derivativa
- Acción derivativa: Si el sistema es demasiado inestable, se irá aumentando la K_d para conseguir que la respuesta vuelva a ser inestable.

Existen varios métodos de para ajustar los controladores PID como pueden; método de ajuste de Ziegler-Nichols, método de Cohen-Coon, método Lambda, método basado en la integral de error, los métodos analíticos se sintonización basados en modelos o la sintonización automática de controladores. Pero los tres métodos que se van a desarrollar serán el método de Ziegler-Nichols, Cohen Coon y el método Lambda, ya que son los más empleados.

8.1 Método de ajuste Ziegler-Nichols

El método de Ziegler-Nichols permite sintonizar un controlador PID de manera empírica, sin la necesidad de conocer las ecuaciones o sistemas controlado. Desde 1942, que es cuando Ziegler-Nichols publicó estas reglas de ajuste, es uno de los métodos de sintonización más utilizados. Los valores que propone este método intentan conseguir que en el sistema realimentado la respuesta escalón tenga un sobrepulso máximo del 25%, que es un valor robusto con buenas características de rapidez y estabilidad para la mayoría de los sistemas.

Este método permite definir las ganancias proporcional, integral y derivativa a partir de la respuesta del sistema en lazo cerrado o en lazo abierto.

8.1.1 Ziegler-Nichols en lazo cerrado

La caracterización dinámica del proceso se basa en la ganancia última K_u y en el periodo último P_u .

$$P_u = \frac{2\pi}{\omega_u}$$

Donde ω_u es la frecuencia última la cual corresponde al retraso de fase a la función de transferencia del proceso es de 180° .

Estos dos parámetros se obtienen mediante la realización de diferentes experiencias en lazo cerrado. Para ello se deberá seguir los siguientes pasos:

- 1.- Se lleva el proceso manualmente al punto nominal del proceso.
- 2.- Cancelar las acciones integral y derivativa del controlador y se sintoniza la ganancia a un valor bajo.
- 3.- El controlador se coloca en automático y se provoca un cambio en el punto de consigna o en una perturbación, como la ganancias es baja la respuesta del sistema será lenta y estará sobreamortiguada.
- 4.- Aumentar la ganancia en sucesivos pasos y se provoca el cambio en cada uno de ellos hasta lograr una respuesta que presente una oscilación constante.

5.- La ganancia última es la ganancia del controlador con la que se produce la oscilación constante y el periodo último se mide sobre la respuesta según la siguiente tabla, donde se muestra el criterio de calidad que Ziegler-Nichols ha utilizado para deducir las reglas de ajuste para una relación de amortiguamiento un cuarto frente a cambios en escalón.

Tipo de controlador	Ganancia proporcional (K_c)	Tiempo integral (τ_i)	Tiempo derivativo (τ_d)
P	$0,5 K_u$	-	-
PI	$0,45 K_u$	$0,83 P_u$	-
PID	$0,6 K_u$	$0,50 P_u$	$0,125 P_u$

Tabla 8: Método de ajuste de Ziegler-Nichols de lazo cerrado

De acuerdo con estas reglas es necesario reducir la ganancia del controlador cuando se añade la acción integral y como aumenta la ganancia proporcional y disminuye el tiempo integral cuando se implanta la acción derivativa. Esto es debido al efecto estabilizador de la acción integral que aporta un retardo de fase por un lado y al efecto estabilizador de la acción derivativa que aporta un adelanto de fase por otro.

Es mejor determinar la K_u y P_u de manera empírica que mediante cálculos a partir de un modelo aproximado, debido a que se trabaja con el lazo de control real en condiciones reales. Pero esto no es siempre posible porque algunas experiencias pueden llevar mucho tiempo y otras los procesos no permiten que sean perturbados hasta el punto de provocar una oscilación constante en ellos.

8.1.2 Ziegler-Nichols en lazo abierto

Se basa en el comportamiento dinámico del proceso a través del conocido modelo de primer orden con tiempo muerto y tres parámetros (K_p , τ_p , t_{mp}), estos parámetros de la función de transferencia se pueden obtener a partir de la curva de reacción del proceso. Para que este método se ajuste bien al comportamiento del proceso la respuesta a un escalón en la variable manipulada tiene que ser del tipo "S" tendida, porque si no se ajustará bien al modelo de primer orden con tiempo muerto.

Al igual que en el método de ajuste de lazo cerrado, el criterio de calidad que utilizó por Ziegler-Nichols dedujo las reglas de ajuste fue la relación de amortiguamiento un cuarto.

Tipo de controlador	Ganancia proporcional K_c	Tiempo integral τ_i	Tiempo derivativo T_d
P	$\frac{1}{K_p} * \left(\frac{\tau_p}{t_{mp}} \right)$	-	-
PI	$\frac{0,9}{K_p} * \left(\frac{\tau_p}{t_{mp}} \right)$	3,33 t_{mp}	-
PID	$\frac{1,2}{K_p} * \left(\frac{\tau_p}{t_{mp}} \right)$	2 t_{mp}	0,5 t_{mp}

Tabla 9: Método de ajuste de Ziegler-Nichols de lazo abierto

En esta tabla se puede observar el efecto negativo del tiempo muerto (t_{mp}), cuanto mayor es hay que desintonizar el controlador reduciendo la ganancia y aumentando el tiempo integral, o lo que es lo mismo disminuyendo la acción integral. Esto provoca que la reacción del controlador ante un cambio en una perturbación sea más débil y tarde más en anular el error.

Si el tiempo muerto es muy pequeño, este método recomienda una ganancia muy elevada y un tiempo integral muy pequeño también. Estos ajustes extremos no son aplicables en procesos reales que se se producirían un comportamiento poco aceptable.

8.2 Método Cohen-Coon (método de la curva de reacción)

Consiste en obtener de manera experimental la respuesta de la planta al aplicar una entrada escalón unitario. Si dicha planta no incluye integradores o polos dominantes complejos conjugados, la respuesta a la entrada escalón unitario tendrá una curva en forma de "S", en el caso que la curva no presente esa forma no se puede aplicar el método. Este tipo de respuesta es muy común en los procesos químicos.

El método de la curva de reacción emplea un modelo de primer orden con tiempo muerto, donde su función de transferencia es:

$$\frac{y(s)}{u(s)} = \frac{Ke^{-t_m s}}{\tau s + 1}$$

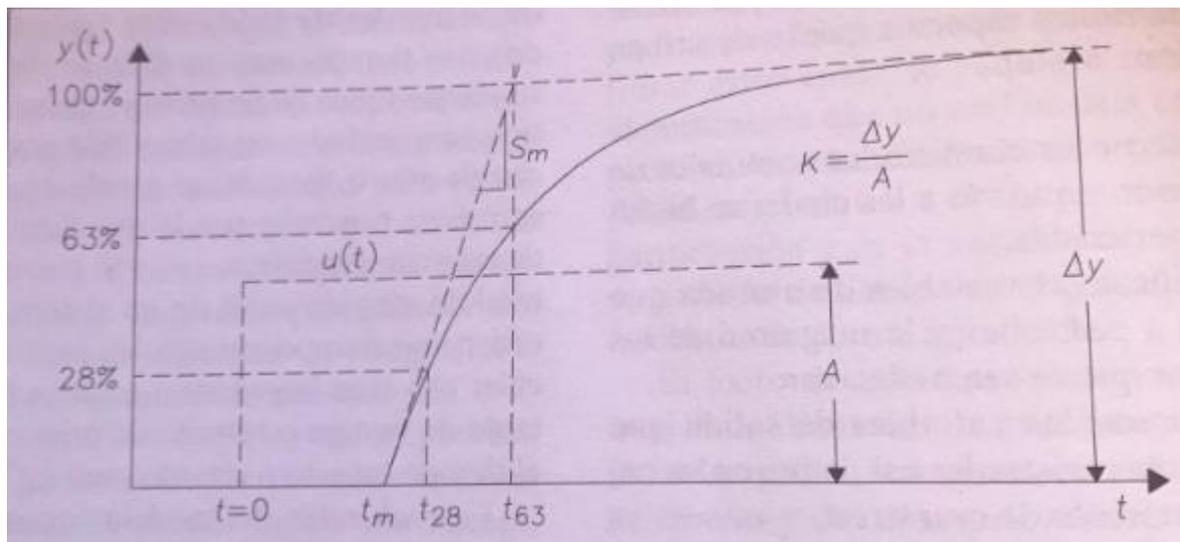


Figura 9: Respuesta de un modelo de primer orden con tiempo muerto

Con esa curva se pueden caracterizar la ganancia del proceso (K), el tiempo muerto (T_d) y la constante de tiempo (T_i), ya que son los parámetros que mejor se ajustan a la respuesta de este a la respuesta del proceso real. Para aplicar este modelo será necesario llevar a cabo las siguientes acciones:

- Llevar el proceso a las condiciones nominales de operación en régimen estacionario.
- Colocar el controlador en manual, y realizar una entrada escalón.
- Registrar la evolución de la variable de salida hasta que el sistema se vuelva estable de nuevo.
- Calcular los parámetros del modelo.

La determinación de los parámetros del modelo se basa en dos características específicas de la respuesta del sistema de primer orden con tiempo muerto como son el cambio final que sufre la variable de salida y la velocidad inicial del cambio, ante una entrada escalón.

La ganancia K_p del modelo se determina dividiendo el cambio que experimenta la variable de salida por la magnitud de la entrada escalón.

$$Kp = \frac{\Delta PV}{\Delta OP}$$

La constante de tiempo y el tiempo muerto se puede determinar de varias maneras, mediante el método de la máxima pendiente que consiste en obtener la constante de tiempo a partir de la tangente a la curva de reacción en el punto de inflexión (tangente de máxima pendiente).

$$\tau = \frac{\Delta PV}{S_m}$$

Donde S_m es la máxima pendiente medida sobre la curva de reacción.

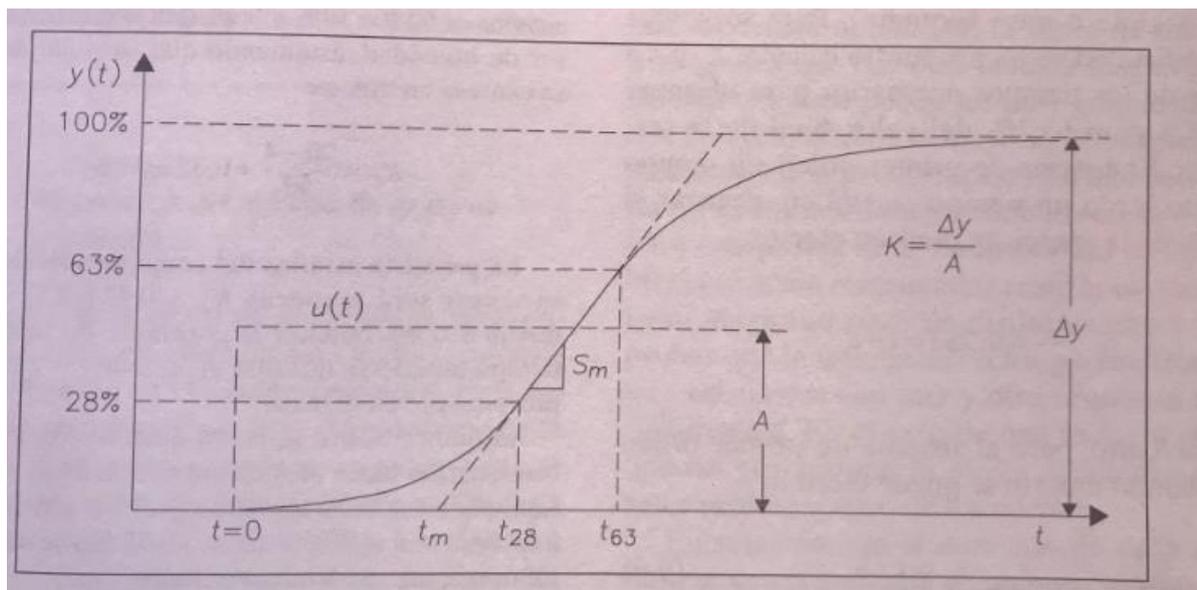


Figura 10: Cálculo de los parámetros K , T_D y τ sobre la curva de reacción

El tiempo muerto se obtiene a partir de la intersección de la tangente de pendiente S_m con el valor inicial de la variable de salida.

La otra manera trata de si el sistema de primer orden no tiene tiempo muerto, entonces la respuesta ante una entrada escalón alcanza el 63,2% de su valor final en un tiempo igual a la constante de tiempo.

$$\tau = t_{63} - T_D$$

El principal inconvenientes de estas formas de calcular los parámetros del modelo, es trazar con precisión la tangente de máxima pendiente, sobre todo en los sistemas que tengan mucho ruido o una pendiente muy pequeña o grande. Por lo que para solucionar esto, tanto

el tiempo muerto como la constante de tiempo se calculan mediante los tiempos necesarios para alcanzar el 28,3 y 63,2% del valor final de la respuesta del sistema.

$$\tau = \frac{3}{2} * (t_{63} - t_{28})$$

$$\tau = t_{63} - \tau$$

8.3 Métodos Lambda

Tiene como objetivo lograr una respuesta del punto de consigna suave, garantizando así, estabilidad, la robustez de la planta y sin sobrepasamiento. Además, de proporcionar una respuesta no oscilatoria con el tiempo de respuesta (lambda) que la planta requiere. Por ello es el método por el cual se han ajustado los controladores de la planta desbutanizadora.

Durante un proceso químico a menudo se está frente a una serie de desafíos donde seis de los principales se resumen en la siguiente tabla.

Proceso de desafío	Requisitos	Solución de ajuste λ
Oscilación con afinación según lo encontrado	Respuesta de punto de ajuste de primer orden o respuesta de cara críticamente amortiguada	Alguna $\lambda \gg T_D$
Necesita la variabilidad mínima en PV	Respuesta rápida de lazo de control; variabilidad de cambio a la salida	$\lambda = 3 * T_D$ (mínimo robusto λ)
Aumento en el recipiente para absorber la variabilidad; necesita	Respuesta lenta del circuito de nivel de líquido	λ_{nivel} tan largo como sea posible

mínima variabilidad en la salida		
Configuración en cascada	El lazo esclavo debe responder más rápido que el lazo maestro	$\lambda_{\text{master}} \gg \lambda_{\text{slaves}}$
Acoplamiento físico o procesos interactivos	Desacoplar la dinámica del lazo	$\lambda_{\text{lazo b}} \gg \lambda_{\text{lazo a}}$
Múltiples corrientes en el recipiente de mezcla	Todos los flujos de entrada responden a la misma velocidad al control de inventario	$\lambda_{\text{flow a}} = \lambda_{\text{flow b}} = \lambda_{\text{flow n}}$

Tabla 10: Resumen de los principales desafíos

Las reglas para el ajuste de Lambda, también denominadas ajuste de control interno del modelo (IMC), nos dan una alternativa a las reglas de ajuste de Ziegler-Nichols y Cohen Coon.

Las cuales apuntan a un retraso de primer orden más una respuesta de tiempo muerto, mientras que las de Ziegler-Nichols y Cohen Coon apuntan a una amortiguación de cuarto de amplitud.

Ventajas de las reglas de Lambda:

- La variable de proceso no supera su punto de ajuste después de un cambio de punto de ajuste.
- Menos sensibles al error que se pueda cometer en la determinación del tiempo muerto del proceso.
- Su afinación es muy robusta, esto quiere decir que el lazo de control se mantendrá estable incluso se cambian drásticamente las características del proceso que se utilizan en la sintonización.
- Los lazos de control una vez sintonizados absorben mejor una perturbación y pasa menos de ella al resto del proceso.
- El operario puede especificar el tiempo de respuesta deseado para el ciclo de control.

Desventaja de las reglas de Lambda:

- Establece el tiempo integral del controlador igual a la constante de tiempo del proceso. Esto es si un proceso tiene una constante de tiempo grande, el controlador tendrá un tiempo integral grande, lo que implica que la recuperación de una perturbación sea más lenta.

Para llevar a cabo este método se ha de simular los controladores en lazo abierto, primero se ha de colocar el controlador en manual y esperar que se estabilice el proceso, después se hace un cambio en la variable de salida (OP) y se espera a que la variable manipulada (PV) se vuelva a estabilizar. Una vez se haya estabilizado el proceso se procederá a calcular la ganancia del proceso (K_p), la constante de tiempo del proceso (τ) y el tiempo muerto del proceso (T_d).

La K_p se obtiene de la relación entre la variación de la variable manipulada y la variación en la salida

$$K_p = \frac{\Delta PV}{\Delta OP}$$

La constante de tiempo se obtiene calculando el 63% y el 28% del cambio total del valor de la variable manipulada.

$$\tau = \frac{3}{2} * (t_{63} - t_{28})$$

A continuación, se elige un valor de lambda (λ), éste se determina teniendo en cuenta las necesidades de cada uno de los diferentes controladores que tiene la planta. En este caso la mayoría de los controladores el valor de lambda ha sido 3 veces el tiempo muerto, ya que se requería que la variable manipulada variara lo mínimo posible, además de obtener un bucle de lazo cerrado muy estable.

Elegido el valor de lambda se calcula la ganancia del controlador (K_c), el tiempo integral (T_I) y el tiempo derivativo (T_D).

La ganancia del controlador se halla mediante la siguiente fórmula:

$$K_c = \frac{\tau}{K_p * (\lambda + T_D)}$$

El tiempo integral es igual a la constante de tiempo del proceso (τ), y el tiempo derivativo es igual a cero, por tanto, los controladores de la planta serían controladores PI.

Por último, se simula el controlador en lazo cerrado para comprobar que el comportamiento del sistema es el correcto.

Este ajuste resulta ser muy exitoso en los siguientes lazos de control:

- Realimentación de bucles de control en procesos continuos.
- Controladores PID de todos los tipos y de todos los fabricantes.
- Procesos físicos que incluyen flujo, presión, nivel, temperatura y composición.
- Industrias de productos químicos, refinación, petróleo, gas, energía, etc.

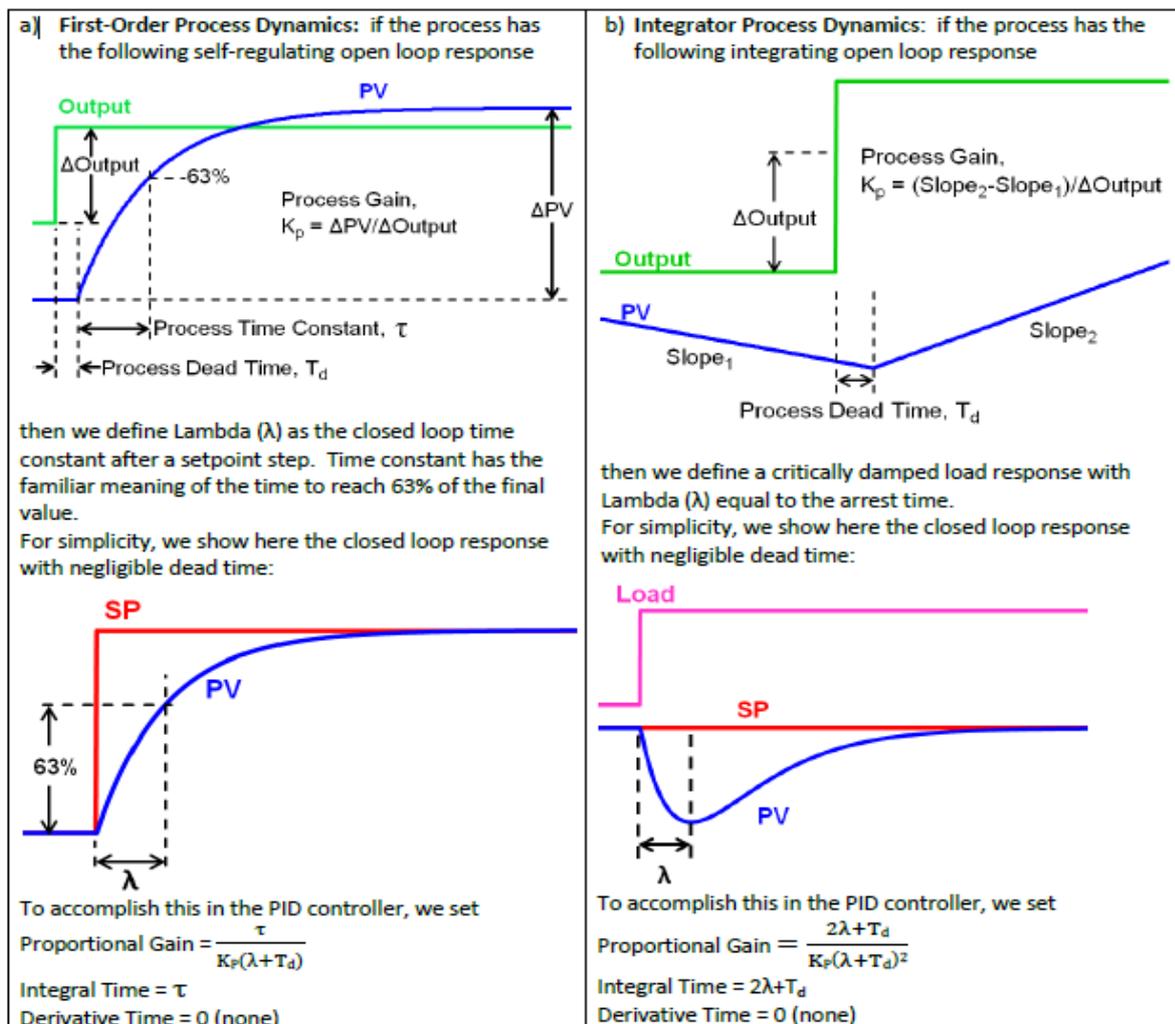


Figura 11: Método Lambda

9 Cálculos para el ajuste de los controladores

9.1 Controladores de caudal

Esta planta cuenta con siete controladores de caudal situados en diferentes zonas de esta:

- DBFC101: Controlador en la corriente de entrada Feed 1.

$$K_p = \frac{\Delta PV}{\Delta OP} = \frac{(8,909 - (-1,167))}{(100 - 80)} = 0,50$$

$$T_D = 21335,18 - 21330,91 = 4,27 \text{ min}$$

Cálculo de t_{63} y t_{28}

$$\Delta PV = 8,909 + 1,167 = 10,08$$

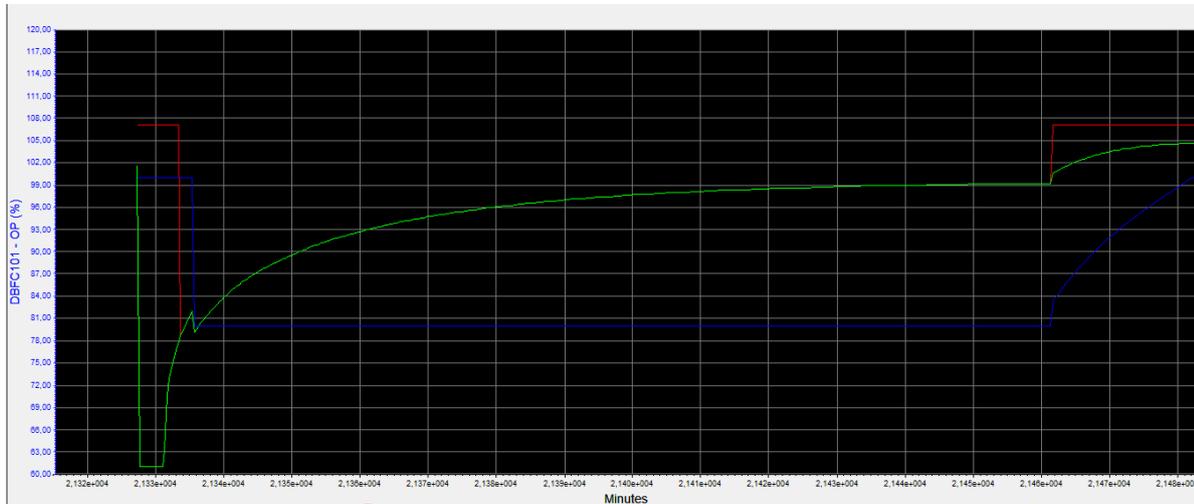
$$t_{63} \begin{cases} 10,08 * 0,632 = 6,37 \\ t_{63} = 6,37 - 1,167 = 5,20 \end{cases}$$

$$t_{28} \begin{cases} 10,08 * 0,283 = 2,85 \\ t_{28} = 2,85 - 1,167 = 1,69 \end{cases}$$

$$\tau = \frac{3}{2} * (t_{63} - t_{28}) = \frac{3}{2} * (5,20 - 2,85) = 3,25 \text{ min}$$

$$K_c = \frac{\tau}{K_p * (\lambda + T_D)} = \frac{3,25}{0,5 * (12,81 + 0)} = 0,51$$

$$\lambda = 3 * T_D = 3 * 4,27 = 12,81$$



Gráfica 1: ajuste del controlador DBFC101

- DBFC201: Controlador en la corriente de entrada Feed 2.

$$K_p = \frac{\Delta PV}{\Delta OP} = \frac{(78,20 - 60,60)}{(100 - 90)} = 1,76$$

$$T_D = 21345,41 - 21335,33 = 10,08 \text{ min}$$

Cálculo de t_{63} y t_{28}

$$\Delta PV = 78,20 - 60,60 = 17,60$$

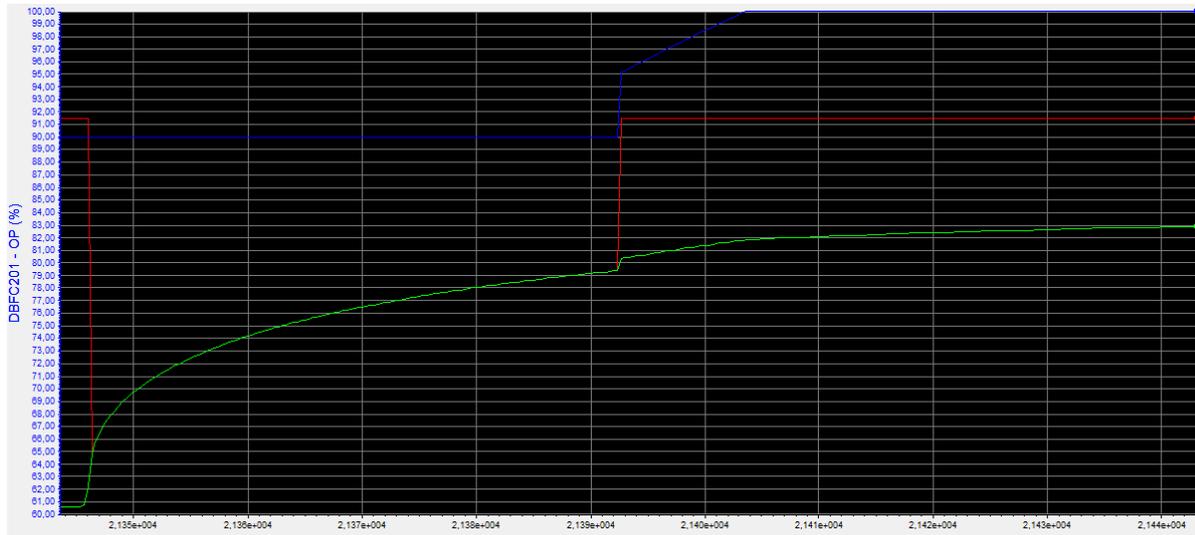
$$t_{63} \begin{cases} 17,60 * 0,632 = 11,12 \\ t_{63} = 60,60 + 11,06 = 71,72 \end{cases}$$

$$t_{28} \begin{cases} 17,60 * 0,283 = 4,98 \\ t_{28} = 60,60 + 4,95 = 65,58 \end{cases}$$

$$\tau = \frac{3}{2} * (t_{63} - t_{28}) = \frac{3}{2} * (71,72 - 65,58) = 9,21 \text{ min}$$

$$K_c = \frac{\tau}{K_p * (\lambda + T_D)} = \frac{9,21}{1,76 * (30,24 + 0)} = 0,17$$

$$\lambda = 3 * T_D = 3 * 10,08 = 30,24$$



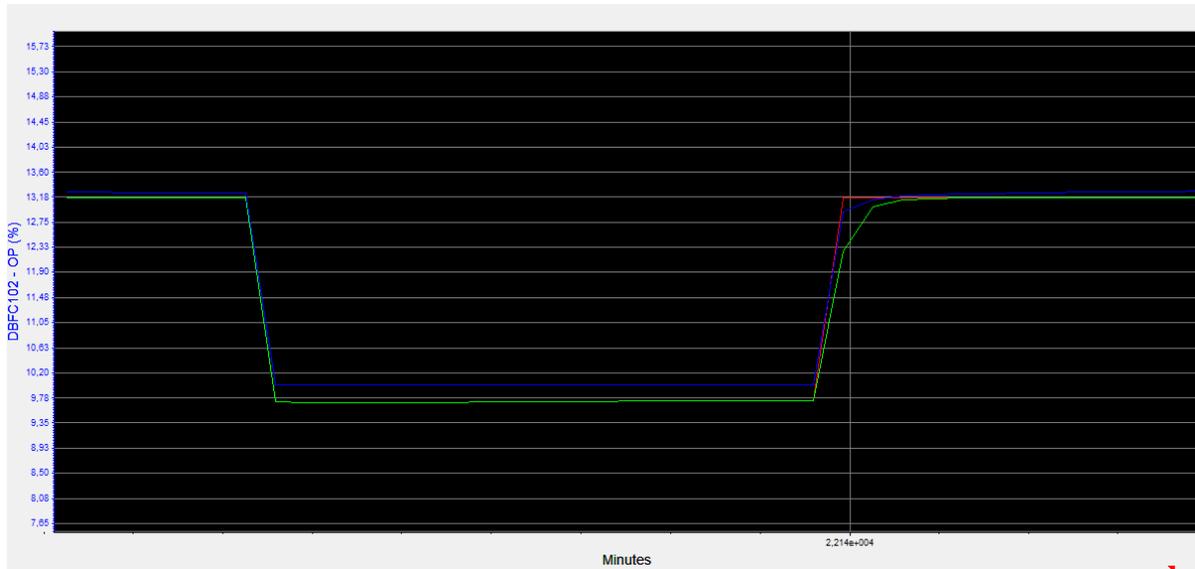
Gráfica 2: Ajuste del controlador DBFC201

- DBFC102: Controlador en la entrada de la torre de destilación proveniente de la Feed 1.

$$K_c = 0,20$$

$$\tau = 0,10 \text{ min}$$

$$T_D = 0$$



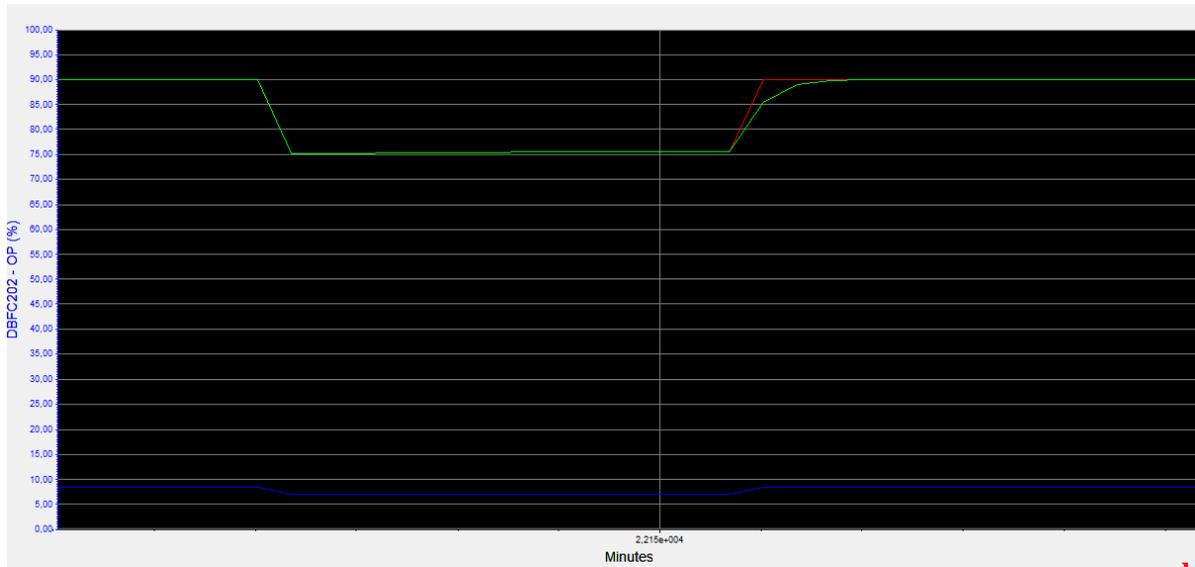
Gráfica 3: Ajuste controlador DBFC102

- DBFC202: Controlador en la entrada de la torre de destilación proveniente de la Feed 2.

$$K_c = 0,20$$

$$\tau = 0,10 \text{ min}$$

$$T_D = 0$$



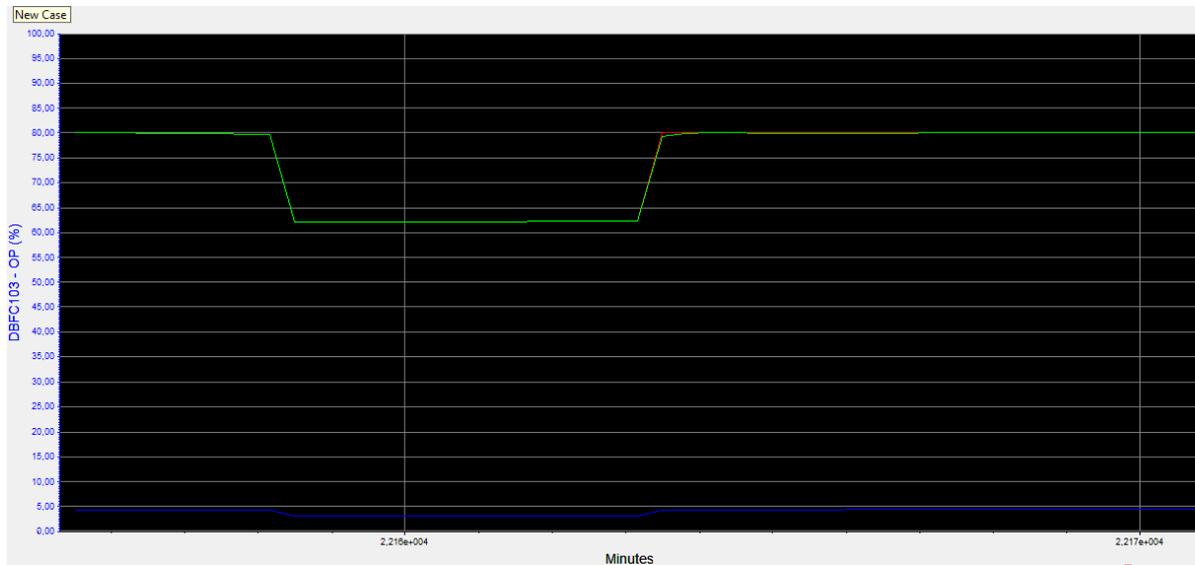
Gráfica 4: Ajuste del controlador DBFC202

- DBFC103: Controlador del caudal de reflujo.

$$K_c = 0,050$$

$$\tau = 0,0167 \text{ min}$$

$$T_D = 0$$



Gráfica 5: Ajuste del controlador DBFC103

- DBFC104: Controlador del caudal de salida de la esfera.

$$K_p = \frac{\Delta PV}{\Delta OP} = \frac{(74,00 - 72,00)}{(100 - 80)} = 0,1$$

$$T_D = 0 \text{ min}$$

Cálculo de t_{63} y t_{28}

$$\Delta PV = 74,00 - 72,00 = 2,0$$

$$t_{63} \begin{cases} 2,0 * 0,632 = 1,26 \\ t_{63} = 72,00 + 1,26 = 73,26 \end{cases}$$

$$t_{28} \begin{cases} 2,0 * 0,283 = 0,57 \\ t_{28} = 72,00 + 0,57 = 72,57 \end{cases}$$

$$\tau = \frac{3}{2} * (t_{63} - t_{28}) = \frac{3}{2} * (73,26 - 72,57) = 1,04 \text{ min}$$

$$Kc = \frac{\tau}{Kp * (\lambda + T_D)} = \frac{1,04}{0,1 * (14,39 + 0)} = 0,72$$

$$\lambda = \text{nivel de la esfera} = 14,39m$$

- DBFC105: Controlador del caudal de salida del tanque de nafta estabilizada.

$$K_p = \frac{\Delta PV}{\Delta OP} = \frac{(80,40 - 77,60)}{(100 - 80)} = 0,14$$

$$T_D = 0 \text{ min}$$

Cálculo de t_{63} y t_{28}

$$\Delta PV = 80,40 - 77,60 = 2,8$$

$$t_{63} \begin{cases} 2,8 * 0,632 = 1,77 \\ t_{63} = 77,60 + 1,77 = 79,3 \end{cases}$$

$$t_{28} \begin{cases} 2,8 * 0,283 = 0,79 \\ t_{28} = 77,60 + 0,79 = 78,39 \end{cases}$$

$$\tau = \frac{3}{2} * (t_{63} - t_{28}) = \frac{3}{2} * (79,3 - 78,39) = 1,37 \text{ min}$$

$$Kc = \frac{\tau}{Kp * (\lambda + T_D)} = \frac{1,37}{0,14 * (16,26 + 0)} = 0,60$$

$$\lambda = \text{nivel del tanque de nafta estabilizada}$$

9.2 Controladores de temperatura

La planta consta de un controlador de temperatura situado en el fondo de la torre de destilación el DBTC100.

$$K_p = \frac{\Delta PV}{\Delta OP} = \frac{(40 - 38,5)}{(39,50 - 35)} = 0,33$$

$$T_D = 21329,40 - 21329,15 = 0,25 \text{ min}$$

Cálculo de t_{63} y t_{28}

$$\Delta PV = 40 - 38,5 = 1,5$$

$$t_{63} \begin{cases} 1,5 * 0,632 = 0,95 \\ t_{63} = 38,5 + 0,95 = 39,45 \end{cases}$$

$$t_{28} \begin{cases} 1,5 * 0,283 = 0,423 \\ t_{28} = 38,5 + 0,423 = 38,92 \end{cases}$$

$$\tau = \frac{3}{2} * (t_{63} - t_{28}) = \frac{3}{2} * (39,45 - 38,92) = 0,80 \text{ min}$$

$$K_c = \frac{\tau}{K_p * (\lambda + T_D)} = \frac{0,80}{0,33 * (0,75 + 0)} = 3,23$$

$$\lambda = 3 * T_D = 3 * 0,25 = 0,75$$

9.3 Controladores de presión

En la planta hay tres controladores de presión:

- DBPC100: Controlador de presión de la cabeza de la torre de destilación.

$$K_p = \frac{\Delta PV}{\Delta OP} = \frac{(10,38 - 7,75)}{(4,87 - 3,00)} = 1,41$$

$$T_D = 21479,78 - 21479,48 = 0,30 \text{ min}$$

Cálculo de t_{63} y t_{28}

$$\Delta PV = 10,38 - 7,75 = 2,63$$

$$t_{63} \begin{cases} 2,63 * 0,632 = 1,66 \\ t_{63} = 7,75 + 1,66 = 9,41 \end{cases}$$

$$t_{28} \begin{cases} 2,63 * 0,283 = 0,744 \\ t_{28} = 7,75 + 0,744 = 8,5 \end{cases}$$

$$\tau = \frac{3}{2} * (t_{63} - t_{28}) = \frac{3}{2} * (9,41 - 8,5) = 1,37 \text{ min}$$

$$K_c = \frac{\tau}{K_p * (\lambda + T_D)} = \frac{1,37}{1,41 * (0,9 + 0)} = 1,08$$

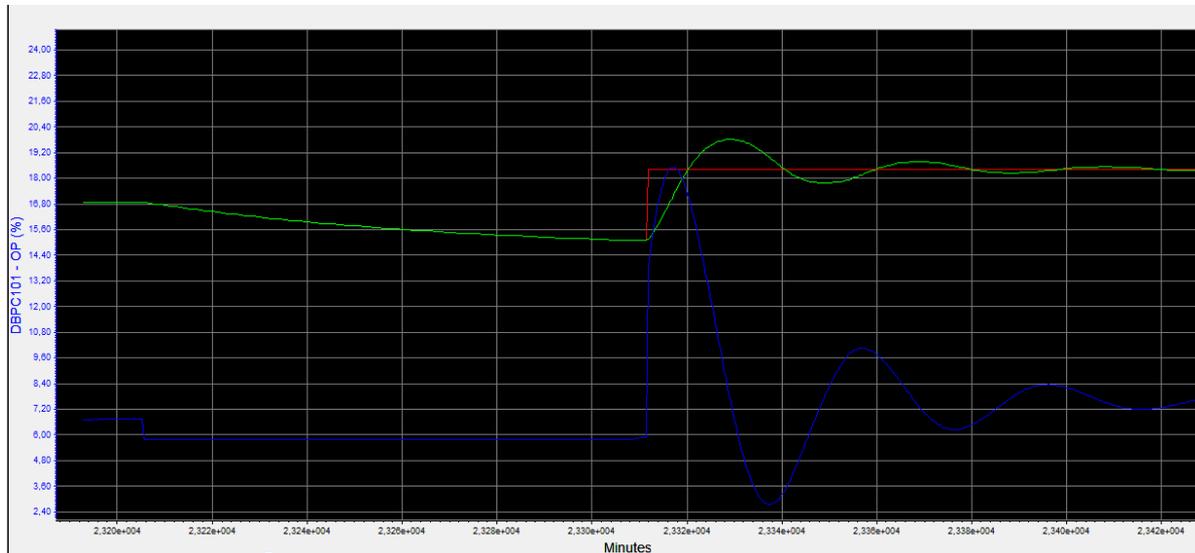
$$\lambda = 3 * T_D = 3 * 0,30 = 0,9$$

- DBPC101: Controlador de presión del botellón de reflujo.

$$K_c = 2,00$$

$$\tau = 3,00 \text{ min}$$

$$T_D = 0,167 \text{ min}$$



Gráfica 6: Ajuste controlador DBPC101

9.4 Controladores de nivel

En esta planta se hayan dos controladores de nivel:

- DBLC101: Controlador de nivel de la torre de destilación.

$$K_p = \frac{\Delta PV}{\Delta OP} = \frac{(99,87 - 50)}{(4,74 - 2,50)} = 22,3$$

$$T_D = 2138,37 - 2138,31 = 0,06 \text{ min}$$

Cálculo de t_{63} y t_{28}

$$\Delta PV = 99,87 - 50 = 49,87$$

$$t_{63} \begin{cases} 49,87 * 0,632 = 31,52 \\ t_{63} = 50 + 31,52 = 81,52 \end{cases}$$

$$t_{28} \begin{cases} 49,87 * 0,283 = 14,06 \\ t_{28} = 50 + 14,06 = 64,06 \end{cases}$$

$$\tau = \frac{3}{2} * (t_{63} - t_{28}) = \frac{3}{2} * (81,52 - 64,06) = 26,19 \text{ min}$$

$$Kc = \frac{\tau}{Kp * (\lambda + T_D)} = \frac{26,19}{22,3 * (0,18 + 0)} = 6,52$$

$$\lambda = 3 * T_D = 3 * 0,06 = 0,18$$

10 Ganancia relativa

Todo proceso el cual tenga más de un lazo de control existe la posibilidad de que interactúen entre ellos. Por ejemplo, cuando se tengan dos válvulas para ser manipuladas por dos controladores, habrá una manera en la cual la forma de conectar los lazos será más eficiente que la otra.

Si uno de los pares produce una pequeña interacción, los lazos operan como si ellos fueran casi independientes el uno del otro, el lazo contrario será casi inefectivo. También puede ocurrir que ambas válvulas tengan una influencia similar sobre las variables controladas, en ese caso, cualquiera de los pares dará un resultado casi igual. Pero como consecuencia de su respuesta similar, la interacción será máxima lo que provocaría que la planta se destabilizara cuando los controladores se coloquen en automático.

La interacción entre dos lazos se puede describir con facilidad utilizando la ganancia relativa, pero también hay que tener en cuenta que en las columnas de destilación hay de cuatro a seis variables manipuladas y controladas. Por tanto, el número de posibles lazos de control se incrementa factorialmente con el número de variables.

El concepto de ganancia relativa tiene como utilidad la gran variedad de aplicaciones que tiene debido al carácter multivariable que tiene la destilación.

10.1 Ganancia de lazo abierto

La efectividad que tiene un controlador de retroalimentación y los valores óptimos son funciones características de lazo abierto del proceso al que se le aplica. En los procesos en donde las variables interactúan entre sí, el controlador puede presentar características diferentes dependiendo de las condiciones de los otros controladores que actúan sobre las otras variables de ese mismo proceso.

Para el caso en el que el proceso controlado es representado por el diagrama de bloques que se muestra en la siguiente figura.

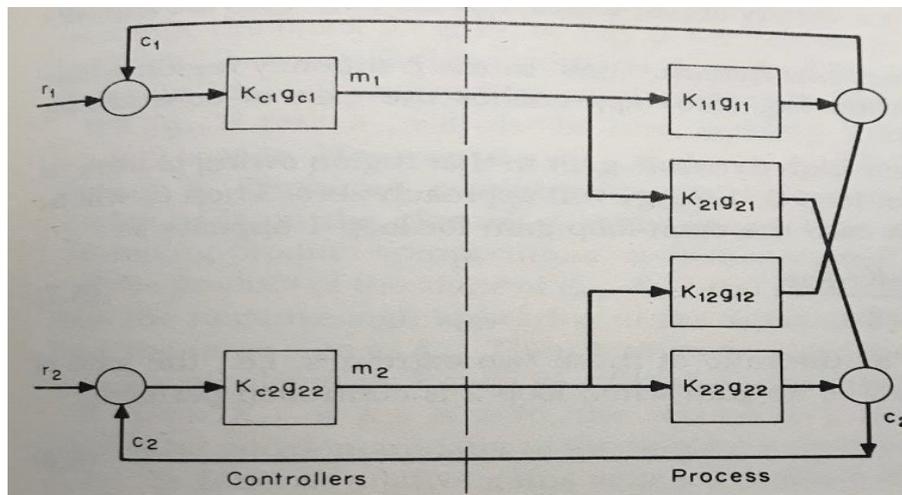


Figura 12: Representación lineal de la interacción de dos lazos

Se asume que ambas variables manipuladas afectan a ambas variables controladas. Desde el punto de vista del controlador 1 (c_1), si el controlador 2 (c_2) no está en automático la variable manipulada m_2 no es constante, por lo que la respuesta de c_1 a m_1 es simplemente:

$$\left(\frac{\partial c_1}{\partial m_1}\right)_{m_2} = K_{11} * g_{11} \quad (\text{ecuación 1})$$

Pero cualquier cambio que se produzca en m_1 se impone en el lazo 2 a través de $K_{21}g_{21}$, y si el controlador 2 está en automático reaccionará a esa perturbación cambiando m_2 y produciendo de este modo un cambio secundario en c_1 mediante $K_{12}g_{12}$.

Esta respuesta secundaria que provoca la interacción entre los dos lazos que se complica debido a la presencia del lazo 2, ya que la variable del controlador 2 responde a ambas variables manipuladas.

$$dc_2 = K_{22}g_{22}dm_2 + K_{21}g_{21}dm_1 \quad (\text{ecuación 2})$$

Por lo que el controlador reacción con una retroalimentación negativa.

$$dm_2 = -K_{c2}g_{c2}dc_2 \quad (\text{ecuación 3})$$

Si se combina estas dos expresiones nos dará las respuesta de las variables manipuladas m_1 y m_2 .

$$dm_2 = -dm_1 \frac{K_{21}g_{21}}{K_{22}g_{22} + \frac{1}{K_{c2}g_{c2}}} \quad (\text{ecuación 4})$$

Por tanto, el controlador 1 responde a ambas variables manipuladas de la siguiente forma:

$$dc_1 = K_{11}g_{11}dm_1 + K_{12}g_{12}dm_2 \quad (\text{ecuación 5})$$

Si en esta última ecuación se sustituye dm_2 dará la ganancia en lazo abierto del primer lazo cuando el controlador 2 es en automático.

$$\frac{dc_1}{dm_1} = K_{11}g_{11} - \frac{K_{12}g_{12}K_{21}g_{21}}{K_{22}g_{22} + \frac{1}{K_{c2}g_{c2}}} \quad (\text{ecuación 6})$$

En esta ecuación se puede observar que tanto la ganancia del estado estacionario como la respuesta dinámica del lazo 1 se modifican en función de los parámetros del controlador 2.

En la práctica, el controlador 2 presenta una variedad de respuestas, donde a continuación se analizará los extremos.

- Si el controlador 2 tiene una ganancia dinámica muy baja en la región de frecuencia donde el lazo 1 está activo, la ecuación 6 se aproxima al caso donde m_2 es constante descrito por la ecuación 1.
- Si el controlador 2 tiene una ganancia dinámica muy alta debido a la acción integral y la respuesta rápida del lazo 2, $1/K_{c2}g_{c2}$ se aproxima a cero, entonces el controlador 2 será coherente, en cuyo caso el lazo de ganancia del lazo 1 aparece como:

$$\left(\frac{\partial c_1}{\partial m_1}\right)_{c_2} = K_{11}g_{11} - \frac{K_{12}g_{12}K_{21}g_{21}}{K_{22}g_{22}} \quad (\text{ecuación 7})$$

La ganancia relativa se define como la relación entre estos dos extremos, cuando la ganancia del lazo 1 sin control sobre el lazo 2 y la ganancia cuando el lazo 2 está totalmente controlado.

$$\lambda_{11} = \frac{\left(\frac{\partial c_1}{\partial m_1}\right)_{m2}}{\left(\frac{\partial c_1}{\partial m_1}\right)_{c2}} \quad (\text{ecuación 8})$$

10.2 Matriz de ganancia relativa (RGA)

Cada variable controlada en un proceso de interacción está sujeta a la influencia de cada variable manipulada, por lo que un sistema de n pares de variables tendrá n² ganancias de lazo abierto y n² de ganancias relativas. Por tanto, la ganancia relativa para un par seleccionado de variables c_i y m_j se define como:

$$\lambda_{ij} = \frac{\left(\frac{\partial c_i}{\partial m_j}\right)_m}{\left(\frac{\partial c_i}{\partial m_j}\right)_c} \quad (\text{ecuación 9})$$

De hecho, la ganancia relativa para un conjunto de variables manipuladas y controladas se organizan en una matriz cuadrada:

$$\lambda = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} & \lambda_{1j} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} & \lambda_{2j} \\ \lambda_{i1} & \lambda_{i2} & \lambda_{ij} \end{bmatrix}$$

Donde en las filas se representan las variables controladas y en las columnas las variables manipuladas, además las suma de las filas y de las columna tendrán que ser iguales a 1.

Dependiendo del valor que dé cada uno de los términos de la matriz de ganancias tendrán un significado diferente, los cuales se exponen a continuación en la siguiente tabla.

λ_{ij}	Significado
< 0	Condicionamente estable sino se cierra el lazo
0	El control depende de otro lazo
$0-1$	La interacción extiende el periodo y aumenta la ganancia
1.0	No interacciona con otros lazos
> 1	La interacción reduce la efectividad del control
∞	Los lazos son completamente independientes

Tabla 11: Significado de la ganancia relativa

Para el caso que se trata en este trabajo la matriz de ganancia relativa es de 2×2 , esto implica que debido a la propiedad de que la suma de las filas y columnas tiene que ser la unidad. Si alguno de los elementos esta entre 0 y 1.0, los otros también los estarán, por tanto, se elegirá la configuración cuyas ganancias relativas estén más próximas a la unidad. Si un número es mayor que 1, habrá un número negativo en la misma fila y columna. Debido a la condición estable de los lazos con los números negativos, la única elección que se podría hacer es emparejarlos con números positivos. Al igual ocurre si uno de los elementos de la matriz da infinito, aparece también en la misma fila y columna, por tanto, sólo habrá un lazo de control.

10.3 Cálculos de la matriz de ganancia relativa

Se trata de una matriz de 2 x 2 donde las variables controladas c_1 y c_2 serán el porcentaje de i-pentano en cabeza y el porcentaje de n-metano en el fondo respectivamente. Mientras que las variables manipuladas m_1 y m_2 serán el control de reflujo y el control de la temperatura en el reboiler respectivamente.

Por tanto, la matriz de ganancia relativa quedaría de esta manera:

$$\lambda = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} \end{bmatrix}$$

Donde en las filas se representan las variables controladas y en las columnas las variables manipuladas.

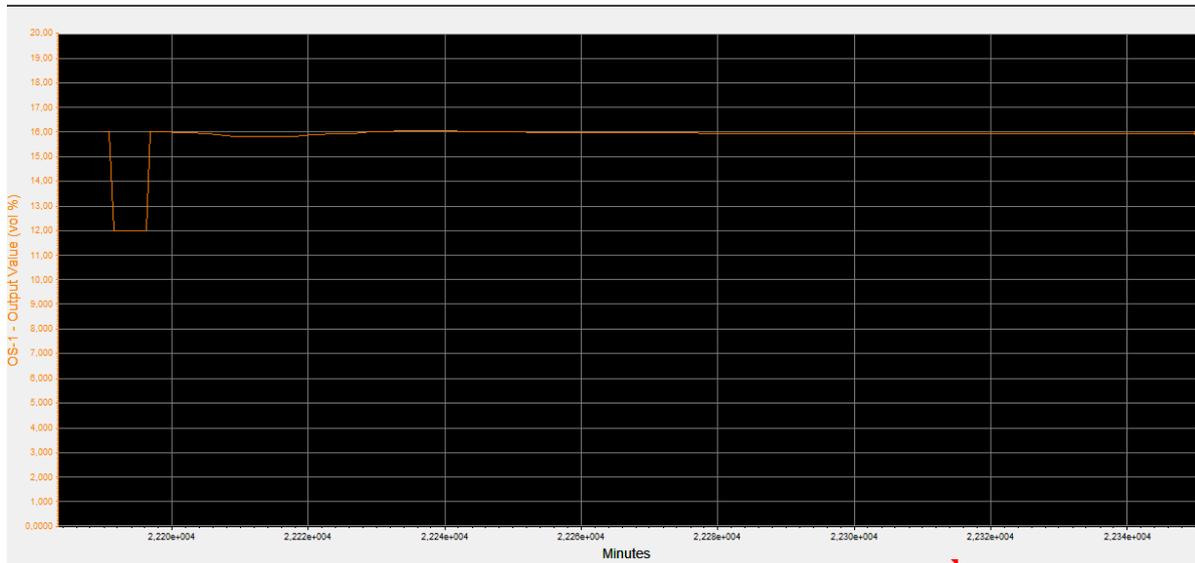
El cálculo de cada uno de los elementos de la matriz es la relación entre la variación de la variable controlada y la variación de la variable manipulada para un controlador cuando el otro se encuentre en manual, y a su vez esa relación se divide por la variación de la variable controlada entre la variación de la variable manipulada para un controlador cuando el otro está en automático.

Las variación de las variables se miden mediante gráficas. Estas gráficas se hallan a través del programa UniSim, realizando un Scripchart al analizador que se encuentra antes de la esfera y que mide la composición que va entra a dicha esfera, al analizador que se encuentra antes del tanque que almacena la nafta estabilizada y a los controladores del nivel de reflujo y de la temperatura de reboiler.

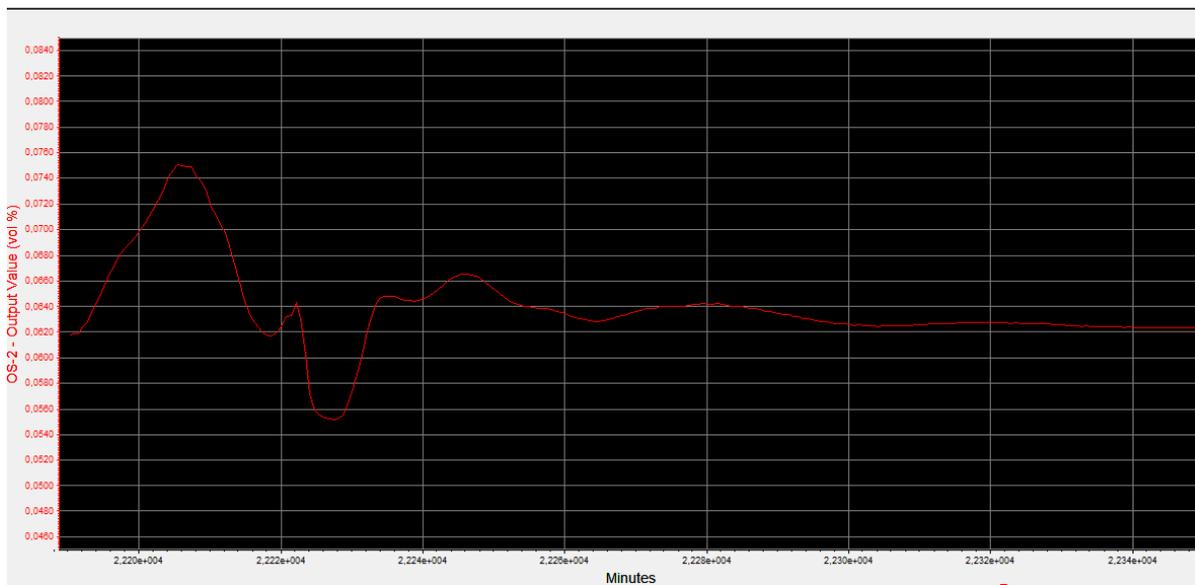
A continuación, se muestran las gráficas de las cuales se han sacado los valores para poder realizar los cálculos para cada uno de los elementos de la matriz de ganancia relativa.

Como se ha mencionado anteriormente sólo será necesario calcular dos elementos de la matriz, que los otros se calculan mediante diferencia sabiendo que la suma de ambos tiene que ser igual a la unidad.

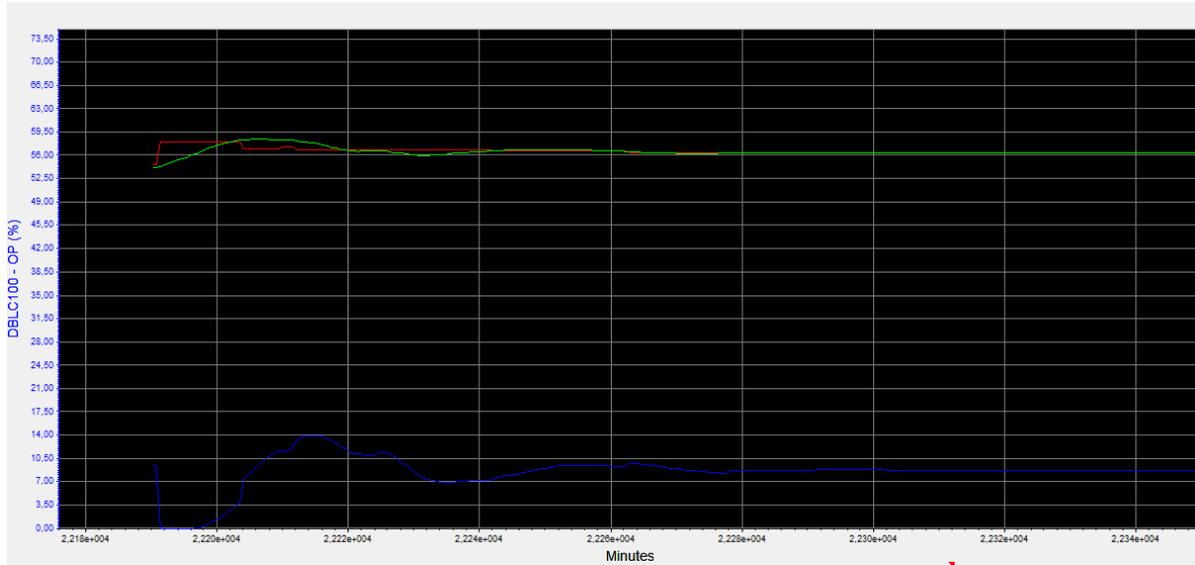
$$\lambda_{11} = \frac{\left(\frac{\Delta c_1}{\Delta m_1}\right)_{c2 \text{ manual}}}{\left(\frac{\Delta c_1}{\Delta m_1}\right)_{c2 \text{ automático}}} = \frac{\left[\frac{(16 - 11,976)}{(9,562 - 0)}\right]}{\left[\frac{(16,011 - 15,946)}{(8,812 - 8,691)}\right]} = 0,783$$



Gráfica 7: Analizador de cabeza



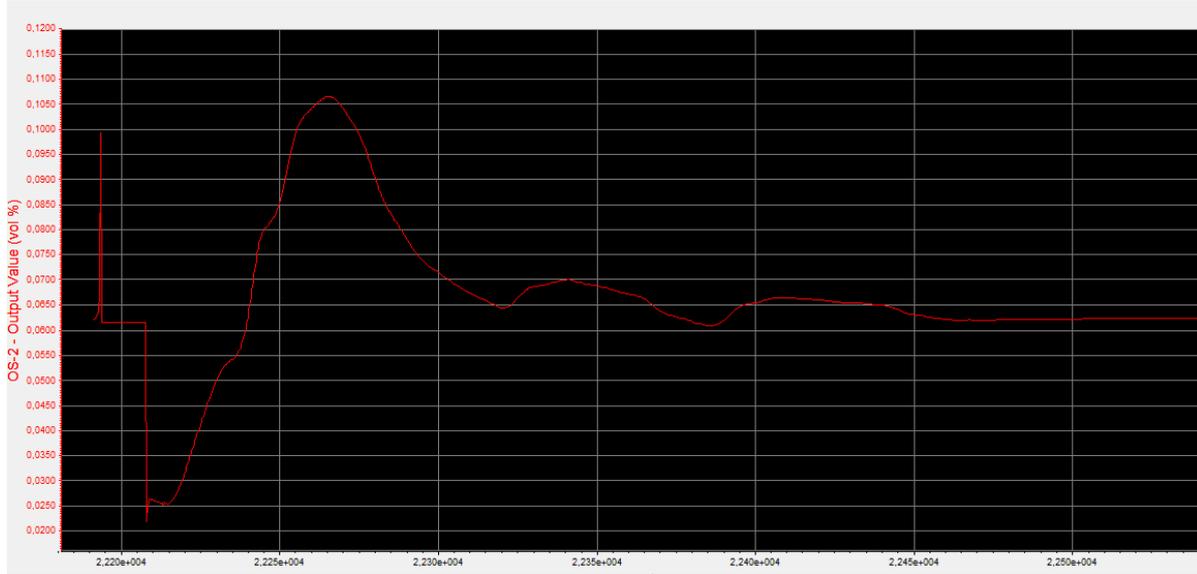
Gráfica 8: Analizador de fondo



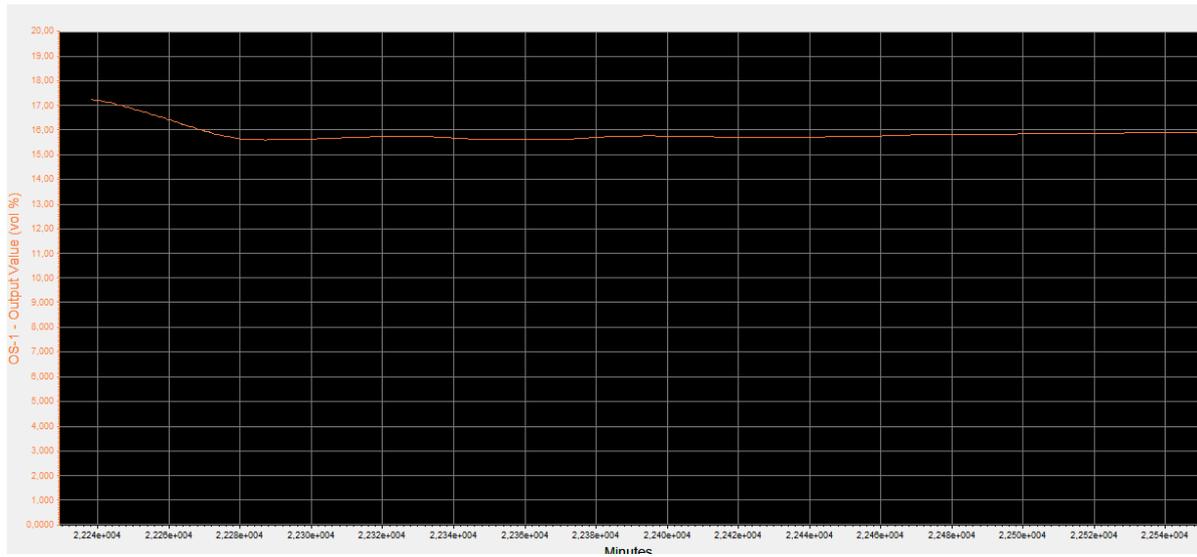
Gráfica 9: Salida controlador de reflujos

$$\lambda_{12} = 1 - \lambda_{11} = 1 - 0,783 = 0,217$$

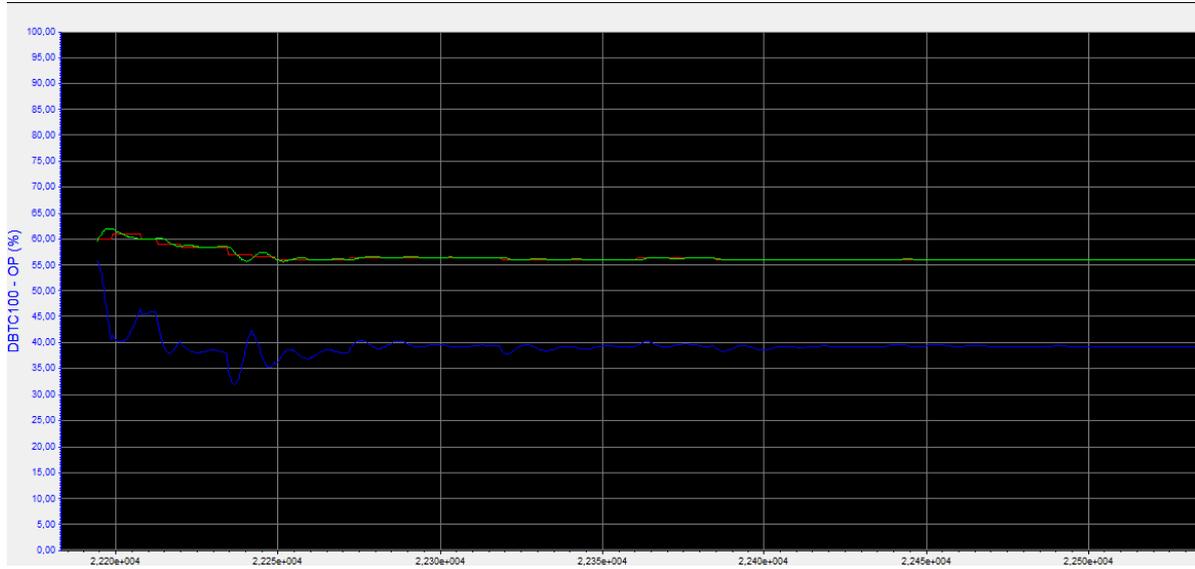
$$\lambda_{22} = \frac{\left(\frac{\Delta c_2}{\Delta m_2}\right)_{c1 \text{ manual}}}{\left(\frac{\Delta c_2}{\Delta m_2}\right)_{c1 \text{ automático}}} = \frac{\left[\frac{(0,100 - 0,062)}{(55,603 - 45,419)}\right]}{\left[\frac{(0,065 - 0,062)}{(39,329 - 38,644)}\right]} = 0,861$$



Gráfica 10: Analizador de fondo



Gráfica 11: Analizador de cabeza



Gráfica 12: Controlador de temperatura de reboiler

$$\lambda_{21} = 1 - \lambda_{22} = 1 - 0,861 = 0,139$$

Por tanto, la matriz de ganancia que da la siguiente manera:

$$\lambda = \begin{bmatrix} 0,783 & 0,217 \\ 0,139 & 0,861 \end{bmatrix}$$

Donde los lazos de menor interacción serán λ_{11} y λ_{22} .

11 Conclusiones

1. Se ha llegado a la conclusión de que para la sintonización de los controladores de la planta el método para hacerlo es el método de ajuste Lambda, ya que este te permite suponer uno de los valores para calcular la ganancia del sistema, el parámetro λ . Esta es una ventaja frente a los otros métodos ya que ninguno de los otros explicados en este proyecto, método Ziegler-Nichols y Cohen Coon, no tienen ningún parámetro que se pueda ajustar a través de una suposición.

Este método también es el mejor de los tres debido a que su afinación es más robusta, es implícito que los lazos de control serán estables pese a que las características del proceso sufran cambios drásticos, y que absorben mejor las perturbaciones y dejan pasar menos al resto del proceso.

2. A través del cálculo de la matriz de ganancia relativa se llega a la conclusión de que los lazos que menor interacción tienen son; los formados por la composición de n-pentano que en la cabeza de la torre (variable controlada c_1) y el nivel de reflujo (variable manipulada m_1) y por la composición de n-butano que hay en el fondo (variable controlada c_2) y la temperatura del reboiler (variable manipulada m_2), por esto es el par que se elige.

$$\lambda = \begin{bmatrix} 0,783 & 0,217 \\ 0,139 & 0,861 \end{bmatrix}$$

Como se ha explicado anteriormente la suma de las filas y las columnas han de ser iguales a la unidad. Pero para este caso la suma de las columnas no es exactamente igual a 1, esto puede ser debido a errores a la hora de medir las variaciones de las variables y también ha que la matriz de ganancia relativa se calcula con la planta en modo dinámico, ya que por lo general se suele calcular dicha matriz en estático para facilitar los cálculos.

Lo realizado en este trabajo tanto el ajuste de los controladores que componen la planta como el cálculo de la matriz de ganancia relativa ha servido para conseguir un rendimiento óptimo de la simulación de la planta.

3. Y por último decir, que hoy en día es una ventaja poder disponer de herramientas como son los programas de simulación, ya que gracias a ellos se pueden llevar a cabo distintos test de planta y así poder ver con antelación si los objetivos propuestos al principio de un proyecto serán viables o si se desea realizar alguna modificación en una planta ya existente también serian viable tanto después un punto de vista económico como para un mayor aumento de la productividad y sin dejar a un lado el ser responsable con el medio ambiente.

10. Conclusions

1. It has been concluded that for the tuning of the controllers of the plant the method to do this is the Lambda adjustment method, since this allows you to suppose one of the values to calculate the system gain, the parameter λ . This is an advantage over the other methods since none of the others explained in this project, Ziegler-Nichols and Cohen Coon method, do not have any parameters that can be adjusted through an assumption.

This method is also the best of the three because its tuning is more robust, it implies that the control loops will be stable despite the fact that the characteristics of the process undergo drastic changes, and that they absorb disturbances better and let less to the rest of the process.

2. Through the calculation of the relative gain matrix, it is concluded that the loops with the least interaction are; those formed by the composition of n-pentane in the head of the tower (controlled variable c1) and the reflux level (manipulated variable m1) and by the composition of n-butane in the bottom (controlled variable c2) and the temperature of the reboiler (manipulated variable m2), this is the pair that is chosen.

$$\lambda = \begin{bmatrix} 0,783 & 0,217 \\ 0,139 & 0,861 \end{bmatrix}$$

As explained above, the sum of the rows and the columns must be equal to the unit. But for this case the sum of the columns is not exactly equal to 1, this can be due to errors when measuring the variations of the variables and that the relative gain matrix is calculated with the plant in dynamic mode, since usually this matrix is usually calculated in static to facilitate calculations.

What has been done in this work, both the adjustment of the controllers that compose the plant and the calculation of the relative gain matrix, has served to achieve an optimum performance of the simulation of the plant.

3. And finally, to say that nowadays it is an advantage to have tools such as simulation programs, because thanks to them you can carry out different plant tests and thus be able to see in advance if the objectives proposed at the beginning of A project will be viable or if you want to make a change to an existing plant, it would also be viable both after an economic point of view and for a greater increase in productivity and without leaving aside being responsible with the environment.

11 Referencias

OLLERO DE CASTRO Y FERNÁNDEZ CAMACHO:” INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL DE PLANTAS QUÍMICAS”. UNIVERSIDAD DE SEVILLA. EDITORIAL SÍNTESIS S.A.

F.G. SHINSKEY. (1977): “DISTILLATION CONTROL FOR PRODUCTIVITY ENERGY CONSERVATION”. ESTADOS UNIDOS DE AMÉRICA. EDITORIAL MCGRAW-HILL

[HTTPS://SITES.GOOGLE.COM/SITE/PICUINO/ZIEGLER-NICHOLS](https://sites.google.com/site/picuino/ziegler-nichols)

[HTTPS://ES.WIKIPEDIA.ORG/WIKI/CONTROLADOR_PID#AJUSTE_DE_PAR%C3%A1METROS_DEL_PID](https://es.wikipedia.org/wiki/Controlador_PID#Ajuste_de_par%C3%A1metros_del_PID)

[HTTPS://WWW.PICUINO.COM/ES/ARDUPROG/CONTROL-ZIEGLER-NICHOLS.HTML](https://www.picuino.com/es/arduprog/control-ziegler-nichols.html)

[HTTPS://SITES.GOOGLE.COM/SITE/03FMEAUTOMATISMOS/HOME/TIPOS-CONTROL](https://sites.google.com/site/03fmeautomatismos/home/tipos-control)

[HTTPS://WWW.FING.EDU.UY/IQ/CURSOS/DCP/TEORICO/19_CONTROL_MIMO.PDF](https://www.fing.edu.uy/iq/cursos/dcp/teorico/19_control_mimo.pdf)

[HTTP://BLOG.OPTICONTROLS.COM/ARCHIVES/260](http://blog.opticontrols.com/archives/260)

[HTTPS://WWW.PICUINO.COM/ES/ARDUPROG/CONTROL-PID.HTML](https://www.picuino.com/es/arduprog/control-pid.html)