



Escuela de
Ingeniería y Arquitectura
Universidad Zaragoza

SIMULACIÓN Y CONTROL DE UNA PLANTA PARA LA PRODUCCIÓN DE DIMETIL ÉTER

Autor: Abel Chiné Hidalgo

Director: Alberto Gonzalo

Especialidad: Química Industrial

Convocatoria: Junio 2012

AGRADECIMIENTOS:

En primer lugar, me gustaría agradecer a todas aquellas personas que han hecho posible la realización de este proyecto.

A mi tutor, Alberto Gonzalo, por la guía y ayuda durante la realización del mismo.

A mi familia, por su apoyo a lo largo de toda la carrera.

A mis compañeros y amigos de la EUITIZ, por todos los buenos momentos que hemos compartido durante estos años de carrera.

Y por último, a todos los profesores que me han enseñado a comprender los conocimientos necesarios para formarme como ingeniero.

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS	6
2. ANTECEDENTES.....	7
2.1 CONTROL DE PROCESOS QUÍMICOS	7
2.2 VARIABLES DE CONTROL	7
2.3 INSTRUMENTOS DE CONTROL	7
2.4 MODOS DE CONTROL	8
2.5 ECUACIÓN DEL CONTROLADOR FEEDBACK	11
2.5.1 ESTUDIO DE LOS PARÁMETROS	12
2.6 CONTROL PID.....	12
2.6.1 CONTROL P	13
2.6.2 CONTROL PI.....	14
2.6.3 CONTROL PID	15
2.7 EMPAREJAMIENTO DE VARIABLES	16
2.7.1 MÉTODO RGA.....	17
3. MEMORIA	21
3.1 PLANTA CON COMPUESTOS GENÉRICOS	21
3.1.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA	21
3.1.2 EMPAREJAMIENTO DE VARIABLES	23
3.1.3 REACTOR	26
3.1.4 UNIDAD FLASH.....	32
3.1.5 TANQUE DE RECIRCULACIÓN	35
3.1.6 EMPAREJAMIENTO DEL RESTO DE VARIABLES	37
3.1.7 MATRIZ 'K'	39
3.1.8 LAZOS DE CONTROL.....	44
3.1.8.1 LAZO DE CONTROL W1/W4.....	45

3.1.8.2 LAZO DE CONTROL $W2/X_D$ (CONCENTRACIÓN DE INERTE) ...	48
3.1.8.3 LAZO DE CONTROL $W8/X_{4A}$	51
3.2 PLANTA PARA LA PRODUCCIÓN DE DIMETIL ÉTER.....	54
3.2.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA Y DEL PROCESO.....	54
3.2.2 VARIABLES MANIPULADAS Y VARIABLES CONTROLADAS	55
3.2.3 EMPAREJAMIENTOS DE LAS VARIABLES	57
3.2.4 ECUACIONES DE LA PLANTA	60
3.2.5 LAZOS DE CONTROL	65
3.2.6 SIMULACIÓN DE LA PLANTA.....	73
4. ANEXOS.....	80
4.1.FUNCIÓN Y SCRIPT DE LA PLANTA CON COMPUESTOS GENÉRICOS	80
4.1.1 FUNCIÓN	80
4.1.2 SCRIPT.....	81
4.2 FUNCIÓN Y SCRIPT DE LA PLANTA SIN COMPUESTOS REALES CON EL LAZO $W1/W4$	82
4.2.1 FUNCIÓN	82
4.2.2 SCRIPT.....	84
4.3 FUNCIÓN Y SCRIPT DE LA PLANTA SIN COMPUESTOS REALES CON EL LAZO $W2/X_D$	85
4.3.1 FUNCIÓN	85
4.3.2 SCRIPT.....	87
4.4 FUNCIÓN Y SCRIPT DE LA PLANTA SIN COMPUESTOS REALES CON EL LAZO $W8/X_{4A}$	88
4.4.1 FUNCIÓN	88
4.4.2 SCRIPT.....	90
4.5 FUNCIÓN Y SCRIPT DE LA PLANTA CON COMPUESTOS REALES, LAZOS DE NIVEL, PRESIÓN Y PRODUCCIÓN	91
4.5.1 FUNCIÓN	91

4.5.2 SCRIPT.....	95
5. BIBLIOGRAFÍA	96

1. INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

El objetivo de este proyecto es la simulación con el programa Matlab de una planta para la producción de Dimetil Éter, realizando la selección de los lazos de control correctos, que permitan mantener las variables controladas en los valores seleccionados como puntos de consigna. Para ello, en primer lugar se determinan los emparejamientos de una planta con compuestos genéricos y seguidamente se realizan la simulación de la planta con compuestos reales.

La primera planta es un ejemplo sacado del libro *“Process Dynamics and Control”*. Seborg y Thomas, del cual se ha obtenido la siguiente información: equipos que forman la planta, el valor de constantes y los valores en el estado estacionario de las corrientes. A partir de estos datos, se ha reproducido la planta, es decir, se ha simulado la planta en Matlab y se han elegido los emparejamientos correctos. Y por último, se han simulado tres lazos de control de manera individual.

La segunda planta corresponde a una planta de producción de Dimetil Éter. Para la simulación de esta planta se ha obtenido información sobre: equipos que forman la planta, compuestos químicos que participan, cinética de la reacción y caudal de producción. Debido a que no se dispone del caudal en estado estacionario de todas las corrientes de la planta, antes de pasar a su simulación en Matlab, se reprodujo la planta utilizando el software Aspen Hysys ®, con objetivo de conocer los caudales en estado estacionario de las diferentes corrientes que conforman la planta. Una vez definida toda la planta se realizó la simulación en Matlab, escogiendo los emparejamientos adecuados y unos parámetros correctos de los distintos controladores.

2. ANTECEDENTES

2.1 CONTROL DE PROCESOS QUÍMICOS

El control de procesos químicos tiene como objetivo mantener una variable o varias variables (variables controladas) dentro de unos valores. Para ello, por medio de equipos (elementos finales de control), se modifica una variable (variable manipulada) que interacciona con la variable controlada y la modifica. Al conjunto de aparatos que lo forman se le llama lazo de control.

2.2 VARIABLES DE CONTROL

Las variables que forman parte de un lazo de control son las siguientes:

Variable controlada (VC): Es la variable que quiere regularse mediante el sistema de control.

Variable medida (VMe): Variable que mide el sensor. Es la variable de la cual obtenemos la información para realizar el control. En el caso del control “feedback” que es el más habitual, esta variable es la misma que la variable controlada.

Punto de consigna (setpoint, SP): Es el valor deseado para la variable controlada.

Variable manipulada (VMa): Variable sobre la que ejerce su acción el elemento final de control.

Variable perturbación (VP, P): Son aquellas variables que puede afectar al valor de la variable controlada, siendo independiente de la misma. Una variación de éstas exige una actuación del sistema de control.

2.3 INSTRUMENTOS DE CONTROL

Los principales instrumentos que forman parte de un lazo de control son los siguientes:

Sensor: Es una parte del sistema de control que se encarga en la medición de las variables.

Controlador: Es la parte del equipo encargada de la comparación entre la variable medida y la consigna, y de la computación de la respuesta.

Elemento final de control: Ejerce la acción que va a influir sobre el proceso. Recibe la señal directamente del controlador y realiza alguna acción del sistema.

Transductores y transmisores: Se encargan de transformar la señal para que sea comprendida por los distintos elementos que conforman el lazo de control.

Líneas eléctricas y neumáticas: Transportan la información necesaria para el control desde unos puntos hasta otros.

2.4 MODOS DE CONTROL

Existen varias formas de controlar. Dependiendo de la variable o variables medidas, los conocimientos que se tengan del sistema y el tipo de control que se quiera ejecutar es mejor utilizar un tipo u otro.

Control feedback: Es el tipo de control más utilizado, el cual se caracteriza porque la variable medida es la variable controlada. La comparación de la variable medida con el punto de consigna produce un error, en función del error existe un algoritmo (ecuación del controlador) que decide como actuar. Finalmente, hay una actuación sobre el elemento final de control.

En este tipo de control no es necesario tener una gran información sobre el sistema ni conocer de dónde vienen las perturbaciones, solamente el sentido del ajuste. En todo caso, no es aconsejable su utilización cuando las perturbaciones son muy grandes o rápidas ni tampoco cuando las perturbaciones muestran un gran retraso (tiempo muerto).

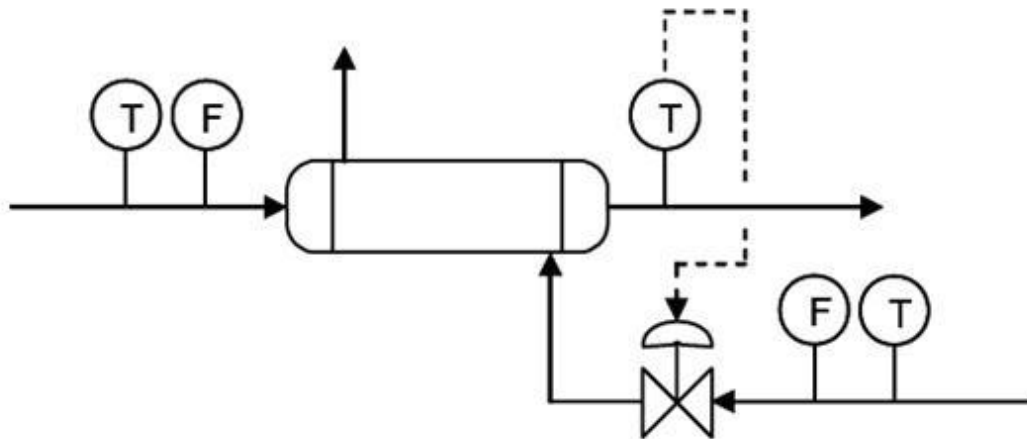


Figura 2.1. Ejemplo de un control feedback.

En la figura 2.1 se puede observar un ejemplo de control feedback. Cuya variable controlada es la temperatura de salida de la corriente horizontal, y la variable manipulada es el caudal de la corriente vertical.

Control feedforward: Este control no espera a que se produzca un error, sino que actúa directamente sobre la variable manipulada en cuanto ocurre alguna perturbación. Para realizar este tipo de control se tiene que conocer el comportamiento del proceso: cómo afecta esa perturbación al sistema. Por lo tanto, lo que se mide es la perturbación y el lazo actúa antes de que se produzca un error (no se mide la variable controlada dentro del lazo de control).

La ventaja que produce este tipo de control es que no existe error, y no es necesario monitorizar la variable controlada (aunque si recomendable). Como desventajas, se puede comentar que es complejo realizar los cálculos y que cada controlador es específico para cada lazo de control feedforward.

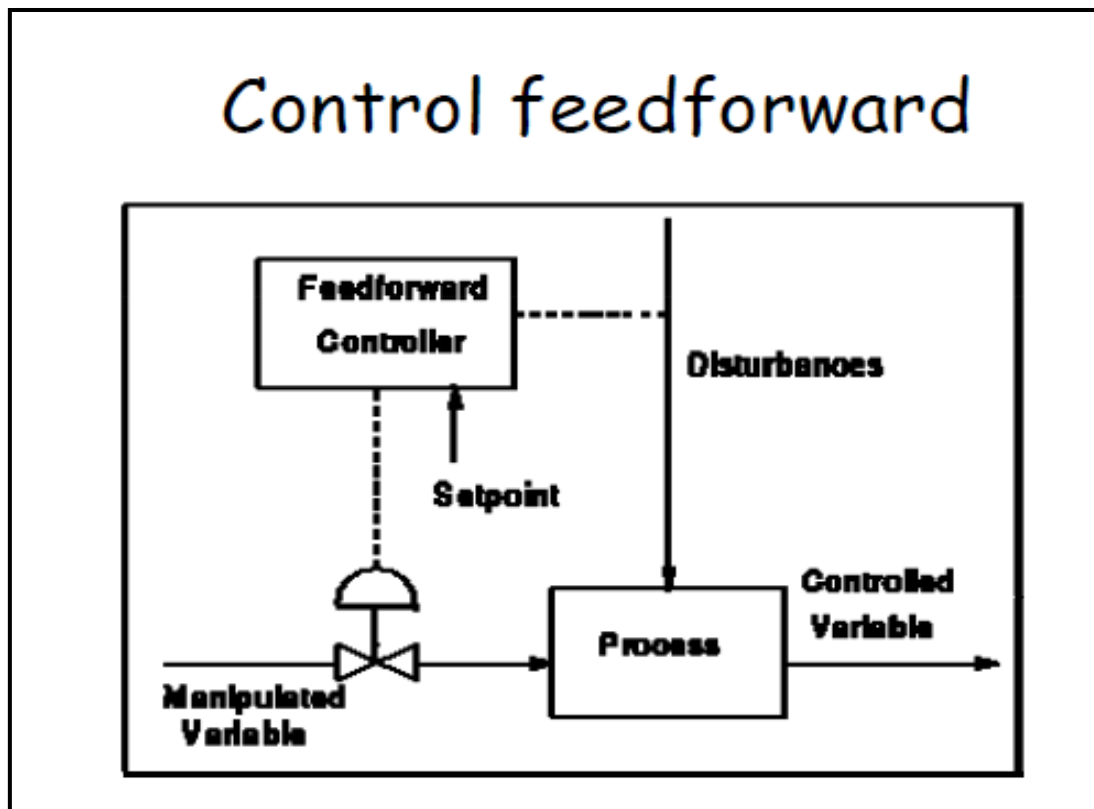


Figura 2.2. Ejemplo de control feedforward.

Control en cascada: Existe una variable manipulada pero más de una variable medida, y existen dos lazos de control. Al primerio se le llama lazo de control externo o primario, mide la variable controlada, y esta información se envía a un controlador primario, que a su vez, da una salida que se utilizará como consigna en el lazo interno. El otro es el lazo interno o secundario, el cual mide una segunda variable (perturbación) que afecta a la variable controlada y la envía al segundo controlador. Este controlador con esta segunda variable medida y la consigna (enviada por el lazo externo o primario) nos calcula una salida que manda la información al elemento final de control para que modifique la variable manipulada.

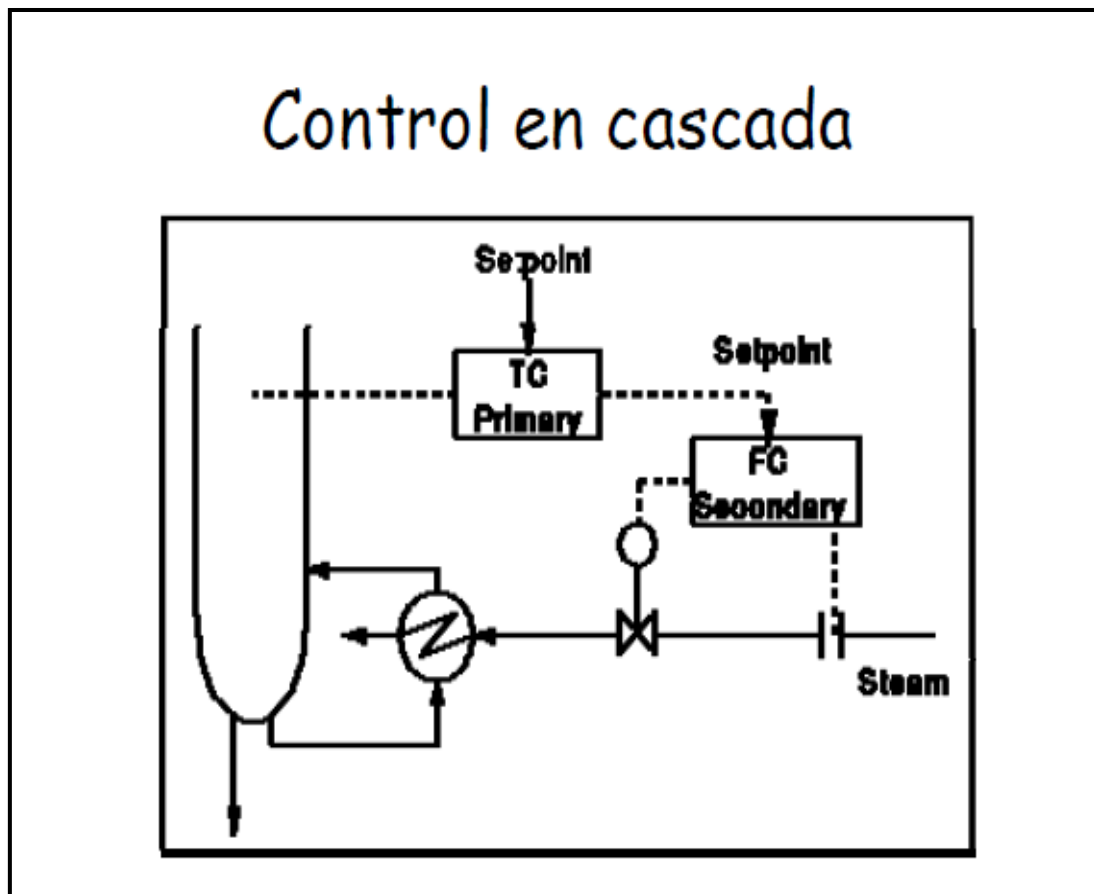


Figura 2.3. Ejemplo de control en cascada.

2.5 ECUACIÓN DEL CONTROLADOR FEEDBACK

Todos los controladores de tipo PID utilizan la misma ecuación, la cual está compuesta por tres partes diferenciadas (proporcional, integral y derivativa), además del valor en el estado estacionario que siempre aparece.

$$U = U_o + K_c \cdot e(t) + \frac{K_c}{\tau_i} \int e(t) \cdot dt + K_c \cdot \tau_d \frac{de(t)}{dt} \quad \text{(Ecuación 2.1)}$$

La ecuación del controlador sólo tiene sentido físico para valores entre [0,100], ya que U es el porcentaje de apertura de la válvula que regula la variable manipulada.

El error (e) que aparece en la ecuación del controlador, es la diferencia entre el valor asignado como punto de consigna y el valor de la variable controlada en ese momento.

$$e(t) = y_{sp} - y(t)$$

(Ecuación 2.2)

2.5.1 ESTUDIO DE LOS PARÁMETROS

Unos buenos parámetros de control son aquellos que nos mantienen en todo momento las variables controladas en su punto de consigna, y que ante un cambio en las condiciones del sistema consiguen volver al valor deseado de la variable de una manera rápida y no oscilatoria, por lo que la elección correcta de los valores de los parámetros de control es parte fundamental del proceso para mantener las variables controladas en el punto de consigna.

-La constante U_0 nos indica el valor de apertura de la válvula si no existiera ningún tipo de error. Este valor se puede obtener a partir del balance (que será de materia o de energía dependiendo de la naturaleza del lazo de control) en el estado estacionario.

- K_c que es la ganancia del controlador, tiene unidades de % de apertura / unidades del error.

- τ_i es el tiempo integral, tiene unidades de tiempo.

- τ_d es el tiempo derivativo, tiene unidades de tiempo.

2.6 CONTROL PID

Como se ha comentado anteriormente la ecuación que se utiliza en los controladores PID tiene tres partes muy diferenciadas.

El término proporcional computa una acción de control basada únicamente en el valor del error en ese momento y el K_c que hayamos seleccionado.

$$\text{término proporcional} = K_c \cdot e(t)$$

(Ecuación 2.3)

El término integral continuamente suma el error en el tiempo. Si el error es siempre positivo, continua creciendo. Así este término aumenta su importancia cuando el error positivo o negativo persiste.

$$\text{término integral} = \frac{K_c}{\tau_i} \cdot \int e(t) \cdot dt$$

(Ecuación 2.4)

El término derivativo depende de la pendiente o velocidad de cambio del error, así su influencia crece cuando el error cambia rápidamente.

$$\text{término derivativo} = K_c \cdot \tau_d \cdot \frac{de(t)}{dt} \quad \text{(Ecuación 2.5)}$$

Existen varios tipos de control, es decir, no es necesario que existan los tres términos. Dependiendo del tipo de control que se seleccione, el comportamiento de la variable controlada ante una perturbación o un cambio de consigna es diferente. Existen básicamente tres tipos de control: control P, control PI y control PID.

2.6.1 CONTROL P

La ecuación del control P está formada por el término proporcional y el término del estado estacionario.

$$U = U_o + K_c \cdot e(t) \quad \text{(Ecuación 2.6)}$$

El único parámetro que existe es la ganancia del controlador, que indica la velocidad del control para responder a los errores (sensibilidad).

Muy importante es el signo de K_c . La ganancia del controlador siempre tiene el mismo signo que la ganancia del proceso.

En muchos controladores en lugar del K_c se utiliza la banda proporcional (BP), que es el porcentaje de variable controlada que produce un cambio del 100% en la salida del controlador o en la variable manipulada. Para utilizarlo tanto la variable medida como la manipulada deben ir expresadas en porcentaje.

$$BP = \frac{100}{K_c} \quad \text{(Ecuación 2.7)}$$

La mayor desventaja que nos presenta este tipo de control es que ante cambios que se produzcan en el sistema, como cambios en los puntos de consigna o perturbaciones, no se estabiliza en el valor exacto del punto de consigna. Que se sitúe más cerca o más lejos de ese punto dependerá del valor del K_c . A esta permanencia en el tiempo del error se le denomina “Offset”.

Cuanto mayor es el valor de K_c , menor es el offset y más inestable es el control.

Por ello, para sistemas en lo que es necesario que la variable controlada se mantenga en el punto de consigna, es necesario llevar a cabo algún tipo de control diferente del proporcional.

2.6.2 CONTROL PI

La ecuación del control PI añade a la ecuación utilizada en el control P el término integral.

$$U = U_o + K_c \cdot e(t) + \frac{K_c}{\tau_i} \cdot \int e(t) \cdot dt \quad \text{(Ecuación 2.8)}$$

Realizando un control PI se calcula el porcentaje de apertura del elemento final de control a partir de dos parámetros de sintonización (ganancia del controlador y tiempo integral).

El término integral del control PI considera la historia del error, sumando cuanto se ha alejado la variable de proceso de la consigna a lo largo del tiempo. Incluso si el error es pequeño, si persiste, la suma total crecerá a lo largo del tiempo y el término integral seguirá creciendo.

En algunos casos se puede llegar a establecer un período de tiempo fijo en el cual se realice la integral del error, es decir, calcular la historia del error desde un período de tiempo antes del momento en el que nos encontremos hasta el momento actual, estableciendo ese período de tiempo como constante durante todo el proceso. Limitar la integral de esta manera se conoce como: *antireset windup*. Es muy utilizado en procesos que el término integral tiene la capacidad de acumular valores muy grandes, y perjudica a la hora de realizar el control.

Los parámetros de control deben establecerse para caso en concreto. Para procesos parecidos, en condiciones similares los tipos de control pueden ser muy diferentes.

El término integral es el único capaz de eliminar el “offset”. Esto se debe a que mientras exista un error, el término integral crecerá, cambiando la salida del controlador. Cuando se alcance la consigna, la componente integral tendrá un valor residual que sumado a U_o crea un nuevo valor de salida, correspondiente al nuevo nivel de operación. Por lo

que es muy adecuado cuando nuestro lazo de control deba mantener la variable controlada en un valor exacto.

Las desventajas que produce utilizar un controlador que en su ecuación aparezcan estos dos términos, es que tendremos que buscar los valores de los dos parámetros que interactúan. Además el término integral incrementa el comportamiento oscilatorio del sistema.

2.6.3 CONTROL PID

La ecuación utilizada en los controladores PID es la ecuación completa, es decir, con los tres términos (proporcional, integral y derivativo).

$$U = U_o + K_c \cdot e(t) + \frac{K_c}{\tau_i} \cdot \int e(t) \cdot dt + K_c \cdot \tau_d \frac{de(t)}{dt} \quad \textbf{(Ecuación 2.9)}$$

Este tipo de control incluye todos los términos de la ecuación del controlador PID. Como se ha explicado anteriormente, el término derivativo tiene en cuenta la pendiente o velocidad de cambio del error, es decir, que hace referencia a lo que va a ocurrir, al punto al que nos dirigimos. Por lo tanto, la acción derivativa no considera la posición con respecto la consigna, sino que tiene en cuenta si la variable disminuye o aumenta y la velocidad de cambio ante una subida o bajada.

Usando los tres términos se puede:

- Responder rápidamente a la mayor parte de las perturbaciones (τ_d);
- Mantener el proceso en el valor de la consigna (K_c).
- Eliminar el offset (τ_i).

La ventaja más clara de un control PID, es que reduce el tiempo de respuesta en procesos lentos. En cambio, la gran desventaja que tiene, por la que se decide prescindir de este término en muchas ocasiones, es que amplifica el ruido de fondo. Esto significa que si el lazo de control se sitúa en valores muy cercanos al de la consigna, pero no exactamente el valor tanto por encima como por debajo al punto de consigna, y va oscilando sobre ellos (son puntos muy cercanos entre sí), entonces la pendiente cambia siempre y como el término derivativo depende de la pendiente del error, el control se

vuelve inestable. Así, normalmente este término diferencial se suele omitir o poner con un valor muy pequeño.

2.7 EMPAREJAMIENTO DE VARIABLES

Para conseguir los emparejamientos de las variables se sigue una serie de reglas heurísticas (derivadas de la experiencia), que nos ayudan a seleccionar la variable manipulada que interactúa con cada variable controlada. En algunos casos, no es claro qué variable manipulada interacciona con cada variable controlada, por lo que se tiene que seleccionar mediante métodos matemáticos.

Para establecer los lazos de control, el primer paso será contar y reconocer el número de corrientes independientes que tenemos en el proceso en cuestión, ya que con ello se conoce el número máximo de variables que se pueden controlar.

En segundo lugar, se tendrá que conocer bien el sistema industrial del que se procede a emparejar sus variables, ya que se tiene que elegir que variables se tienen que controlar. En muchos casos, estas variables se eligen por medidas de seguridad. Otras se eligen en función de los objetivos que tiene la planta. Como se ha comentado, existen una serie de reglas heurísticas que nos pueden ayudar a la hora de elegir estas variables controladas. Algunos enunciados de estas reglas son los siguientes:

- Todas las variables que no se auto-regulen deben ser controladas (sistemas capacitivos puros).
- Se suele controlar la temperatura de equipos donde se lleven a cabo reacciones fuertemente exotérmicas o endotérmicas.
- Temperaturas en equipos en que esta sea un factor importante en la separación de componente o en cambios de fase.
- Presión en almacenamiento de gases o vapores.
- Presión en sistemas con cambio de fase líquido-vapor.
- Presión en todos aquellos sistemas en que se puedan alcanzar valores altos y que puedan suponer un riesgo.

-Concentración de impurezas, si estas se pueden retener en la planta debido a la existencia de una corriente de recirculación.

-Producción de la planta.

En tercer lugar, se elegirá con que variable manipulada se formará cada lazo de control. Para ello, se utilizará una serie de reglas heurísticas, para así facilitar el proceso de elección. Los siguientes enunciados representan algunas de estas reglas para el emparejamiento de variables.

-Las temperaturas se controlan con los equipos instalados para ello (intercambiadores, serpentines, mezclas de corrientes), más próximos a la variable que se desea controlar.

-La presión de un gas o vapor se controla con la corriente (en fase gas o vapor) más próxima que tenga una válvula de control.

-Los niveles que no se auto-regulan se controlan adecuadamente con las corrientes líquidas de entrada o salida, preferiblemente si son corrientes únicas.

2.7.1 MÉTODO RGA

Es posible que con estas reglas heurísticas queden variables sin emparejar. Estos emparejamientos se pueden realizar utilizando métodos matemáticos.

Inicialmente, se realizarán los balances de materia en los puntos en los que haya mezcla de corrientes (normalmente en los lugares donde están colocados los equipos). A la hora de realizar estos balances, se pueden realizar las siguientes simplificaciones:

-En el caso que ya se hayan seleccionado los lazos para controlar las presiones y temperaturas, no es necesario hacer balances de energía ni de presión. La temperatura o presión controlada se considera constante.

-En los equipos (tanques, flash...) en los que hay un nivel de líquido, si a través de las reglas heurísticas se ha realizado un emparejamiento de variables para el control, es decir, que está controlado, se le supone un nivel constante a la hora de realizar los balances en estado no estacionario.

Además, es necesario conocer el valor del estado estacionario de todas las variables que componen la planta. Dicho valor de las variables controladas será el estado inicial (valor en las condiciones iniciales). Una vez se haya obtenido el estado inicial se realizará un incremento en todas las variables manipuladas, pero una a una, es decir, se cambiará el valor una variable manipulada y se mantendrán las demás constantes, observándose los nuevos valores alcanzados por las variables controladas que se disponen a emparejar. Este procedimiento se realizará tantas veces como variables manipuladas sin lazo se tenga. Una vez conocidos todos los valores de las variables controladas (en los casos antes explicados), se pasará a realizar la matriz '**K**', en la que el valor de cada celda de dicha matriz será la resta entre el valor final de la variable tras el cambio de una de las variables manipuladas menos el estado estacionario inicial, dividido entre el incremento de la variable manipulada que se haya modificado en ese caso.

$$X_{xy} = \frac{V_{\text{controlada caso}_x} - V_{\text{controlada estado inicial}_x}}{\text{Incremento de la variable manipulada}_y} \quad \text{(Ecuación 2.10)}$$

En la tabla 2.1 se muestra un ejemplo de una matriz '**K**' con tres variables manipuladas que emparejar a tres variables controladas.

Tabla 2.1. Ejemplo de matriz '**K**'.

K	Vma1	Vma2	Vma3
Vc1	X11	X12	X13
Vc2	X21	X22	X23
Vc3	X31	X32	X33

Así, cada columna nos indica el efecto sobre cada variable controlada que produce el cambio de una unidad en la variable manipulada correspondiente.

Una vez obtenida la matriz '**K**' se hace la transpuesta de la inversa de dicha matriz, que se denomina matriz '**H**'.

Una vez calculada la matriz '**H**', se realiza el producto matricial celda por celda de la matriz '**K**' por la matriz '**H**' y se obtiene la matriz '**Λ**'.

$$\Lambda = K \cdot H \quad \text{(Ecuación 1.11)}$$

En la tabla 2.2 se muestra un ejemplo de una matriz ‘ Λ ’ con tres variables manipuladas que emparejar a tres variables controladas.

Tabla 2.2. Ejemplo de matriz ‘ Λ ’.

Λ	Vma1	Vma2	Vma3
Vc1	λ_{11}	λ_{12}	λ_{13}
Vc2	λ_{21}	λ_{22}	λ_{23}
Vc3	λ_{31}	λ_{32}	λ_{33}

Los posibles valores de ‘ λ ’ son los siguientes:

$-\lambda=1$: En cada caso las ganancias del lazo abierto y cerrado entre la variable controlada y la variable manipulada son idénticas. En esta situación ideal, no tiene repercusión sobre este lazo, abrir o cerrar otros lazos, por lo que esta variable controlada debe ser emparejada con dicha variable manipulada [Proyecto fin de carrera, Optimización de una planta de 1-octeno a partir de datos reales del proceso].

$-\lambda=0$: Indica que la variable manipulada no afecta a la controlada. Consecuentemente, esta variable controlada no debe ser emparejada con esta variable manipulada [Proyecto fin de carrera, Optimización de una planta de 1-octeno a partir de datos reales del proceso].

$-0 < \lambda < 1$: Esto significa que la ganancia de lazo cerrado entre la variable controlada y manipulada es mayor que la de lazo abierto. Dentro de ese rango, la interacción se considera como aceptable cuando $\lambda > 0.5$ [Proyecto fin de carrera, Optimización de una planta de 1-octeno a partir de datos reales del proceso].

$-\lambda > 1$: Para esta situación cerrar otros lazos reduce la ganancia entre la variable controlada y la manipulada, lo que indica que los lazos de control interactúan. Cuando λ aumenta, mayor es el grado de interacción. Si es muy grande es imposible de controlar [Proyecto fin de carrera, Optimización de una planta de 1-octeno a partir de datos reales del proceso].

$-\lambda < 0$: Cuando el valor es negativo las ganancias entre los lazos tienen signos diferentes. Esto produce que al cerrar o abrir uno de los lazos tenga un efecto

adverso en el comportamiento del otro lazo, como puede ser oscilación. Por lo que esta variable controlada no puede emparejarse con esta variable manipulada, ya que los lazos interactúan y el sistema puede que se convierta inestable [Proyecto fin de carrera, Optimización de una planta de 1-octeno a partir de datos reales del proceso].

Basándose en estas consideraciones, mediante el análisis RGA, se deben emparejar variables controladas y manipuladas sólo cuando $\lambda \geq 0.5$. Como recomendación, el emparejamiento entre variables, debe corresponder a valores de ganancias lo más cercanas a 1.

3. MEMORIA

3.1 PLANTA CON COMPUESTOS GENÉRICOS

3.1.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA

Como se ha comentado, en el primer apartado, se van a determinar los emparejamientos y a realizar la simulación de una planta con compuestos genéricos.

Esta planta consta de los siguientes equipos: un reactor, dos intercambiadores de calor, una unidad flash y un tanque de recirculación.

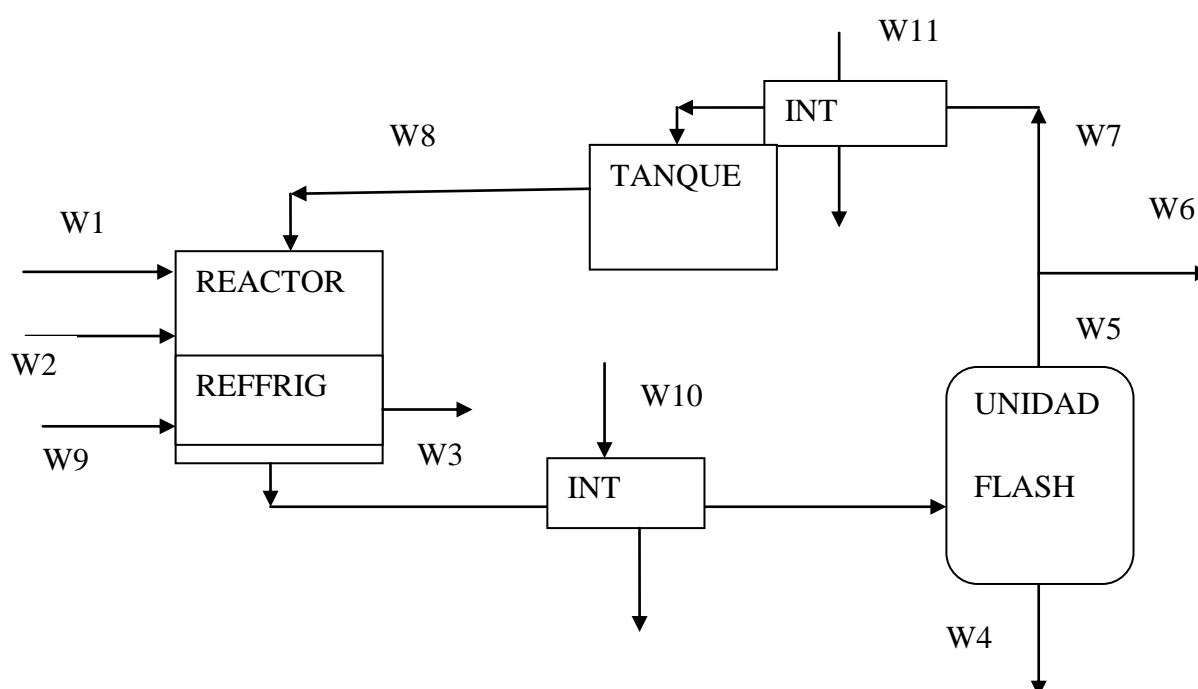
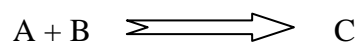


Figura 3.1.- Diagrama de flujo de la planta.

Al reactor llegan tres corrientes, dos de ellas de alimentación (w1 y w2) y una que ha sido recirculada (w8), como se puede apreciar en la figura 3.1. La corriente w1 es en su totalidad compuesto A, y las corrientes w2 y w8 están compuestas por B y D. Del reactor sale una corriente (w3) que se dirige a una unidad flash. Dentro del reactor ocurre una reacción fuertemente exotérmica, por ello existe una corriente de refrigeración (serpentín) dentro del reactor (w9) que tiene como función que la temperatura no llegué a descontrolarse, es decir, que se mantenga dentro de un intervalo de valores. La estequiometría de esta reacción es:



En la línea de corriente w3 se coloca un intercambiador de calor, que aumenta la temperatura de la corriente, para que se pueda conseguir la separación deseada en la unidad flash. La corriente de servicio (vapor) en dicho intercambiador es w10. Del flash salen dos corrientes (w4 y w5), w4 es la corriente en la que se obtiene el producto y w5 es una corriente que se recircula al reactor. La corriente de producto sale en estado líquido y contiene los compuestos A y C. La corriente w5 está en estado gas y los compuestos que la forman son B y D. El compuesto D es un inerte, por lo que es necesario que se realice una purga para que no se acumule dicho compuesto en la planta. La corriente w5 se divide en dos, w6 que será la corriente de purga y w7 que se dirigirá al tanque de recirculación. En la línea de corriente w7 existe además un condensador. Este condensador se utiliza para conseguir enfriar dicha corriente y pasarla a estado líquido, de modo que se pueda almacenar en el tanque de recirculación. La corriente del condensador está numerada como w11. Finalmente, el tanque de recirculación descargará la corriente w8, que entra en el reactor.

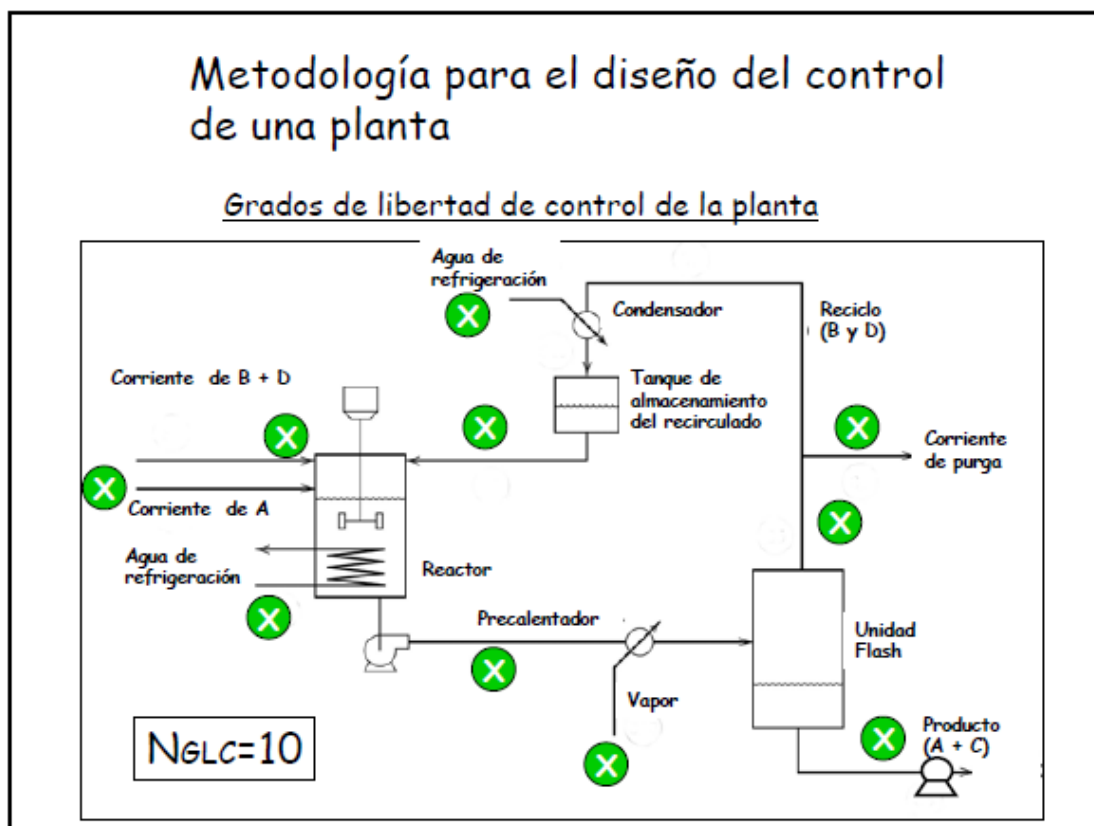


Figura 3.2- Esquema de la planta.

Como se ha comentado, el primer paso para la realización de un esquema de control de la planta consiste en buscar el número de grados de libertad de control. Este número indica la cantidad de variables que, como máximo, podemos controlar. Para ello sólo hace falta contar la cantidad de corrientes independientes que hay en la planta.

$$NGL(\text{números de grados de libertad}) = \text{número de corrientes independientes}$$

Para esta planta el número de grados de libertad de control (N_{GLC}) es 10, lo que significa que se puede controlar un máximo de 10 variables. Dichas variables se controlarán utilizando como variables manipuladas las 10 corrientes independientes disponibles en la planta que se muestran en la figura 3.2:

- Corriente de compuesto A (w_1).
- Corriente de compuesto B y D (w_2).
- Corriente de salida del reactor (w_3).
- Corriente de producto (w_4).
- Corriente de purga (w_6).
- Corriente que se recircula (w_7).
- Corriente que sale del tanque de recirculación (w_8).
- Corriente de refrigeración del reactor (w_9).
- Corriente de vapor de la corriente que sale del reactor (w_{10})
- Corriente de agua de refrigeración de la línea que se dirige al tanque de recirculación (w_{11}).

3.1.2 EMPAREJAMIENTO DE VARIABLES

Una vez elegidas las variables manipuladas se tienen que elegir que variables interesa controlar, y con qué variable manipulada se controla cada una de ellas, ya que no todas las variables manipuladas interactúan con todas las variables controladas.

Las variables que se eligen controlar son:

-Temperatura del tanque, debido a que controla la conversión de la reacción, y además como la reacción es exotérmica se debe controlar para no tener problemas de seguridad (reglas heurísticas). Por su parte, como variable manipulada, para el control de esta temperatura se elige w_9 , según la regla comentada en el punto 2.7 del proyecto, ya que es la corriente del refrigerador situado en el reactor.

-Temperatura de la corriente w_3 . Es necesario realizar un control de temperatura para poder conseguir una separación flash óptima. Por lo que esta temperatura se controla con la variable manipulada w_{10} , según la regla comentada en el punto 2.7 del proyecto, que es la corriente de vapor del intercambiador.

-Temperatura de la corriente w_{11} , ya que esta es una corriente que se encuentra en estado gas y se debe controlar la temperatura, para asegurar las condiciones de condensación, para que sea posible almacenarla en el tanque de recirculación. Esta temperatura se controlará con w_{11} , según la regla comentada en el punto 2.7 del proyecto, que es la corriente de agua de refrigeración del intercambiador.

-El nivel del reactor, ya que es un nivel que no se auto-regula. Aunque el nivel se podría llegar a controlar con cualquier corriente que entra o sale, se decide realizar con w_3 , porque es mejor controlarlo con corrientes únicas según la regla comentada en el punto 2.7 del proyecto.

-La presión de la unidad flash, porque conseguir una buena separación en una unidad flash depende de la presión, para ello se controla con la corriente en fase gaseosa o vapor más cercana al equipo, según la regla comentada en el punto 2.7 del proyecto, que en este caso es w_5 .

-El nivel de la unidad flash, ya que igual que en el caso del reactor, se trata de un nivel que no se auto-regula. Se controlará con la corriente w_4 , ya que es la única que queda que interactúa con el nivel de la unidad flash (ya que w_3 se utiliza para controlar el nivel del reactor).

Estas 6 variables tienen que ser controladas. Para las 4 variables restantes se elegirán aquellas que den información sobre la producción de la planta o sean necesarias para el conocimiento del funcionamiento de la misma. Las otras variables seleccionadas han sido:

- El caudal de corriente w4, ya que da información sobre la producción de la planta.
- La fracción másica del compuesto C en la corriente w4, porque indica la calidad del producto que se obtiene.
- La fracción másica del compuesto D de la corriente de recirculación w8, ya que da información sobre la cantidad de inerte que se recircula.
- Y el nivel del tanque de recirculación. Aunque no es necesario controlar un nivel de un tanque que descarga por gravedad, se elige porque sobra un grado de libertad que se decide utilizar para controlar el nivel del tanque de recirculación.

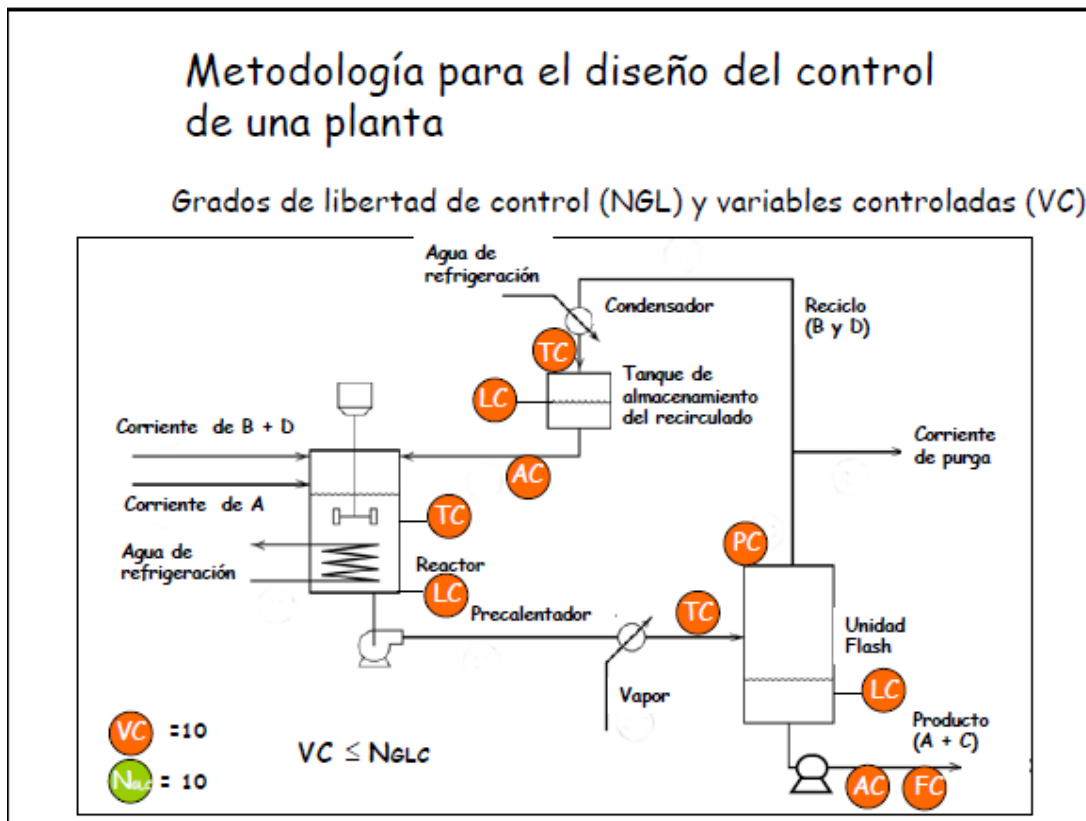


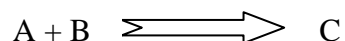
Figura 3.3. Variables controladas.

Una vez determinadas las variables que se van a controlar (figura 3.1.3) se pasará a realizar el método RGA para conseguir emparejar las variables controladas que no han sido emparejadas con ninguna variable manipulada, utilizando reglas heurísticas. El primer paso para realizar este método es hacer los balances para obtener las ecuaciones que permitirán realizar la simulación de la planta.

Los puntos en los que se realizan los balances son aquellos en los que se producen cambios de concentración o caudal, es decir, en los que están situados los equipos. En este caso son: reactor, unidad flash y tanque de recirculación. Una vez se tengan las ecuaciones la planta estará completamente definida.

3.1.3 REACTOR

En el reactor se produce la siguiente reacción:



Y las corrientes materiales de entrada y salida son:

- La corriente w1, está compuesta por reactivo A puro.
- La corriente w2, está compuesta por el reactivo B y por el inerte D.
- La corriente w8, está compuesta por el reactivo B y por el inerte D.
- La corriente w3 está compuesta por los reactivos A y B, el inerte D, y el producto C.

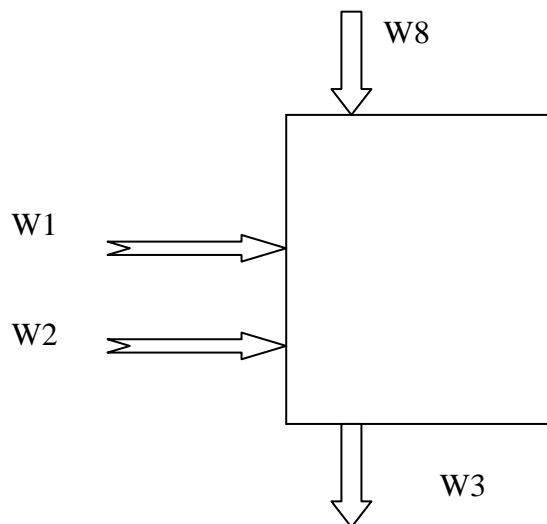


Figura 3.4. Esquema del reactor.

3.1.3.1 ECUACIÓN DE DESCARGA

La primera ecuación que se considera para el modelo es la que define el caudal de descarga del tanque de recirculación, ya que es una corriente de entrada del reactor (w8). Como paso inicial para obtenerla es preciso encontrar la constante que relaciona la

masa de fluido del tanque de recirculación con el caudal con el que descarga. Este caudal se puede obtener a partir de los datos iniciales que son: caudal inicial ($w_{80}=890$ Kg/s) y la cantidad de fluido del tanque inicial (500 Kg).

Ecuación:

$$w_8 \left(\frac{kg}{s} \right) = k \left(\frac{kg^{0.5}}{s} \right) \cdot \sqrt{H_L(kg)} \quad \text{(Ecuación 3.1)}$$

Sabiendo w_8 y H_L se despeja k :

$$k \left(\frac{kg^{0.5}}{s} \right) = 39.8020 \quad \text{(Ecuación 3.2)}$$

3.1.3.2 PARÁMETROS INICIALES

Los caudales w_1 y w_2 , la masa dentro del reactor (H_T) y la constante cinética de la reacción que se produce en el reactor, son algunos ejemplos de parámetros iniciales. Todos los parámetros iniciales han sido obtenidos del libro “*Process Dynamics and Control*”.

Como se ha comentado, la masa dentro del reactor se supone constante, ya que se ha elegido controlar el nivel del reactor.

Tabla 3.1. Tabla de parámetros constantes.

Caudal másico de la corriente w1.	$w1 \left(\frac{kg}{s} \right) = 1010$
Caudal másico de la corriente w8.	$w8 \left(\frac{kg}{s} \right) = 890$
Caudal másico de la corriente w2.	$w2 \left(\frac{kg}{s} \right) = 1100$
Caudal másico de la corriente w6.	$w6 \left(\frac{kg}{s} \right) = 110$
Masa en el reactor.	$H_T(kg) = 3000$
Fracción másica del compuesto A inicialmente en el reactor.	$X_{a0} \left(\frac{kg \text{ de A en el reactor inicial}}{kg \text{ de masa total en el reactor}} \right)$ $= \frac{20}{3000} = 0.0067$
Fracción másica del compuesto B inicialmente en el reactor.	$X_{b0} \left(\frac{kg \text{ de B en el reactor inicial}}{kg \text{ de masa total en el reactor}} \right)$ $= \frac{900}{3000} = 0.3$
Fracción másica del inerte (compuesto D) inicialmente en el reactor.	$X_{d0} \left(\frac{kg \text{ de D en el reactor inicial}}{kg \text{ de masa total en el reactor}} \right)$ $= \frac{100}{3000} = 0.033$
Constante cinética	$k(s^{-1}) = 330$
Fracción en masa del reactivo B con respecto a los reactivos totales (ecuación cinética).	$\alpha = 0.5(\text{sin unidades})$

3.1.3.3 ECUACIÓN CINÉTICA

$$X_b \left(\frac{kg \text{ de } B}{kg \text{ totales}} \right) \quad \text{(Ecuación 3.3)}$$

$$X_a \left(\frac{kg \text{ de } A}{kg \text{ totales}} \right) \quad \text{(Ecuación 3.4)}$$

$$\alpha \left(\frac{kg \text{ de } B}{kg \text{ de reactivos}} \right) = 0.5 \quad \text{(Ecuación 3.5)}$$

$$k(s^{-1}) = 330 \quad \text{(Ecuación 3.6)}$$

$$r_a \left(\frac{kg}{s} \right) = -H_T \cdot k(s^{-1}) \cdot (1 - \alpha) \cdot X_a \cdot X_b \quad \text{(Ecuación 3.7)}$$

- X_a , fracción másica del componente A.
- X_b , fracción másica del componente B.
- k , es la constante cinética.
- α , indica la masa de B que desaparece respecto a la cantidad de masa total de reactivos.

3.1.3.4 BALANCES AL REACTOR

En el sistema contamos con 5 incógnitas que son: X_a , X_b , X_c , X_d y w_3 . Por lo tanto necesitamos 5 ecuaciones linealmente independientes para tener definido el sistema.

Se realizan 4 balances de materia, ya que se tienen cuatro especies involucradas en el proceso. Se eligen hacer los siguientes balances:

Reactivo A, reactivo B, inerte D y de masa global.

Para realizar los balances se seguirá la ecuación general de los balances de materia y energía.

$$E(\text{lo que entra}) - S(\text{lo que sale}) + G(\text{lo que se genera}) - D(\text{lo que desaparece}) = A(\text{lo que se acumula})$$

3.1.3.4.1 Balance de masa global

Al no acumularse nada de masa (ya que el nivel está controlado), no es una ecuación diferencial (el término de acumulación es 0). Lo que entra es igual a lo que sale.

$$w1 \left(\frac{kg}{s} \right) + w2 \left(\frac{kg}{s} \right) + w8 \left(\frac{kg}{s} \right) = w3 \left(\frac{kg}{s} \right) \quad \text{(Ecuación 3.8)}$$

De esta manera se conocen los caudales de todas las corrientes que entran o salen del reactor.

3.1.3.4.2 Balance al reactivo A

Como se ha comentado, la corriente w1 contiene únicamente compuesto A. Por lo que la fracción másica de dicho componente será igual a 1.

$$X1a \left(\frac{kg \text{ de A en la corriente } w1}{kg \text{ en la corriente } w1} \right) = 1 \quad \text{(Ecuación 3.9)}$$

El término de desaparición es la cantidad en kg/s que desaparece del reactivo A, para producir el compuesto C, y por lo tanto al ser una desaparición, aparece en el balance de masa al compuesto A la ecuación cinética con signo negativo.

$$r_A \left(\frac{kg}{s} \right) = H_T(kg) \cdot k(s^{-1}) \cdot (1 - \alpha) X_a \cdot X_b \quad \text{(Ecuación 3.10)}$$

$$w1 \left(\frac{kg}{s} \right) \cdot X1a - w3 \left(\frac{kg}{s} \right) \cdot X_a - r_A \left(\frac{kg}{s} \right) = H_T \frac{d(X_a)}{dt}$$

$$\text{(Ecuación 3.11)}$$

- H_T tiene un valor constante por lo que puede pasar a dividir todo el primer miembro de la ecuación.

-El valor inicial de X_a es el valor de X_{a0} .

3.1.3.4.3 Balance al reactivo B

La corriente w2 contiene los compuestos B y D, y la fracción másica de cada componente es la siguiente:

$$X_{2b} \left(\frac{\text{kg de B en la corriente } w_2}{\text{kg en la corriente } w_2} \right) = 0.99 \quad \text{(Ecuación 3.12)}$$

$$X_{8d} \left(\frac{\text{kg de D en la corriente } w_8}{\text{kg en la corriente } w_8} \right) = 0.1 \quad \text{(Ecuación 3.13)}$$

El término de desaparición es la cantidad en kg/s que desaparece del reactivo B, para producir el compuesto C, y por lo tanto como es una desaparición, aparece en el balance de masa al compuesto B la ecuación cinética con signo negativo.

$$r_B \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) = -H_T(\text{kg}) \cdot k(\text{s}^{-1}) \cdot (\alpha) \cdot X_a \cdot X_b \quad \text{(Ecuación 3.14)}$$

$$w_2 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) \cdot X_{2b} - w_3 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) \cdot X_b + w_8 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) \cdot (1 - X_{8d}) + r_B \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) = H_T \frac{d(X_b)}{dt} \quad \text{(Ecuación 3.15)}$$

- H_T tiene un valor constante por lo que puede pasar a dividir todo el primer miembro de la ecuación.

-El valor inicial de X_b es el valor de X_{b0} .

3.1.3.4.4 Balance al reactivo D

La concentración inicial del inerte D en la corriente w_2 es:

$$X_{2d} \left(\frac{\text{kg de D en la corriente } w_2}{\text{kg en la corriente } w_2} \right) = 0.01 \quad \text{(Ecuación 3.16)}$$

La concentración inicial del inerte D en la corriente w_8 es:

$$X_{8d} \left(\frac{\text{kg de D en la corriente } w_8}{\text{kg en la corriente } w_8} \right) = 0.1 \quad \text{(Ecuación 3.17)}$$

$$w_2 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) \cdot X_{2d} - w_3 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) \cdot X_d + w_8 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) \cdot X_{8d} = H_T \frac{d(X_d)}{dt}$$

$$\quad \text{(Ecuación 3.18)}$$

- H_T tiene un valor constante por lo que puede pasar a dividir todo el primer miembro de la ecuación.

-El valor inicial de X_d es el valor de X_{d0} .

3.1.3.4.5 Ecuación de concentraciones

$$1 - (X_a + X_b + X_d) = X_c \quad (\text{Ecuación 3.19})$$

-Se tienen las fracciones másicas finales de todos los compuestos, excepto la del producto C, al estar trabajando con fracciones másicas, se sabe que la suma de todas es 1, por lo que se obtiene X_c .

3.1.4 UNIDAD FLASH

En la unidad flash llega una única corriente w_3 , que es la que ha salido del reactor (contiene los compuestos: A, B, C y D). Una vez allí salen dos corrientes w_4 y w_5 . La corriente w_4 es la que sale por debajo (la menos volátil) y está formada por los compuestos A y C, es decir, es la corriente de producción de la planta. La corriente w_5 es la que sale por la parte superior del equipo (la más volátil) y está formada por los compuestos B y D, parte de esta corriente se recircula (w_7) y otra parte (w_6) se purga, con el objetivo de mantener la concentración de inerte en la recirculación por debajo del valor que se considera crítico.

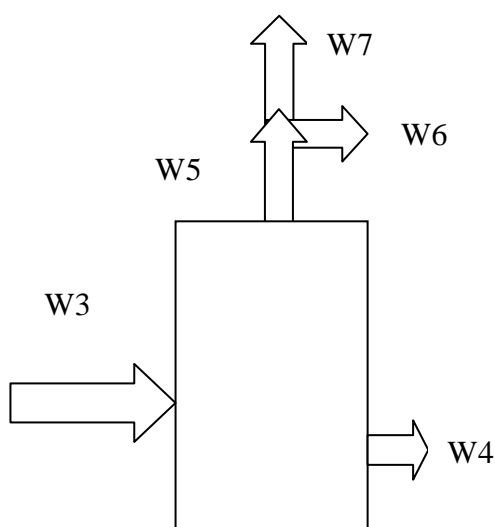


Figura 3.5. Esquema de la unidad flash.

3.1.4.1 PARÁMETROS INICIALES

- w_6 es la corriente de purga.

$$w_6 \left(\frac{kg}{s} \right) = 110 \quad (\text{Ecuación 3.20})$$

3.1.4.2 ECUACIONES EN LA UNIDAD FLASH

Se ha supuesto en este ejemplo que la separación de las distintas especies en la unidad flash es perfecta, de modo que se conoce la distribución de los componentes en las corrientes de salidas. Entonces sabiendo el caudal y las composiciones de la corriente de entrada se puede hallar el caudal y las composiciones de cada corriente de salida. Las composiciones de la corriente de entrada en la unidad flash se han hallado anteriormente con las ecuaciones del reactor, ya que la misma composición que existe en el reactor la tendrá la corriente que sale de él (w3).

-El nivel de la unidad flash está controlado por un lazo de control, por lo que igual que en el reactor, el nivel se supone constante.

3.1.4.2.1 Ecuación del caudal w4

La corriente w4, que es la corriente de cola de la unidad flash, contiene toda la cantidad de los compuestos A y C, que circulaban por la corriente w3.

Entonces para hallar la fracción másica de A en esta corriente de salida, se tiene que dividir la cantidad de compuesto A que hay en w3 entre la suma de compuesto A y C que existe en w3.

$$X_{4a} \left(\frac{\text{kg de la corriente A en w3}}{\text{kg totales de w4}} \right) \quad \text{(Ecuación 3.21)}$$

Para hallar la fracción másica en C, se tiene que dividir la cantidad de compuesto C que hay en w3 entre la suma de compuesto A y C que existe en w3, ya que la totalidad de los compuestos A y C de la corriente w3 forma la corriente w4.

$$X_{4c} \left(\frac{\text{kg de la corriente C en w3}}{\text{kg totales de w4}} \right) \quad \text{(Ecuación 3.22)}$$

$$w4 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) = w3 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) \cdot (X_a + X_c) \quad \text{(Ecuación 3.23)}$$

3.1.4.2.2 Ecuación del caudal w5

La corriente w5, que es la corriente de cabeza de la unidad flash, contiene toda la cantidad de D y B que circulaba por la corriente de entrada a la unidad flash (w3), y nada de los compuestos A y C.

Entonces para hallar la fracción másica en D, se tiene que dividir la cantidad de compuesto D que hay en w3 entre la suma de compuesto B y D que existe en w3, ya que la totalidad de los compuestos B y D de la corriente w3 forma la corriente w5.

$$X_{5d} \left(\frac{\text{kg de la corriente D en w3}}{\text{kg totales de w5}} \right) \quad \text{(Ecuación 3.24)}$$

Para hallar la fracción másica en B, se tiene que dividir la cantidad de compuesto D que hay en w3 entre la suma de compuesto B y D que existe en w3.

$$X_{5b} \left(\frac{\text{kg de la corriente B en w3}}{\text{kg totales de w5}} \right) \quad \text{(Ecuación 3.25)}$$

$$w5 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) = w3 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) \cdot (X_d + X_b) \quad \text{(Ecuación 3.26)}$$

3.1.4.2.3 Ecuación del caudal w7

-Para hallar w7 solamente se le tiene que restar a la corriente que sale de la unidad flash el caudal que se purga, ya que es una corriente que contiene los mismos compuestos y con idéntica fracción en masa.

-El caudal w6 es conocido, ya que se sabe su valor en el estado estacionario (tabla 3.1).

-Las corriente w5, w6 y w7 tienen la misma fracción en masa.

$$w7 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) = w5 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) - w6 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) \quad \text{(Ecuación 3.27)}$$

3.1.5 TANQUE DE RECIRCULACIÓN

La corriente w7 se dirige al tanque de recirculación, del cual sale una corriente w8 que descarga por gravedad, es decir, dependiendo de la cantidad de masa que haya en el tanque (la ecuación para sacar la corriente w8 se ha despejado en el inicio de la memoria). La corriente w8 se dirigirá hacia el reactor.

En la línea de la corriente w7 se coloca un intercambiador de calor que servirá para controlar la temperatura de esa línea, por lo tanto el lazo ya está seleccionado y no es necesario hacer ningún balance de energía.

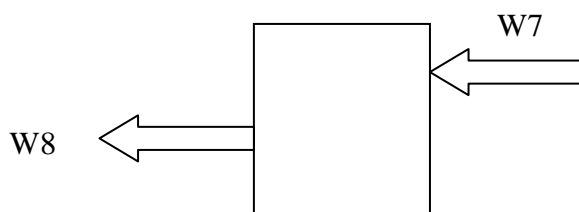


Figura 3.6. Esquema del tanque de recirculación.

3.1.5.1 BALANCES Y ECUACIONES DEL TANQUE DE RECIRCULACIÓN

En el tanque de recirculación se tienen que hacer dos balances, uno para estudiar la cantidad de masa que hay en el tanque (se sabe que inicialmente H_T es 500 Kg) y el otro para saber la composición de la corriente w8 (que es la misma que la que habrá en el tanque). Las fracciones másicas iniciales en el tanque son conocidas, ya que serán las concentraciones con las que la línea w8 se dirige inicialmente al reactor ($X_{8d}=0.1$, $X_{8b}=0.9$).

También se tendrá que conocer las fracciones másicas de cada compuesto de la corriente w7.

3.1.5.1.1 Ecuación para la composición de w7

-Sabido su caudal y que tiene la misma composición que la corriente que sale de la unidad flash, la siguiente ecuación nos permitirá relacionar su concentración.

$$X_{7D} \left(\frac{\frac{kg}{s}}{\frac{kg}{s}} \right) = X_{5d} \left(\frac{kg \text{ de la corriente D en } w3}{kg \text{ totales de } w5} \right) \quad \text{(Ecuación 3.28)}$$

-Las fracciones másicas de la corriente w7 es la misma que la corriente w5, ya que la corriente w7 es la corriente w5 menos la purga que se ha realizado. Esta disminución de caudal no tiene repercusión en la fracción másica.

-Para hallar X_{7B} se puede igualar a X_{5b} o restarle a la unidad la fracción másica de D en la corriente w7 (hallado con la ecuación anterior).

3.1.5.1.2 Balance de masa al tanque de recirculación

-Para realizar el balance de masa en el tanque se utiliza la ecuación vista en la parte del reactor, y es la siguiente:

$$E(\text{lo que entra}) - S(\text{lo que sale}) + G(\text{lo que se genera}) - D(\text{lo que desaparece}) = A(\text{lo que se acumula})$$

-En este caso el término de generación y desaparición es cero.

$$H_{L0} = 500 \text{ (kg)} \quad \text{(Ecuación 3.29)}$$

$$w7 \left(\frac{kg}{s} \right) - w8 \left(\frac{kg}{s} \right) = \frac{dH_L}{dt} \quad \text{(Ecuación 3.30)}$$

3.1.5.1.3 Balance al compuesto D en el tanque de recirculación

-Se sabe que la fracción en masa que hay en el tanque en el instante inicial es la misma que la de la corriente que sale del tanque (w8).

$$X_{Do} \left(\frac{kg \text{ de D}}{kg \text{ totales}} \right) = 0.1 \quad \text{(Ecuación 3.31)}$$

-En esta ecuación diferencial se tiene que tener en cuenta que la masa que existe en el tanque no es constante (en este caso el nivel no está controlado), al contrario de lo que se supone en la unidad flash y el reactor. La ecuación diferencial queda de la siguiente manera:

$$w7 \left(\frac{kg}{s} \right) \cdot X_{7D} \left(\frac{kg}{kg \text{ totales}} \right) - w7 \left(\frac{kg}{s} \right) \cdot X_D \left(\frac{kg}{kg \text{ totales}} \right) = H_L \frac{dX_D}{dt}$$

(Ecuación 3.32)

$$X_B \left(\frac{kg \text{ de B}}{kg \text{ totales}} \right) = 1 - X_D$$

(Ecuación 3.33)

3.1.6 EMPAREJAMIENTO DEL RESTO DE VARIABLES

Una vez determinadas las ecuaciones que componen el modelo de la planta, el siguiente paso es utilizar el método RGA, para conseguir emparejar cada variable manipulada con la controlada.

Para llevar a cabo la consecución de dicha matriz, se ha utilizado el programa matemático Matlab.

Las variables manipuladas y controladas que se disponen a emparejar son las siguientes:

Tabla 3.2. Tabla de variables controladas.

Variables controladas
Fracción másica del compuesto C en la corriente w4.
Nivel del tanque de recirculación.
Fracción másica de inerte (compuesto D) en la corriente w8.
Caudal de la corriente de producto (w4).

Tabla 3.3. Tabla de variables manipuladas.

Variables manipuladas
w1
w2
w6
w8

Antes de comenzar con el procedimiento, se toma la decisión de realizar un emparejamiento más, es el de la corriente de purga, que controlará el nivel del tanque. Es un emparejamiento claro, porque la única forma de controlar el nivel del tanque de recirculación es con la corriente de purga.

A partir de este momento las variables controladas y manipuladas son las siguientes:

Tabla 3.4. Tabla de variables manipuladas controladas.

Variables controladas
Fracción másica del compuesto C en la corriente w4.
Fracción másica de inerte en la corriente w8.
Caudal de la corriente de producto (w4).

Tabla 3.5. Tabla de variables manipuladas controladas.

Variables manipuladas
w1
w2
w8

El hecho de fijar un nuevo emparejamiento también produce que las ecuaciones del tanque de recirculación sean distintas, quedando de la siguiente manera:

$$X_{7D}\left(\frac{kg}{s}\right) = \frac{w3\left(\frac{kg}{s}\right) \cdot (X_{3d}\left(\frac{kg}{kg}\right))}{w5\left(\frac{kg}{s}\right)} \quad \text{(Ecuación 3.34)}$$

$$w7\left(\frac{kg}{s}\right) = w8\left(\frac{kg}{s}\right) \quad \text{(Ecuación 3.35)}$$

$$w7 \left(\frac{kg}{s} \right) \cdot X_{7D} \left(\frac{kg}{kg} \right) - w8 \left(\frac{kg}{s} \right) \cdot X_D \left(\frac{kg}{kg} \right) = H_L \frac{dX_D}{dt} \quad \text{(Ecuación 3.36)}$$

$$X_B \left(\frac{kg}{kg} \right) = 1 - X_D \quad \text{(Ecuación 3.37)}$$

En este caso se supone que el nivel del tanque es constante, porque el lazo de control de nivel estaría actuando, lo que produce que el caudal w8 siempre es igual al de w7.

3.1.7 MATRIZ ‘K’

Para conseguir seleccionar los emparejamientos correctos se tiene que saber la relación que existe entre las variables manipuladas y las controladas, cuya relación se obtiene a partir de la matriz RGA. A su vez dicha matriz RGA se determina a partir de la matriz ‘K’, por lo que el primer paso es calcular esta matriz.

El procedimiento utilizado es el explicado en el apartado 2.7.1 del proyecto y los archivos implementados en Matlab para el cálculo de dicha matriz son los que aparecen en el punto 4.1 de los anexos.

Por lo que en este caso se conseguirá formar una matriz 3x3 (3 variables manipuladas y 3 variables controladas).

Tabla 3.6. Tabla de variables manipuladas con su valor en el estado estacionario.

w4 (corriente de producto).	2000 kg/s
X _D (fracción másica de inerte en la corriente w8).	0.1
X _{4A} (fracción másica del compuesto A en la corriente w4).	0.01

3.1.7.1 NUEVOS ESTADOS ESTACIONARIOS

3.1.7.1.1 Primer estado estacionario

El primer estado estacionario se obtiene cuando se estabilizan en Matlab los valores de las variables, tras modificar en una unidad la variable w1.

Tabla 3.7. Tabla de variables manipuladas con su valor en el primer estado estacionario.

Caudal másico de la corriente w1.	$w1 \left(\frac{kg}{s} \right) = 1011$
Caudal másico de la corriente w8.	$w8 \left(\frac{kg}{s} \right) = 890$
Caudal másico de la corriente w2.	$w2 \left(\frac{kg}{s} \right) = 1100$

Tabla 3.8. Tabla de variables controladas con su valor en el primer estado estacionario.

w4 (corriente de producto).	2001.9285 kg/s
X _D (fracción másica de inerte en la corriente w8).	0.100853
X _{4A} (fracción másica del compuesto A en la corriente w4).	0.010026

3.1.7.1.2 Segundo estado estacionario

En el segundo estado estacionario se realiza aumentando una unidad la variable w2

Tabla 3.9. Tabla de variables manipuladas con su valor en el segundo estado estacionario.

Caudal másico de la corriente w1.	$w1 \left(\frac{kg}{s} \right) = 1010$
Caudal másico de la corriente w8.	$w8 \left(\frac{kg}{s} \right) = 890$
Caudal másico de la corriente w2.	$w2 \left(\frac{kg}{s} \right) = 1101$

Tabla 3.10. Tabla de variables controladas con su valor en el segundo estado estacionario.

w4 (corriente de producto).	2000.022577 kg/s
X _D (fracción másica de inerte en la corriente w8).	0.099210
X _{4A} (fracción másica del compuesto A en la corriente w4).	0.009989

3.1.7.1.3 Tercer estado estacionario

El tercer estado estacionario se realiza modificando la variable w8. La aumentamos una unidad.

Tabla 3.11. Tabla de variables manipuladas con su valor en el tercer estado estacionario.

Caudal másico de la corriente w1.	$w1 \left(\frac{kg}{s} \right) = 1010$
Caudal másico de la corriente w8.	$w8 \left(\frac{kg}{s} \right) = 891$
Caudal másico de la corriente w2.	$w2 \left(\frac{kg}{s} \right) = 1100$

Tabla 3.12. Tabla de variables controladas con su valor en el tercer estado estacionario.

w4 (corriente de producto).	2000.005056 kg/s
X _D (fracción másica de inerte en la corriente w8).	0.100006
X _{4A} (fracción másica del compuesto A en la corriente w4).	0.009997

3.1.7.2 MATRIZ 'K' Y 'RGA'

Con estos estados estacionarios y realizando lo explicado anteriormente se consigue obtener la matriz 'K'.

Tabla 3.13. Matriz 'K'.

K	w1	w2	w8
w4	1.9325	0.0265	0.009056
X _D	0.000853	-0.00079	0.000006
X _{4A}	0.000026	-0.000011	-0.000003

Una vez obtenida la matriz 'K', se calcula la matriz 'RGA', realizando las siguientes operaciones:

$$H = (K^{-1}) \cdot T \quad \text{(Ecuación 3.38)}$$

$$RGA = K \cdot H \quad \text{(Ecuación 3.39)}$$

-La letra 'T' nos indica que se tiene que realizar la matriz transpuesta, por lo tanto, la matriz RGA se obtiene realizando el producto celda por celda de la matriz 'K' por la transpuesta de la inversa de esa misma matriz.

- La manera de multiplicar las dos matrices es posición por posición, es decir, el valor K_{xy} se multiplica por el valor H_{xy} únicamente, y ese producto será el valor de la matriz RGA en su posición RGA_{xy} . El subíndice 'x' nos indica la fila en la que nos encontramos y el subíndice 'y' la columna.

La matriz RGA resultante es la siguiente:

Tabla 3.14. Matriz ‘RGA’.

RGA	w1	w2	w8
w4	0.9645	0.0148	0.0207
X _D	-0.0035	0.9765	0.0270
X _{4A}	0.039	0.0087	0.9523

Como se explica en los antecedentes, cuanto más aproximados sean los valores de la matriz RGA a la unidad (si sale uno sería el emparejamiento perfecto) mejor será su control. En todo caso, siempre tienen que ser superiores a 0.5 para poder realizar el control de esa variable controlada con dicha variable manipulada. Por lo tanto, los emparejamientos preferenciales en este caso serán los siguientes:

$RGA_{11}=0.964$ \Rightarrow w4 se controla con w1.

$RGA_{22}=0.9745$ \Rightarrow X_D se controla con w2.

$RGA_{33}=0.9523$ \Rightarrow X_{4A} se controla con w8.

En el anexo 4.1, se pueden observar los archivos de Matlab utilizados para simular la planta y realizar el método RGA.

3.1.8 LAZOS DE CONTROL

Para esta planta se van simular los lazos de control de las variables que se han emparejado mediante el método RGA de manera individual, es decir, como si únicamente existiera un lazo de control en la planta.

Una vez conocidos los emparejamientos se tiene que conseguir que los lazos de control sean efectivos, es decir, que ante un cambio en la planta la variable controlada vuelva a su valor de consigna. Para ello la ecuación del controlador tiene que tener unos buenos parámetros de control. Los lazos de control se simularán mediante un control PI en lazo feedback, por lo que los parámetros de control serán: el *tiempo integral* (t_i) y la *ganancia del controlador* (k_c).

De esta manera se irá modificando estos parámetros hasta que se encuentren unos que consigan que la variable controlada permanezca en el valor de consigna.

Los archivos utilizados en el apartado 3.1.7 (realizados en el programa Matlab) están situados en los anexos, en los puntos 4.2, 4.3 y 4.4.

3.1.8.1 LAZO DE CONTROL W1/W4

En primer lugar, se sintoniza el lazo de control del caudal de producción (w_4) con la variable manipulada w_1 . Inicialmente, se tienen que añadir al conjunto de ecuaciones que definen completamente la planta (vistas en los apartados: 3.1.3, 3.1.4, 3.1.5 y 3.1.6) las correspondientes al lazo de control deseado. Se realizan cambios de consigna y se comprueba cómo responde el lazo de control, si la variable controlada se consigue mantener en el nuevo punto de consigna sin que existan variaciones. Si esto es así se pueden considerar como adecuados los parámetros del controlador que se están utilizando en ese momento, si no es de este modo se cambian y se sigue viendo cómo evoluciona la planta con los nuevos parámetros de control.

Es preciso comentar que para simular los lazos de control, es necesario añadir las ecuaciones correspondientes a los elementos del lazo a las que antes han sido mostradas para definir la planta sin ningún tipo de control. En concreto son las siguientes:

-En primer lugar, se le da un valor al tiempo integral y a la ganancia del controlador.

$$k_c = 0.052 \left(\frac{\% \text{ apertura de la valvula}}{\frac{kg}{s} \text{ de producto}} \right) \quad \text{(Ecuación 3.40)}$$

$$t_i = 3 \text{ s} \quad \text{(Ecuación 3.41)}$$

-Seguidamente, se elige un punto de consigna, el cual se quiere que sea el valor de la variable controlada (que es su valor en el estado estacionario).

$$h_c \left(\frac{kg}{s} \right) = 2000 \quad \text{(Ecuación 3.42)}$$

-A continuación, se escriben las ecuaciones más importantes, que son: la que calcula el error, la que define el porcentaje de apertura (ecuación del controlador) y la que nos regula el caudal de la variable manipulada.

$$e = h_c - w_4(\text{variable controlada}) \quad \text{(Ecuación 3.43)}$$

$$N = N_0 + k_c \cdot e + \frac{k_c}{t_i} \cdot \int e(t) \cdot dt \quad \text{(Ecuación 3.44)}$$

$$N(\text{porcentaje de apertura}) \quad \text{(Ecuación 3.45)}$$

$$N_0(\text{porcentaje de apertura en estado estacionario}) = 50 \quad \text{(Ecuación 3.46)}$$

$$w_1(\text{caudal de variable manipulada}) = 20.2 \cdot N \quad \text{(Ecuación 3.47)}$$

Las variables w_2 y w_8 (variables manipuladas de los otros lazos) se mantendrán constantes en el valor estacionario, que es el valor que se ha mostrado en la tabla 3.1. . Viendo que la ecuación del caudal de la variable manipulada (ecuación 3.47) depende de la posición de apertura de la válvula, se puede observar que si no existe error (se sitúa en el valor de consigna) ni error acumulado, el porcentaje de apertura será 50, lo que produce que el caudal de la variable controlada sea 1010, que es el valor de w_1 en estado estacionario.

La ecuación en la que se obtiene el valor del caudal tiene como caudal máximo 2020, caudal al 50% de apertura 1010 y con la válvula completamente cerrada el caudal es 0 (los tres caudales en kg/s). Para el cálculo del término que multiplica a la apertura de la válvula, se ha elegido que el caudal cuando la apertura de la válvula es del 50% sea el del estado estacionario, ya que es habitual al diseñar las válvulas de una planta para que

trabajen a la mitad de su carrera. Como se sabe el caudal en estado estacionario y que $N=50$, se despeja el término que multiplica N en la ecuación que regula el caudal de la variable manipulada (ecuación 3.47).

A continuación se agrega una figura que nos muestra la variación de la variable controlada (w_4) con el tiempo, que se obtiene de la simulación de la planta. En esta gráfica se ha realizado un cambio en el punto de consigna cuando $t=20s$. El set-point ha pasado de tener como valor 2000kg/s a incrementarse hasta 2005 kg/s .

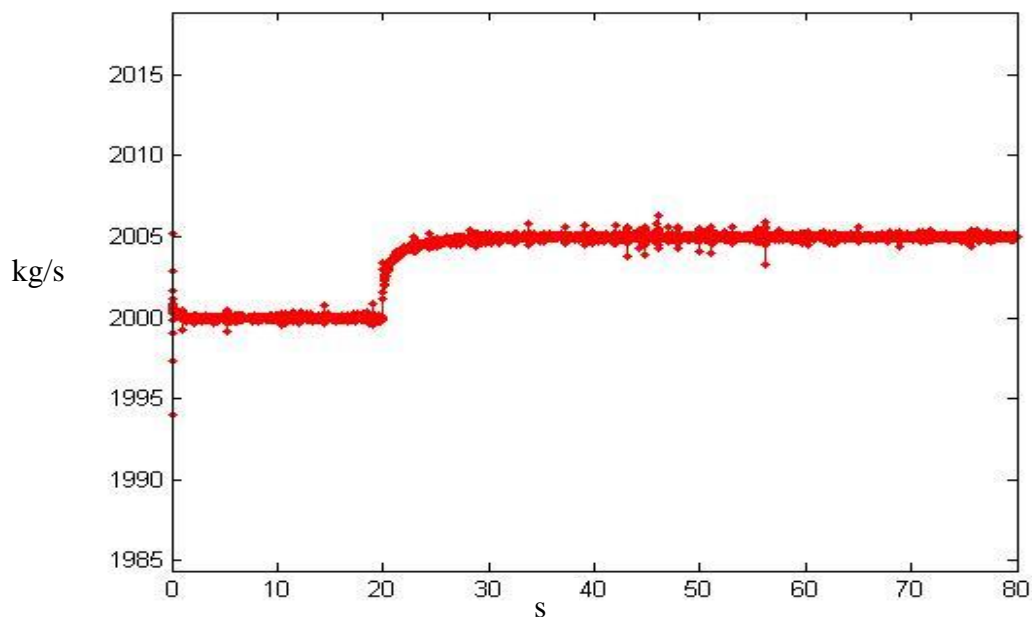


Figura 3.7. Gráfica caudal de producto (kg/s) vs tiempo (s).

Como se puede observar, el lazo de control responde correctamente y se estabiliza en el nuevo punto de consigna.

A continuación, se agrega una figura en la que se muestra cómo cambia la variable manipulada con el tiempo, habiéndose realizado el cambio en el punto de consigna de la figura 3.7.

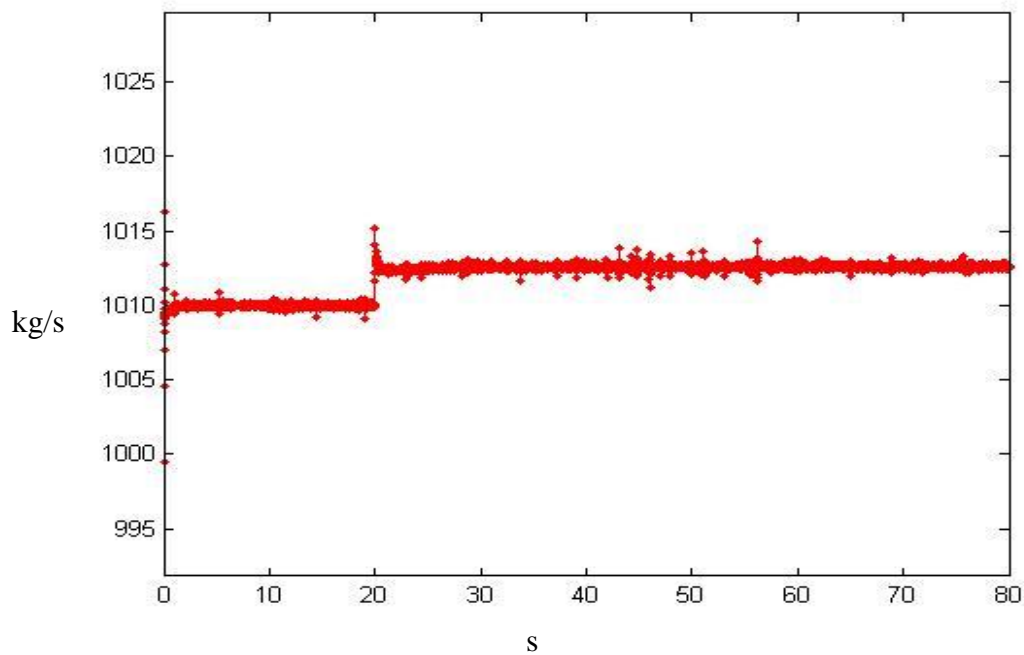


Figura 3.8. Gráfica variable manipulada (kg/s) vs tiempo (s).

Como se aprecia en la figura 3.8 la variable manipulada aumenta su valor para conseguir mantener a la variable controlada en el nuevo punto de consigna.

3.1.8.2 LAZO DE CONTROL w_2/X_D (CONCENTRACIÓN DE INERTE)

Una vez que se tiene un lazo sintonizado se continúa buscando los parámetros de control del lazo para el emparejamiento de la concentración de inerte (X_D) utilizando como variable manipulada w_2 . De la misma manera que en el caso anterior, se añaden las ecuaciones necesarias para simular la planta con el siguiente emparejamiento, y se comienza la sintonización. La sintonización se basa en realizar cambios de consigna y comprobar cómo responde el lazo de control. Si se consigue mantener en el punto de consigna a la variable controlada sin que existan variaciones, se considerarán adecuados dichos parámetros del controlador, si no es así se cambian y se sigue viendo cómo evoluciona la planta con los nuevos parámetros de control.

Las ecuaciones que se añaden a las que definen la planta inicialmente, son las siguientes:

- En primer lugar, se le da un valor al tiempo integral y a la ganancia del controlador.

-En este caso la ganancia del controlador es negativa, debido a que se realiza lo que se conoce como control directo, es decir, si la variable controlada aumenta con respecto a la consigna es necesario que la variable manipulada incremente su valor para que se logre estabilizar la variable controlada. Por lo tanto al aumentar la variable controlada el error se hace negativo (como se puede ver fácilmente al observar la ecuación del error, si aumenta X_D y hc se mantiene constante) y para conseguir que la variable manipulada aumente kc tiene que ser negativo para que el producto con el error sea positivo. Esto ocurre con el término proporcional, pero con la parte integral sería similar ya que al aumentar la variable controlada en un período de tiempo más o menos largo la integral del error sería negativa (observar ecuación del controlador).

$$kc1 = -25 \left(\frac{\% \text{ apertura de la válvula}}{\text{fracción masica de D}} \right) \quad \text{(Ecuación 3.48)}$$

$$ti1 = 14 \text{ s} \quad \text{(Ecuación 3.49)}$$

-A continuación, se elige como punto de consigna el valor del inerte en el estado estacionario.

$$hc1 (\text{fraccion en masa de D}) = 0.1 \quad \text{(Ecuación 3.50)}$$

-Finalmente, se escriben las ecuaciones más importantes, que son: la correspondiente a la definición del error, la que define el porcentaje de apertura (ecuación del controlador) y la que nos regula el caudal de la variable manipulada.

$$e1 = hc1 - X_D(\text{variable controlada}) \quad \text{(Ecuación 3.51)}$$

$$N1 = N_{01} + kc1 \cdot e1 + \frac{kc1}{ti1} \cdot \int e1(t) \cdot dt \quad \text{(Ecuación 3.52)}$$

$$N1(\text{porcentaje de apertura}) \quad \text{(Ecuación 3.53)}$$

$$N_{01}(\text{porcentaje de apertura en estado estacionario}) = 50 \quad \text{(Ecuación 3.54)}$$

$$w2(\text{caudal de variable manipulada}) = 20 \cdot N1 \quad \text{(Ecuación 3.55)}$$

Como se observa, el caudal de la variable manipulada depende del error, de la integral del error y de los parámetros de control seleccionados. Viendo la ecuación 3.55, se puede observar que si no existe error (es decir se sitúa en el valor de consigna) ni error acumulado, el porcentaje de apertura será 50%, por lo que el caudal de la variable controlada será 1100, que es el valor de $w2$ en estado estacionario. Para la realización de este lazo de control en las corrientes $w1$ y $w8$ siempre circulará el mismo caudal, que es su valor en el estado estacionario.

En la figura 3.9 se puede observar el cambio de la variable controlada (X_D) con el tiempo (de 0 a 200 s). En esta figura se ha realizado una cambio en el punto consigna cuando $t=50$ s. El set-point ha pasado de tener como valor 0.1 (fracción en masa) a incrementarse hasta 0.012 (fracción en masa).

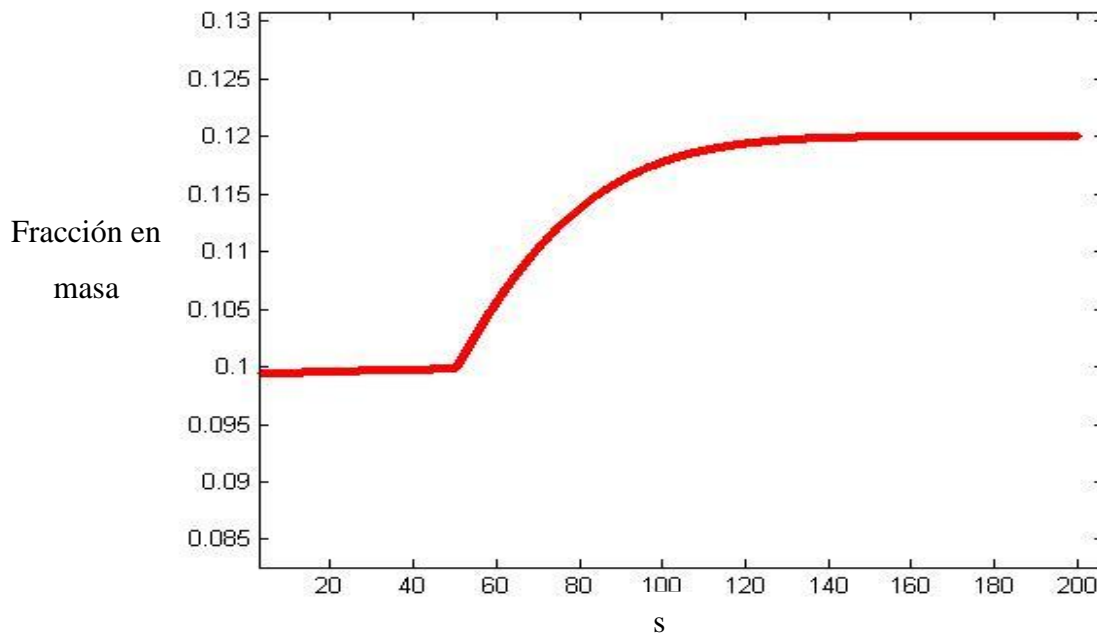


Figura 3.9. Grafica X_D (fracción en masa) vs tiempo (s)

En la siguiente figura se observa cómo cambia la variable manipulada al producirse el cambio del punto de consigna de la gráfica 3.9.

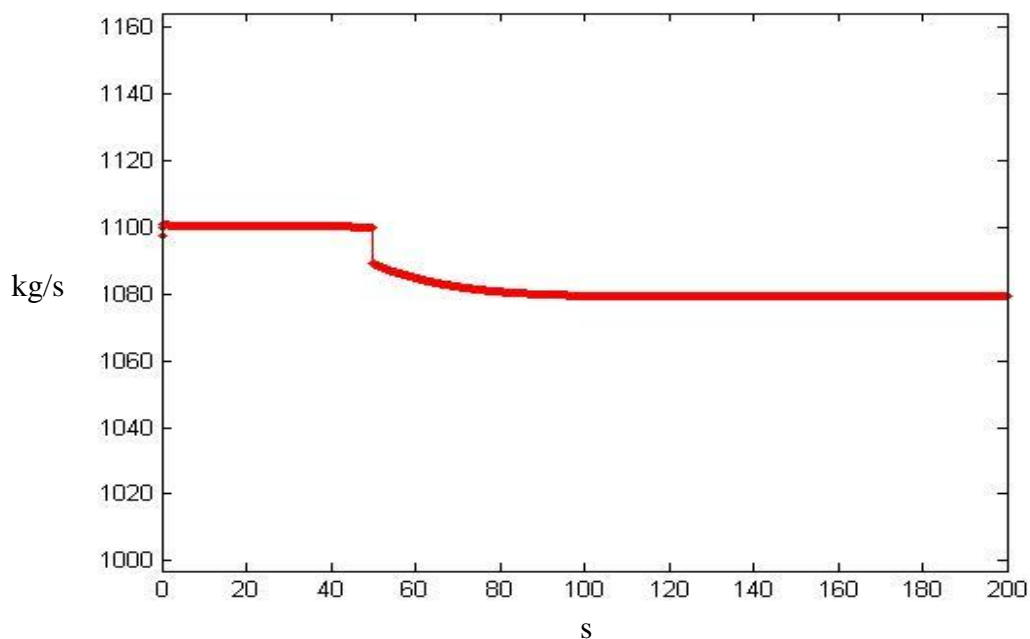


Figura 3.10. Gráfica variable manipulada (kg/s) vs tiempo (s)

3.1.8.3 LAZO DE CONTROL W8/X_{4A}

Una vez sintonizados correctamente los dos lazos anteriores, se prosigue buscando los parámetros de control del tercer lazo de control, que es último lazo que se realiza, correspondiente al control de la pureza del producto final (X_{4A}) con el caudal de recirculación al reactor (w_8). De la misma manera que en el caso anterior, se añaden las ecuaciones necesarias para definir la planta con su respectivo lazo de control y se comienza la sintonización. Ésta se basa en realizar cambio de consigna y comprobar cómo responde el lazo de control. Si se consigue mantener en el punto de consigna a la variable controlada se dan como buenos los parámetros del controlador que se están utilizando en ese momento, si no es de este modo se cambian y se sigue viendo cómo evoluciona la planta con los nuevos parámetros de control.

Las ecuaciones que se añaden a las que definen la planta inicialmente, son las siguientes:

- En primer lugar, se le da un valor al tiempo integral y a la ganancia del controlador.
- En este caso la ganancia del controlador es negativa (por el mismo motivo que en el lazo anterior).

$$kc2 = -250 \left(\frac{\% \text{ apertura de la válvula}}{\text{fracción masica de A}} \right) \quad \text{(Ecuación 3.56)}$$

$$ti2 = 3 \text{ s} \quad \text{(Ecuación 3.57)}$$

-Seguidamente, se elige un punto de consigna, que es el valor deseado para la variable controlada (que es el valor en estado estacionario).

$$hc2 (\text{fracción masica de A}) = 0.01 \quad \text{(Ecuación 3.58)}$$

-A continuación, se escriben las ecuaciones más importantes que son: con la que se obtiene el error, la que define el porcentaje de apertura (ecuación del controlador) y la que nos regula el caudal de la variable manipulada. Se supone que la corriente de salida alcanza el valor de 890 kg/s cuando la apertura de la válvula (N) se sitúa en el 50%.

$$e2 = hc2 - X_D(\text{variable controlada}) \quad \text{(Ecuación 3.59)}$$

$$N2 = N_{02} + kc2 \cdot e2 + \frac{kc2}{ti2} \cdot \int e2(t) \cdot dt \quad \text{(Ecuación 3.60)}$$

$$N2(\text{porcentaje de apertura}) \quad \text{(Ecuación 3.61)}$$

$$N_{02}(\text{porcentaje de apertura en estado estacionario}) = 50 \quad \text{(Ecuación 3.62)}$$

$$w8(\text{caudal de variable controlada}) = 17.8 \cdot N2 \quad \text{(Ecuación 3.63)}$$

Viendo la ecuación del caudal (3.63), se puede observar que si no existe error (es decir se sitúa en el valor de consigna) ni error acumulado, el porcentaje de apertura será 50 lo que produce que el caudal de la variable controlada sea 890, que es el valor de w8 en estado estacionario. Para la realización de este lazo de control en las corrientes w1 y w2 siempre circulará el mismo caudal, que es su valor en el estado estacionario.

La figura 3.11 nos muestra el cambio de la variable controlada (X_{4A}) con el tiempo (de 0 a 600 s). En esta gráfica se ha realizado un cambio en el punto de consigna cuando $t=120$ s. El set-point ha pasado de tener como valor 0.01 (fracción en masa) a incrementarse hasta 0.011 (fracción en masa). Como se puede apreciar se realiza un control lento, ya que se decide dar más peso al término integral y aunque no sea rápido la variable manipulada cambia poco a poco y no existen grandes oscilaciones que puedan causar problemas.

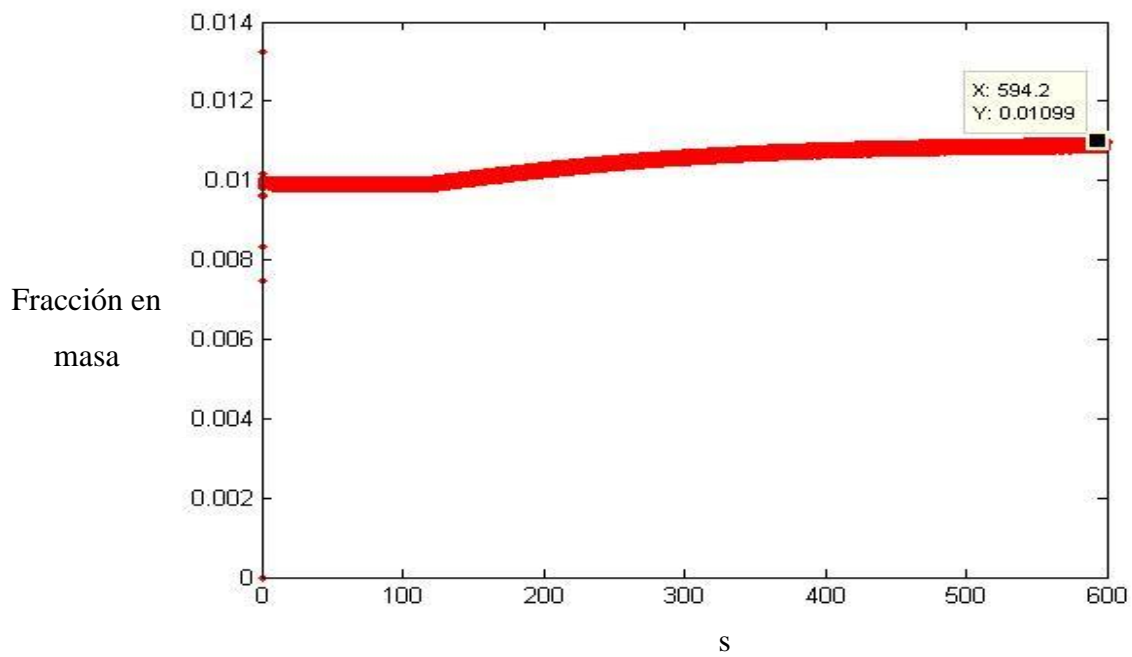


Figura 3.11. Grafica X_{4D} (fracción en masa) vs tiempo (s).

A continuación, se agrega una grafica de cómo cambia la variable manipulada con el tiempo, realizándose la misma perturbación que en la figura 3.11.

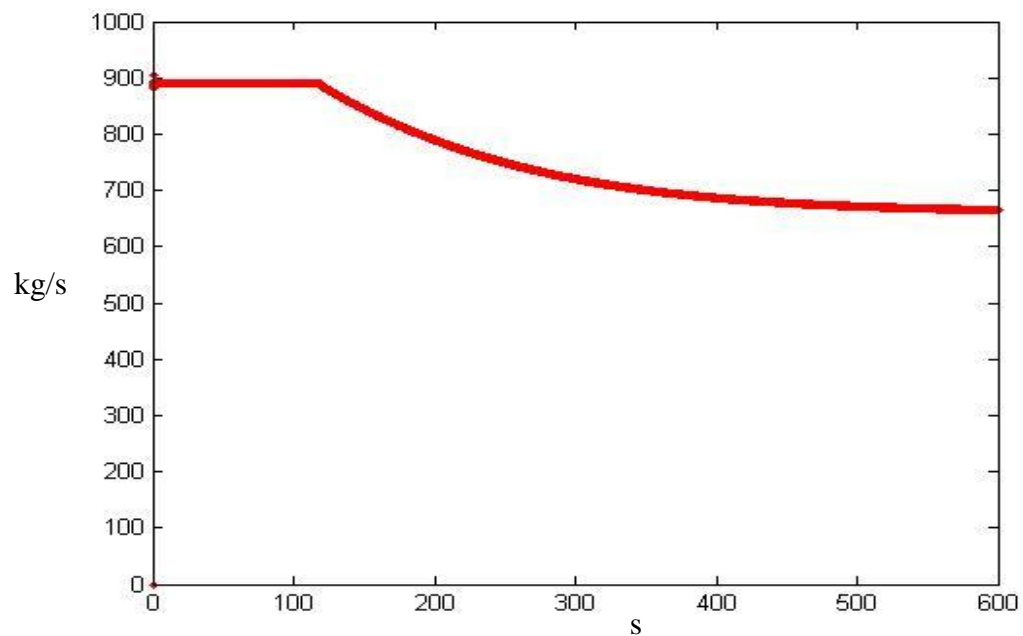


Figura 3.12. Grafica w_8 (kg/s) vs tiempo (s).

3.2 PLANTA PARA LA PRODUCCIÓN DE DIMETIL ÉTER

3.2.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA Y DEL PROCESO

El objetivo de esta planta es la obtención de Dimetil Éter por descomposición de metanol, formándose como subproducto agua. El caudal de Dimetil Éter a producir anualmente es de 5972 kg/h.

Esta planta cuenta con los siguientes equipos: un reactor de flujo-pistón, un mezclador ('mixer'), dos separadores flash y cuatro intercambiadores de calor. Como se puede apreciar en la figura 3.13.

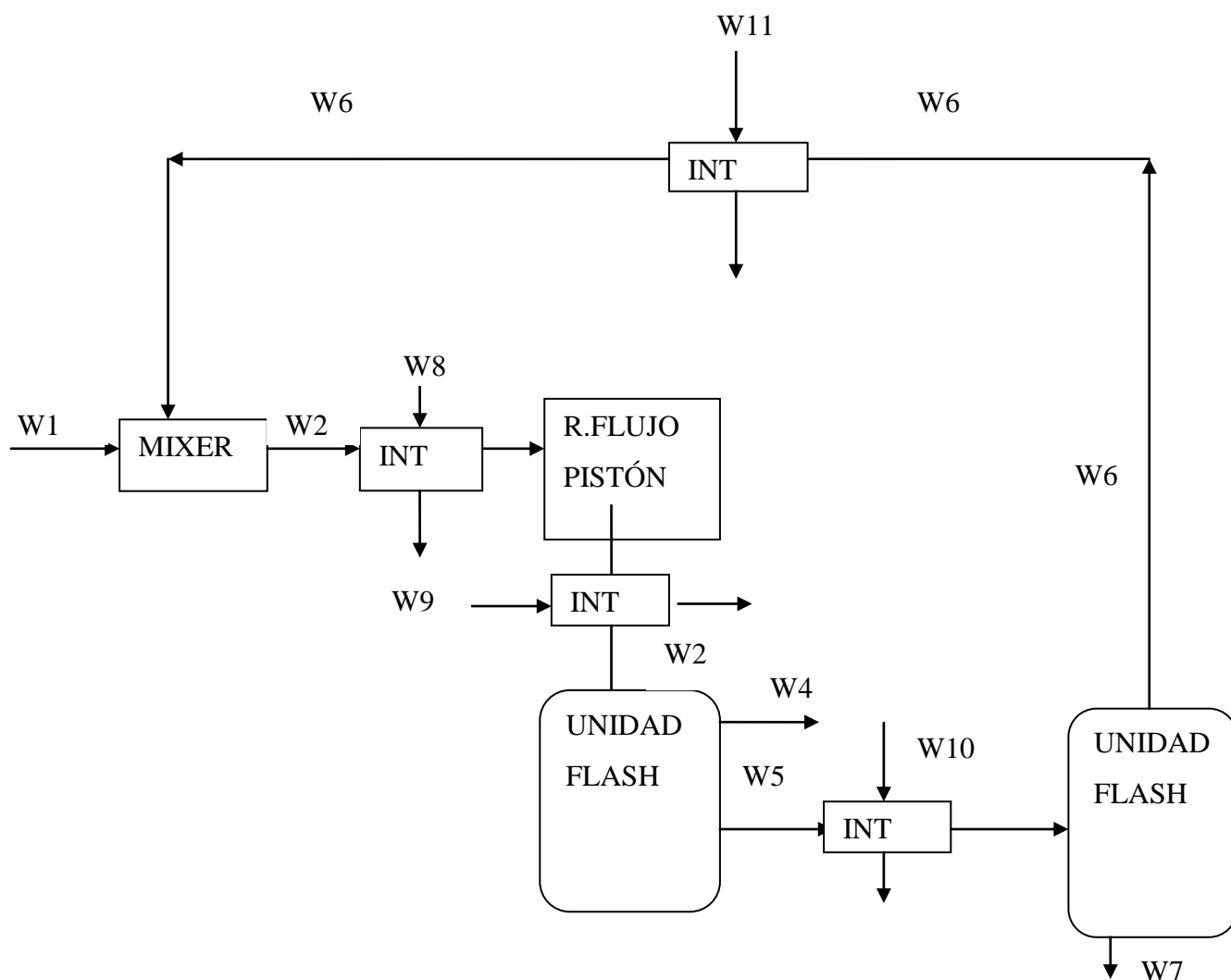


Figura 3.13. Diagrama de flujo de la planta.

La descripción del proceso es la siguiente:

Se introduce un caudal de alimentación fresca (w1), compuesta únicamente por metanol, la cual se mezcla (en el mezclador 'mixer') con una corriente de recirculación,

compuesta por metanol. Dicha mezcla (w2), pasa por el primer intercambiador de calor que adecuará la temperatura de la mezcla para conseguir la conversión deseada en el reactor. Una vez alcanzada la temperatura, dicha corriente se dirigirá al reactor flujo-pistón, en el cual se producirá el Dimetil Éter, cuya estequiometría de la reacción es la siguiente:



Como se puede observar, por cada dos moles de metanol se forma uno de agua y uno de Dimetil Éter. Una vez que se ha realizado la reacción el flujo se dirige hacia el segundo intercambiador, en el cual se enfría la mezcla para conseguir introducir la corriente en la primera columna flash a la temperatura correcta. A continuación, la corriente se separa en la unidad flash, obteniéndose dos corrientes. La corriente del producto (w4), la cual está compuesta únicamente por Dimetil Éter y la corriente (w5) que contiene agua y metanol.

La corriente w5 pasa por el tercer intercambiador de calor (para disminuir la temperatura y así poder realizar la separación flash deseada) antes de dirigirse a la segunda unidad flash, en la que se obtienen dos corrientes. La corriente de recirculación (w6), en la cual se obtiene metanol. Ésta se decide recircular para aprovechar el metanol que no ha sido reaccionado, de esta manera se disminuye el caudal de alimentación que se necesita introducir para conseguir la producción deseada. Por la parte inferior de la segunda unidad flash sale la corriente de agua (w7), que está compuesta por agua.

La corriente de recirculación pasará por el cuarto intercambiador, para aumentar la temperatura y conseguir que esté en las mismas condiciones de temperatura que la alimentación.

3.2.2 VARIABLES MANIPULADAS Y VARIABLES CONTROLADAS

El primer paso para el estudio del control de cualquier planta es el conocimiento del número de corrientes independientes que lo forman, ya que sabiendo el número de líneas independientes que existen en la planta, se conoce el número de grados de libertad para el control disponibles.

En esta planta existen 9 corrientes independientes, lo que significa que se podrán llegar a controlar un máximo de 9 variables controladas. Las variables manipuladas de la planta son las siguientes:

- Corriente de alimentación fresca (w1). Compuesta únicamente por metanol.
- Corriente líquida que sale de la primera unidad flash (w5). Se compone de una mezcla de metanol y agua.
- Corriente gaseosa que sale de la primera unidad flash (w4). El compuesto que forma parte esta corriente es Dimetil Éter. Dicha corriente es la de producción, ya que es la línea en la que se consigue separar el Dimetil Éter.
- La corriente líquida de la segunda unidad flash (w7). Compuesta por agua.
- La corriente gaseosa que sale de la segunda unidad flash (w6). Esta corriente está compuesta únicamente por metanol y es recirculada.
- Corriente de servicio del primer intercambiador (w8). Es la corriente que entra en el primer intercambiador y que aumenta la temperatura de la corriente w2.
- Corriente de servicio del segundo intercambiador (w9). Se trata de la corriente que interactúa y disminuye la temperatura del flujo que sale del reactor.
- Corriente de servicio del tercer intercambiador (w10). Es la corriente que disminuye la temperatura de la corriente líquida w3.
- Corriente de servicio del cuarto intercambiador (w11). Se trata de la corriente que disminuye la temperatura de la corriente de reciclo.

Una vez conocidas las variables manipuladas de la planta, el siguiente paso es la elección de las variables controladas que se dispone a emparejar. Las variables controladas son las siguientes:

- Caudal de producto (w4). Es un parámetro que nos indica la productividad de la planta, por lo tanto es esencial que sea controlado, ya que conseguir la producción deseada es el objetivo principal de la planta.

-Presión de la primera unidad flash (P1). Es uno de los parámetros que afecta a la separación, por lo que es necesario controlarlo para asegurarnos que se consigue la separación deseada.

-Presión de la segunda unidad flash (P2).

-Nivel de la primera unidad flash (L1). Es necesario controlar el nivel de líquido que existe en la columna flash, ya que la descarga del líquido en las plantas industriales suele hacerse con una bomba, lo que podría producir que aumentara o disminuyera la cantidad de líquido dentro de la columna, y podría llegar a suponer problemas en la instalación (rebose del nivel, por ejemplo).

-Nivel de la segunda unidad flash (L2)

-Temperatura de la corriente w2 a la entrada del reactor (T2). Es necesario controlar dicha temperatura, ya que es esencial que la corriente se dirija al reactor a la temperatura fijada para poder conseguir la conversión deseada.

-Temperatura de la corriente w2 a la salida del reactor (T2'). Se necesita disminuir la temperatura de la corriente que sale del reactor, ya que dicha corriente se dirige a la unidad flash y es imprescindible enfriarla para obtener la separación deseada.

-Temperatura de la corriente w3 (T3). Dicha corriente se dirige a la segunda columna flash, por lo que es necesario controlar dicha variable por las mismas razones que en el punto anterior, para conseguir la separación deseada.

-Temperatura de la corriente de reciclo (Trec). Es necesaria disminuir la temperatura de la corriente de reciclo, ya que tiene que estar a la misma temperatura que la alimentación fresca (w1).

3.2.3 EMPAREJAMIENTOS DE LAS VARIABLES

Una vez conocidas las variables manipuladas y controladas, el siguiente paso es conocer con qué variable manipulada se controlará cada variable controlada, es decir, qué variable manipulada interactúa con cada variable controlada. En esta planta no es

necesario realizar la matriz ‘RGA’ porque se pueden determinar los emparejamientos siguiendo las reglas heurísticas.

Tabla 3.15. Tabla de variables controladas.

VARIABLES CONTROLADAS
w4
P1
P2
L1
L2
T2
T2’
T3
Trec

Tabla 3.16. Tabla de variables manipuladas.

VARIABLES MANIPULADAS
w1
w4
w6
w5
w7
w8
w9
w10
w11

Los emparejamientos seleccionados son los siguientes:

-Como se puede observar la producción es controlada con la corriente de alimentación fresca, ya que la cantidad de producto que se obtenga depende únicamente de la cantidad de reactivo que se introduce (w4 con w1).

-La presión de la primera unidad flash se controlará con la corriente de gas que sale de dicha unidad (P1 con w4).

-La presión de la segunda columna flash se controlará con la corriente w6, porque es el caudal gaseoso que sale de ese equipo (P2 con w2).

-Nivel de la primera unidad flash se controlará con la corriente w5, porque es la corriente líquida que sale de la primera columna flash (L1 con w5).

-Nivel de la segunda unidad flash se controlará con la corriente w7, porque es la corriente líquida que sale de la segunda columna flash (L2 con w7).

-Temperatura de la corriente antes del reactor flujo-pistón se controlará con la corriente w8, ya que es la corriente del intercambiador que está situado antes del reactor (T2 con w8).

-Temperatura de la corriente de salida del reactor flujo-pistón se controlará con la corriente w9, porque es la corriente del intercambiador cuya situación es a la salida del reactor (T2' con w9).

-Temperatura de la corriente w3, se controlará con la corriente w10 porque es la corriente del intercambiador que está colocado en ese punto de la planta (T3 con w10).

-Temperatura de la corriente de reciclo, se controlará con la corriente w11 ya que forma parte del intercambiador que se posiciona en la corriente de reciclo (Trec con w11).

Antes de realizar los balances para conseguir las ecuaciones necesarias para simular la planta en Matlab, se efectúa la simulación de Aspen Hysys®, ya que de esta manera se conocen los caudales en estado estacionario de todas las corrientes que forman la planta.

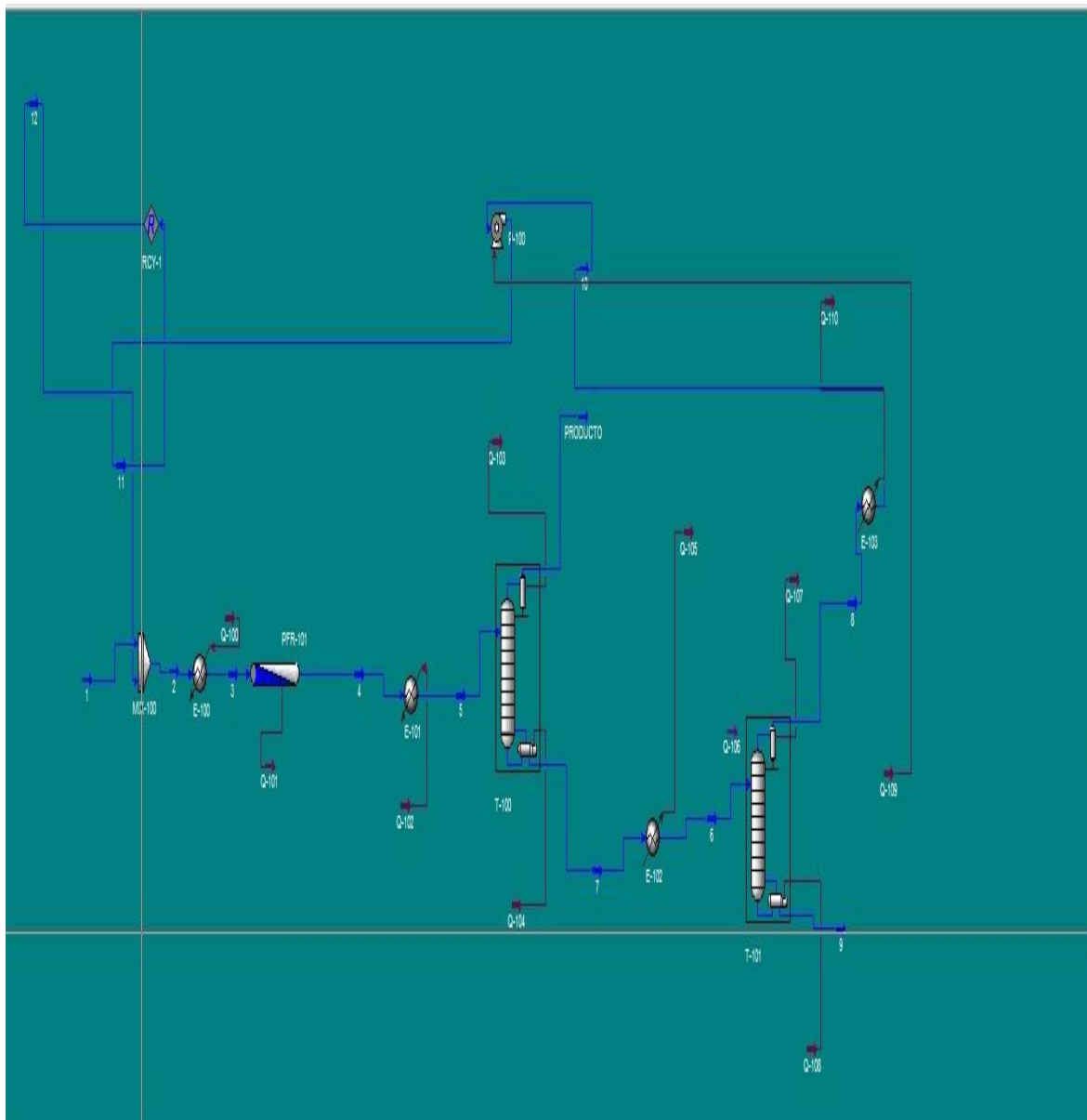


Figura 3.14. Diagrama de la planta en Aspen Hysys ®.

3.2.4 ECUACIONES DE LA PLANTA

En este apartado se van a mostrar el conjunto de ecuaciones que son necesarias para simular la planta. Dichas ecuaciones se obtienen realizando balances de materia y energía en los puntos de la planta donde se producen cambios de composición o caudal (en los lugares donde están situados los equipos que forman la planta).

3.2.4.1 PUNTO DE MEZCLA DE LA ALIMENTACIÓN

En el punto de mezcla se realiza la unión de dos corrientes: la de la alimentación y la que proviene de la recirculación. Estas dos corrientes están en las mismas condiciones de temperatura y presión, y las dos están compuestas únicamente por metanol. Por lo

que la fracción en masa en metanol será la unidad. En este punto de mezcla se establece como corrientes conocidas la de recirculación y la de alimentación de metanol puro.

Las ecuaciones utilizadas son las siguientes:

$$w2 \left(\frac{kg}{s} \right) = w1 \left(\frac{kg}{s} \right) + w6 \left(\frac{kg}{s} \right) \quad \text{(Ecuación 3.64)}$$

$$w1 \left(\frac{kg}{s} \right) = 2,3072 \quad \text{(Ecuación 3.65)}$$

$$w6 \left(\frac{kg}{s} \right) = 0.0168 \quad \text{(Ecuación 3.66)}$$

$$X_{2met}(\text{fracción en masa}) = 1 \quad \text{(Ecuación 3.67)}$$

3.2.4.2 REACTOR FLUJO-PISTÓN

Una vez mezcladas las corrientes, w2 se dirige al reactor flujo pistón, en el cual ocurrirá la reacción explicada en el apartado de introducción de la planta. Al ser un reactor flujo-pistón no se puede suponer que la concentración en el reactor es constante, por lo que el balance de materia es distinto al de mezcla perfecta. Ordenando términos se obtiene la siguiente ecuación [Levenspiel]:

$$\frac{V(m^3)}{F_{a0} \left(\frac{kmol}{h} \right)} = \int \frac{dX_a}{r_a} \quad \text{(Ecuación 3.68)}$$

Conociendo las dimensiones del reactor, el flujo molar y la cinética de la reacción, se procede a hallar la conversión. La cinética de la reacción es de segundo orden.

$$r_a \left(\frac{kmol}{h.m^3} \right) = k \cdot P_{met}^2 \cdot (1 - X_a)^2 \cdot e^{\frac{-E_a}{R.T}} \quad \text{(Ecuación 3.69)}$$

$$k \left(\frac{kmol}{h.m^3.kPa^2} \right) = 1210000 \quad \text{(Ecuación 3.70)}$$

$$X_a(\text{conversion en fracción molar}) \quad \text{(Ecuación 3.71)}$$

$$P_{met}(kPa) = 1550 \quad \text{(Ecuación 3.72)}$$

$$E_a(J / mol) = 80480 \quad \text{(Ecuación 3.73)}$$

$$R \left(\frac{J}{mol.K} \right) = 8.314 \quad \text{(Ecuación 3.74)}$$

$$T(K) = 498 \quad \text{(Ecuación 3.75)}$$

$$V(m^3) = 4.07 \quad \text{(Ecuación 3.76)}$$

$$Fa_0\left(\frac{kmol}{h}\right) = 387.6 \quad \text{(Ecuación 3.77)}$$

Realizando la integral y sustituyendo por cada valor que se ha mostrado anteriormente sale una conversión de 0.99

Una vez conocida la conversión del reactor, se realizan las ecuaciones que permiten calcular el caudal molar de cada componente.

$$Xa(\text{conversión reactor}) = 0.99 \quad \text{(Ecuación 3.78)}$$

$$w_{2M}\left(\frac{kmol}{s}\right) = 0.07256 \quad \text{(Ecuación 3.79)}$$

$$M_{met}\left(\frac{kmol}{s}\right) = w_{2M} \cdot (1 - Xa) \quad \text{(Ecuación 3.80)}$$

$$M_{wat}\left(\frac{kmol}{s}\right) = w_{2M} \cdot \left(\frac{Xa}{2}\right) \quad \text{(Ecuación 3.81)}$$

$$M_{dim}\left(\frac{kmol}{s}\right) = w_{2M} \cdot \left(\frac{Xa}{2}\right) \quad \text{(Ecuación 3.82)}$$

Se pasa a hallar las fracciones molares, una vez conocidos los caudales molares de cada componente. Y a continuación, se calculan las fracciones másicas, ya que en el resto de balances que se realizan se trabaja en caudales másicos.

$$X_{met_M}(\text{fracción molar}) = \frac{M_{met}}{w_{2M}} \quad \text{(Ecuación 3.83)}$$

$$X_{wat_M}(\text{fracción molar}) = \frac{M_{wat}}{w_{2M}} \quad \text{(Ecuación 3.84)}$$

$$X_{dim_M}(\text{fracción molar}) = 1 - X_{met_M} - X_{wat_M} \quad \text{(Ecuación 3.85)}$$

Seguidamente, se pasa las fracciones molares a fracciones másicas.

$$Y_{metM}(kg/s) = M_{met}(kmol/s) \cdot 32\left(\frac{kg}{kmol}\right) \quad \text{(Ecuación 3.86)}$$

$$Y_{watM}(kg/s) = M_{wat}(kmol/s) \cdot 18\left(\frac{kg}{kmol}\right) \quad \text{(Ecuación 3.87)}$$

$$Y_{dimM}(kg/s) = M_{dim}(kmol/s) \cdot 46.07\left(\frac{kg}{kmol}\right) \quad \text{(Ecuación 3.88)}$$

$$M_{tot}(kg/s) = Y_{metM} + Y_{watM} + Y_{dimM} \quad \text{(Ecuación 3.89)}$$

$$X_{dim_m}(\text{fracción en masa}) = \frac{Y_{metM}}{M_{tot}} \quad \text{(Ecuación 3.90)}$$

$$X_{wat_m}(\text{fracción en masa}) = \frac{Y_{watM}}{M_{tot}} \quad \text{(Ecuación 3.91)}$$

$$X_{met_m}(\text{fracción en masa}) = 1 - X_{dim_m} - X_{wat_m}$$

$$\quad \text{(Ecuación 3.92)}$$

3.2.4.3 PRIMERA COLUMNA FLASH

Una vez realizada la reacción en el reactor flujo-pistón, la corriente resultante se dirige a la primera columna flash, para conseguir la separación en dos corrientes. La corriente que sale por la parte superior se compone únicamente por Dimetil Éter y se encuentra en estado gaseoso (w4), es la corriente de producto. La segunda corriente que es líquida está compuesta por metanol y agua (w5), que se dirigirá a la segunda columna flash. Las ecuaciones que definen esta etapa de la planta son las siguientes:

$$w4\left(\frac{kg}{s}\right) = w2\left(\frac{kg}{s}\right) \cdot X_{dim_m} \quad \text{(Ecuación 3.93)}$$

$$w5\left(\frac{kg}{s}\right) = w2\left(\frac{kg}{s}\right) \cdot (X_{wat_m} + X_{met_m}) \quad \text{(Ecuación 3.94)}$$

$$X_{wat5}(\text{fracción másica}) = \frac{w2\left(\frac{kg}{s}\right) \cdot X_{wat_m}}{w5\left(\frac{kg}{s}\right)} \quad \text{(Ecuación 3.95)}$$

$$X_{met5}(\text{fracción másica}) = \frac{w2\left(\frac{kg}{s}\right) \cdot X_{met_m}}{w5\left(\frac{kg}{s}\right)} \quad \text{(Ecuación 3.96)}$$

Una vez conocidas las corrientes de entrada y de salida del equipo, se continúan escribiendo las ecuaciones diferenciales que nos surgen al realizar los balances de materia y de presión (aunque el de presión en realidad es un balance de masa).

$$\frac{dM}{dt} = w_2 \left(\frac{kg}{s} \right) - w_4 \left(\frac{kg}{s} \right) - w_5 \left(\frac{kg}{s} \right) \quad \text{(Ecuación 3.97)}$$

$$\frac{dP}{dt} \frac{V \cdot PM}{R \cdot T} = w_2 \left(\frac{kg}{s} \right) - w_4 \left(\frac{kg}{s} \right) - w_5 \left(\frac{kg}{s} \right) \quad \text{(Ecuación 3.98)}$$

Como se ve el balance de presión es un balance de masa, en el cual se cambia la masa del término de acumulación por la masa despejada en la ecuación de los gases ideales.

$$M(kg) = \frac{V(l) \cdot PM \left(\frac{kg}{kmol} \right)}{R \left(\frac{kPa \cdot l}{kmol \cdot K} \right) \cdot T(K)} \quad \text{(Ecuación 3.99)}$$

$$R = 8314 \left(\frac{kPa \cdot l}{kmol \cdot K} \right) \quad \text{(Ecuación 3.100)}$$

$$T = 316.72 \text{ K} \quad \text{(Ecuación 3.101)}$$

$$V = 200000 \text{ l} \quad \text{(Ecuación 3.102)}$$

$$PM = 46.06 \left(\frac{kg}{kmol} \right) \quad \text{(Ecuación 3.103)}$$

3.2.4.4 SEGUNDA UNIDAD FLASH

La corriente que sale por la parte inferior de la primera unidad flash se dirige a otra columna flash para conseguir separar el agua del metanol, y así poder recircular el metanol que no ha reaccionado. Las ecuaciones en esta etapa son las siguientes:

$$w_6 \left(\frac{kg}{s} \right) = w_5 \left(\frac{kg}{s} \right) \cdot X_{met5} (\text{fracción másica}) \quad \text{(Ecuación 3.104)}$$

$$w_7 \left(\frac{kg}{s} \right) = w_5 \left(\frac{kg}{s} \right) \cdot X_{wat5} (\text{fracción másica}) \quad \text{(Ecuación 3.105)}$$

Los balances de presión y materia son los que se muestran a continuación:

$$\frac{dM}{dt} = w5 \left(\frac{kg}{s} \right) - w6 \left(\frac{kg}{s} \right) - w7 \left(\frac{kg}{s} \right) \quad \text{(Ecuación 3.106)}$$

$$\frac{dP}{dt} \cdot \frac{V \cdot PM}{R \cdot T} = w5 \left(\frac{kg}{s} \right) - w6 \left(\frac{kg}{s} \right) - w7 \left(\frac{kg}{s} \right) \quad \text{(Ecuación 3.107)}$$

3.2.5 LAZOS DE CONTROL

Una vez que se han obtenido las ecuaciones que definen la planta y se conocen perfectamente los emparejamientos que se tienen que realizar, se continúa con la simulación de la planta. Para efectuar la simulación se considera que las temperaturas de las corrientes se mantienen constantes, es decir, no se realiza la simulación de los emparejamientos de temperatura.

Al elaborar los emparejamientos en Matlab ocurre un problema con el emparejamiento de presión de la primera unidad flash, ya que interacciona con el lazo de producción. Dicha interacción produce desviaciones en todos los demás lazos, por lo que se decide no controlar la presión en la primera unidad flash. Esta desviación se debe a que la variable controlada del lazo de producción es la línea de cabeza de la primera unidad flash y es también la variable manipulada del lazo de presión. En la realidad se debería poder controlar la presión de la planta de la manera propuesta anteriormente, pero la simulación en Matlab es una aproximación cercana a la realidad, pero no real al 100%.

Para la realización de los distintos lazos de control se efectuarán todos ellos con un controlador PI, con lo que se tendrán que buscar los valores óptimos de los parámetros k_c y τ_i .

En la realización de la simulación se toman como constante las temperaturas de las corrientes y se realiza la simulación de los siguientes lazos de control: producción, nivel de la primera unidad flash, nivel de la segunda unidad flash y presión de la segunda unidad flash.

3.2.5.1 EMPAREJAMIENTOS DE PRODUCCIÓN, NIVELES Y PRESIÓN

Inicialmente, se colocan las ecuaciones necesarias para reproducir la planta y se comprueba que los caudales que se obtienen son los correctos. Una vez que se tiene la

planta correctamente especificada en Matlab, se prosigue añadiendo los lazos de control y seguidamente, se realiza la simulación.

En todas las gráficas representadas en este apartado se ha realizado un cambio en el punto de consigna del lazo de producción, a partir $t=50$ segundos la consigna vale 2.2 kg/s, lo que aumenta la cantidad de reactivo que se debe introducir en la planta para que se produzca mayor cantidad de Dimetil Éter (la corriente $w1$ debe aumentar su caudal). Entonces todas las corrientes de la planta aumentan su caudal y por lo tanto, todos los lazos de control deben actuar ante este incremento de caudal para mantener las variables controladas en sus valores de consigna.

En primer lugar, se decide confeccionar el emparejamiento de producción, que tiene como variable manipulada el caudal de alimentación ($w1$) y como variable controlada el caudal de producto ($w4$). El valor del punto de consigna es de 1.659 kg/s (5972 kg/h), ya que es el caudal de producto especificado como objetivo de la planta.

Las ecuaciones de dicho lazo son las siguientes:

$$e3 = hc3 - w4(\text{variable controlada}) \quad \text{(Ecuación 3.108)}$$

$$N3 = \text{porcentaje de apertura} \quad \text{(Ecuación 3.109)}$$

$$N3 = N_{03} + kc3 \cdot e3 + \frac{kc3}{ti3} \cdot \int e3(t) \cdot dt \quad \text{(Ecuación 3.110)}$$

$$hc3\left(\frac{kg}{s}\right) = 1.659 \quad \text{(Ecuación 3.111)}$$

$$N_{03}(\text{porcentaje de apertura en estado estacionario}) = 50 \quad \text{(Ecuación 3.112)}$$

$$w1(\text{caudal de variable controlada}) = 0.04610096 \cdot N3 \quad \text{(Ecuación 3.113)}$$

Los valores de los parámetros del controlador son los que se muestran a continuación:

$$kc3\left(\frac{\% \text{ de apertura de la válvula}}{\frac{\text{kg}}{\text{s}} \text{ de producto}}\right) = 4 \quad (\text{Ecuación 3.114})$$

$$ti3(s) = 16 \quad (\text{Ecuación 3.115})$$

Se observa que el valor de kc es positivo, ya que ante un error positivo, es decir que el caudal de producto sea inferior al de consigna, la válvula debería abrir para que el caudal de alimentación aumente y se produzca más producto.

A continuación, se puede observar la gráfica caudal de producción (kg/s) vs tiempo(s), y como se establece la variable controlada en un nuevo punto de consigna.



Figura 3.15. Gráfica producción (kg/s) vs tiempo (s).

Seguidamente, se sintoniza el emparejamiento de nivel de la primera unidad flash. La variable manipulada será la corriente líquida que sale de la primera columna flash ($w5$) y la variable controlada el nivel de dicho equipo, el punto de consigna seleccionado es: $hc4=1000$ kg.

Las ecuaciones del lazo son las siguientes:

$$e_4 = h_{c4} - nivel_1(\text{variable controlada}) \quad \text{(Ecuación 3.116)}$$

$$N_4 = N_{04} + k_{c4} \cdot e_4 + \frac{k_{c4}}{ti_4} \cdot \int e_4(t) \cdot dt \quad \text{(Ecuación 3.117)}$$

$$h_{c4}(kg) = 1000 \quad \text{(Ecuación 3.118)}$$

$$N_{04}(\text{porcentaje de apertura en estado estacionario}) = 50 \quad \text{(Ecuación 3.119)}$$

$$w_5(\text{caudal de variable controlada}) = 0.01334 \cdot N_4 \quad \text{(Ecuación 3.120)}$$

Y los valores de los parámetros del controlador se muestran a continuación:

$$k_{c4}\left(\frac{\% \text{ de apertura de la válvula}}{kg}\right) = -0.12 \quad \text{(Ecuación 3.121)}$$

$$ti_4(s) = 60 \quad \text{(Ecuación 3.122)}$$

El valor del término integral seleccionado es alto, ya que interesa que el valor de apertura de la válvula cambie lentamente, porque la corriente w_5 se dirige hacia la segunda unidad flash en la que se tienen dos lazos de control, y si se produjeran cambios demasiado bruscos se podría tener problemas para realizar los lazos de control en la segunda unidad flash. El signo de la ganancia del controlador es negativo, ya que si el error fuera negativo interesa que la válvula abra para que el nivel disminuya, y el error se haga cada vez más pequeño.

En la siguiente gráfica se puede observar cómo cambia el nivel de la primera unidad flash a lo largo del tiempo.

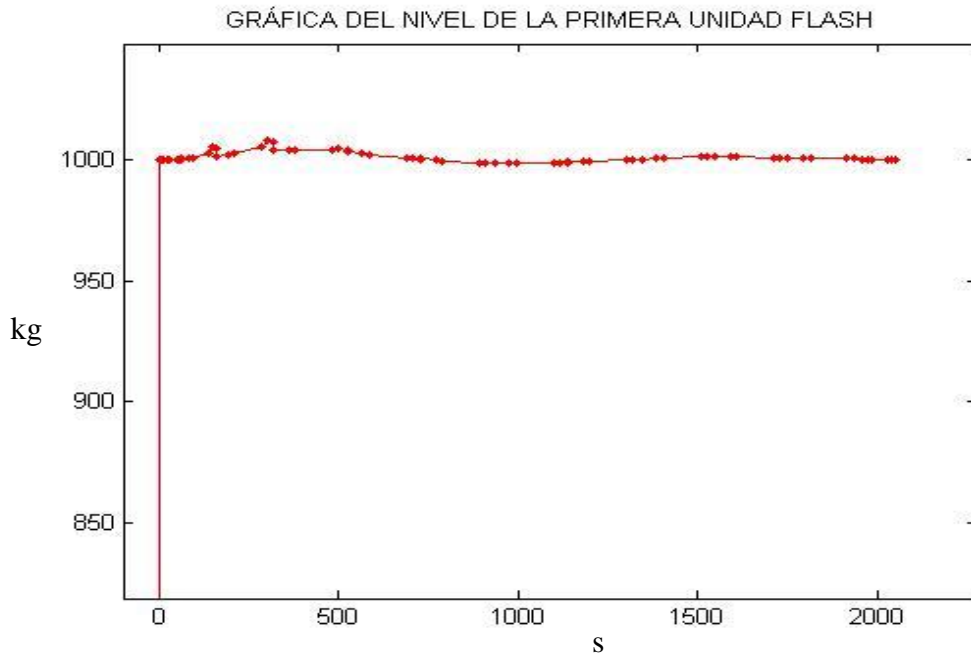


Figura 3.16. Gráfica de nivel (kg) vs tiempo (s).

Finalmente, se pasa a realizar los emparejamientos en la segunda unidad flash. Se comienza realizando el emparejamiento de presión.

La variable manipulada del emparejamiento de presión es la corriente de cabeza de la segunda columna flash (w6) y la variable controlada es la presión de ese mismo equipo. El valor de consigna es de 627,8 kPa, ya que es la presión con la que sale dicha corriente en el valor estacionario.

Las ecuaciones de este lazo son las siguientes:

$$e5 = hc5 - \text{Presión2(variable controlada)} \quad \text{(Ecuación 3.123)}$$

$$N5 = N_{05} + kc5 \cdot e5 + \frac{kc5}{ti5} \cdot \int e5(t) \cdot dt \quad \text{(Ecuación 3.124)}$$

$$hc5(kPa) = 627.8 \quad \text{(Ecuación 3.125)}$$

$$N_{05}(\text{porcentaje de apertura en estado estacionario}) = 50 \quad \text{(Ecuación 3.126)}$$

$$w6(\text{caudal de variable controlada}) = 0.000371 \cdot N5$$

(Ecuación 3.127)

Y los valores de los parámetros del controlador se muestran a continuación:

$$kc5 \left(\frac{\% \text{ de apertura de la válvula}}{kPa} \right) = -0.01 \quad (\text{Ecuación 3.128})$$

$$ti5(s) = 4 \quad (\text{Ecuación 3.129})$$

La ganancia del controlador tiene signo negativo, ya que cuando el error es negativo la válvula debe abrirse para que salga más caudal y la presión disminuya, reduciendo el error. El valor del término integral es bajo.

En la siguiente figura se puede observar la gráfica presión (kPa) vs tiempo (s).

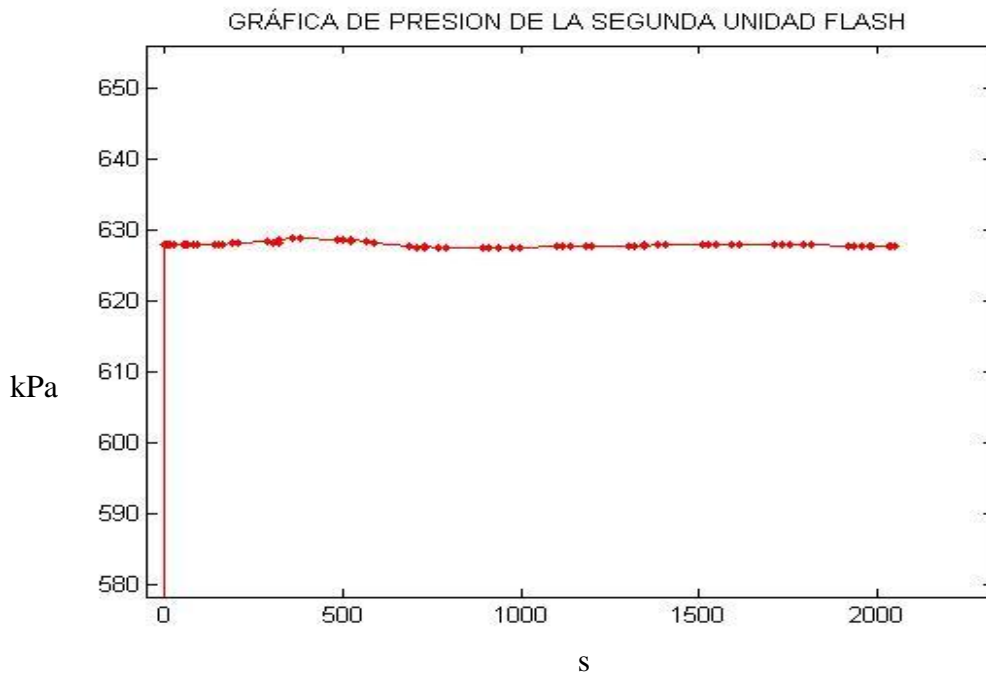


Figura 3.17. Gráfica de presión (kPa) vs tiempo (s).

Y por último, se añade el lazo de nivel de la segunda unidad flash. La variable manipulada de este lazo es la corriente de cola de la segunda columna flash (w7) y la variable controlada el nivel de dicho equipo. El valor de consigna es de 500 kg, ya que

se decide mantener este nivel de líquido en esta columna, porque la segunda columna flash es de menor tamaño que la primera.

Las ecuaciones de este lazo son las siguientes:

$$e6 = hc6 - nivel2(variable\ controlada) \quad \textbf{(Ecuación 3.130)}$$

$$N6 = N_0 + kc6 \cdot e6 + \frac{kc6}{ti6} \cdot \int e6(t) \cdot dt \quad \textbf{(Ecuación 3.131)}$$

$$hc6(kg) = 500 \quad \textbf{(Ecuación 3.132)}$$

$$N6(\text{porcentaje de apertura}) \quad \textbf{(Ecuación 3.133)}$$

$$N_{06}(\text{porcentaje de apertura en estado estacionario}) = 50 \quad \textbf{(Ecuación 3.134)}$$

$$w7(\text{caudal de variable controlada}) = 0.000371 \cdot N6 \quad \textbf{(Ecuación 3.135)}$$

Y los valores de los parámetros del controlador son los siguientes:

$$kc6\left(\frac{\% \text{ de apertura de la válvula}}{kg}\right) = -0.15 \quad \textbf{(Ecuación 3.136)}$$

$$ti6(s) = 18 \quad \textbf{(Ecuación 3.137)}$$

El signo de la ganancia del controlador es negativo, por la misma razón que en los emparejamientos de nivel de la primera unidad y de presión de la segunda. El valor del término integral es un valor intermedio.

En la siguiente figura se observa como varía el nivel a lo largo del tiempo.

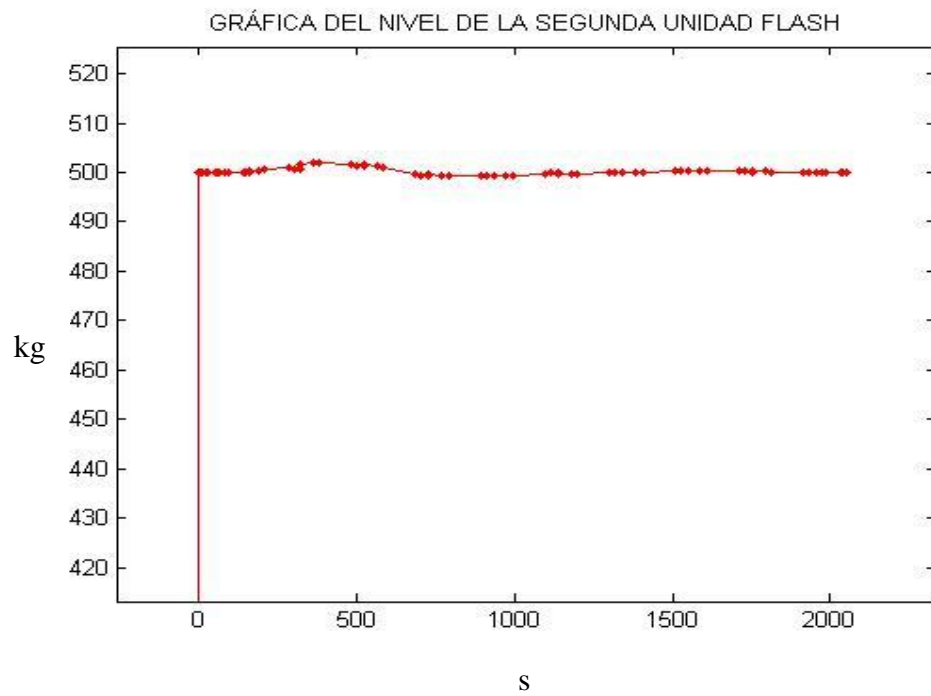


Figura 3.18. Gráfica nivel (kg) vs tiempo (s).

En el anexo 4.5, se pueden observar los archivos de Matlab utilizados para la simulación de este apartado

3.2.6 SIMULACIÓN DE LA PLANTA

Finalmente, se va a simular la planta habiendo realizado dos cambios de consigna en dos emparejamientos distintos para observar que los lazos de control actúan correctamente. Además, se van a representar las graficas de las variables manipuladas y controladas respecto al tiempo. Los puntos de consigna que se van a modificar son los de los siguientes lazos de control: el de producción y el de nivel de la primera unidad flash.

-El punto de consigna del lazo de producción va tener un valor de 1.75 kg/s a partir de $t=50$ s. (**valor inicial, ecuación 3.111**).

- El valor del punto de consigna del lazo de nivel de la primera unidad flash va a ser de 1005 a partir de $t=600$ s. (**valor inicial, ecuación 3.118**).

A continuación, se van a mostrar las gráficas desde $t=0$ s hasta $t=2050$ s de los distintos lazos de control.

3.2.6.1 GRÁFICAS LAZO DE PRODUCCIÓN



Figura 3.19. Gráfica caudal de producción (kg/s) vs tiempo (s).

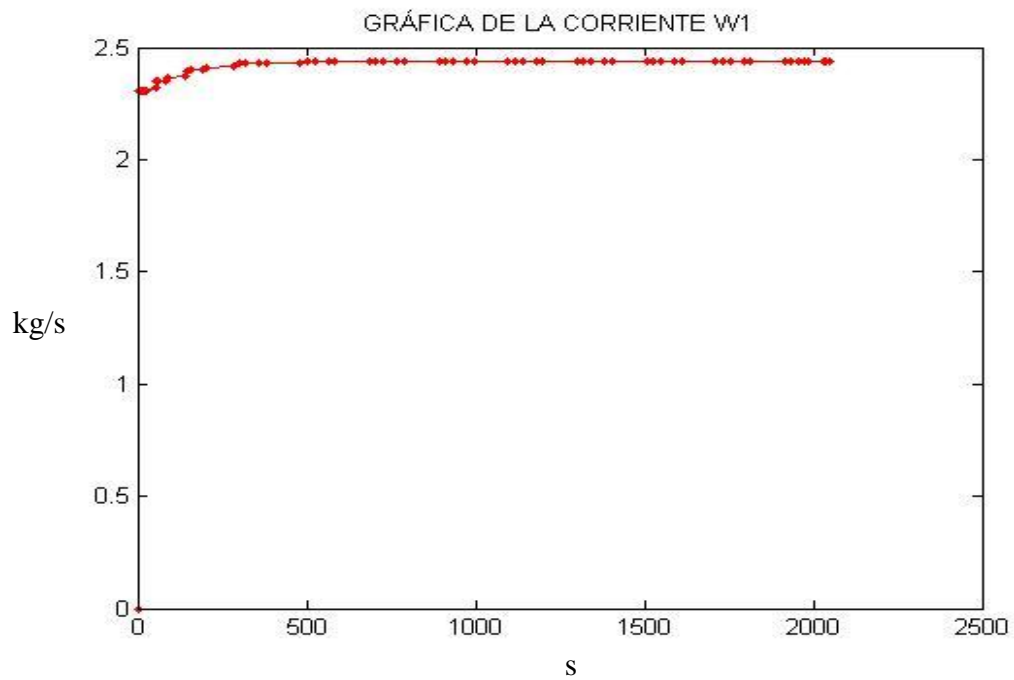


Figura 3.20. Gráfica caudal de la variable w_1 (kg/s) vs tiempo (s).

En la figura 3.19 se puede observar como la variable controlada del lazo de producción se estabiliza en el valor 1,75 kg/s, que es el nuevo punto de consigna.

La figura 3.20 representa la variable manipulada del lazo de producción, y como se observa al realizar el cambio de consigna la variable manipulada se mantiene estable en un nuevo valor para conseguir la producción deseada.

3.2.6.2 GRÁFICAS LAZO DE NIVEL DE LA PRIMERA UNIDAD FLASH

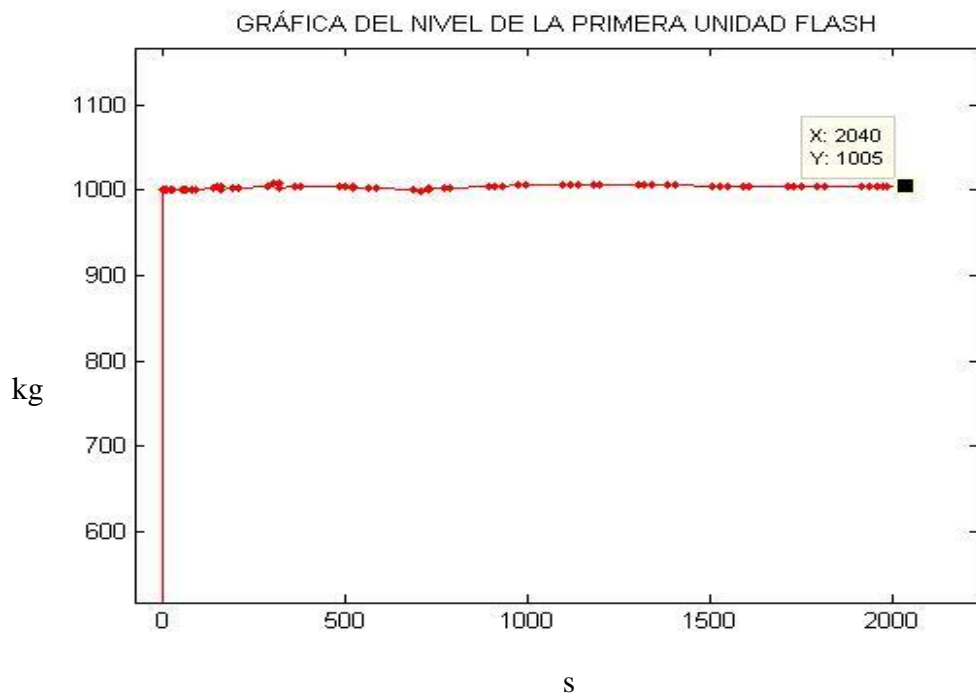


Figura 3.21. Gráfica nivel de la primera unidad flash (kg) vs tiempo (s).

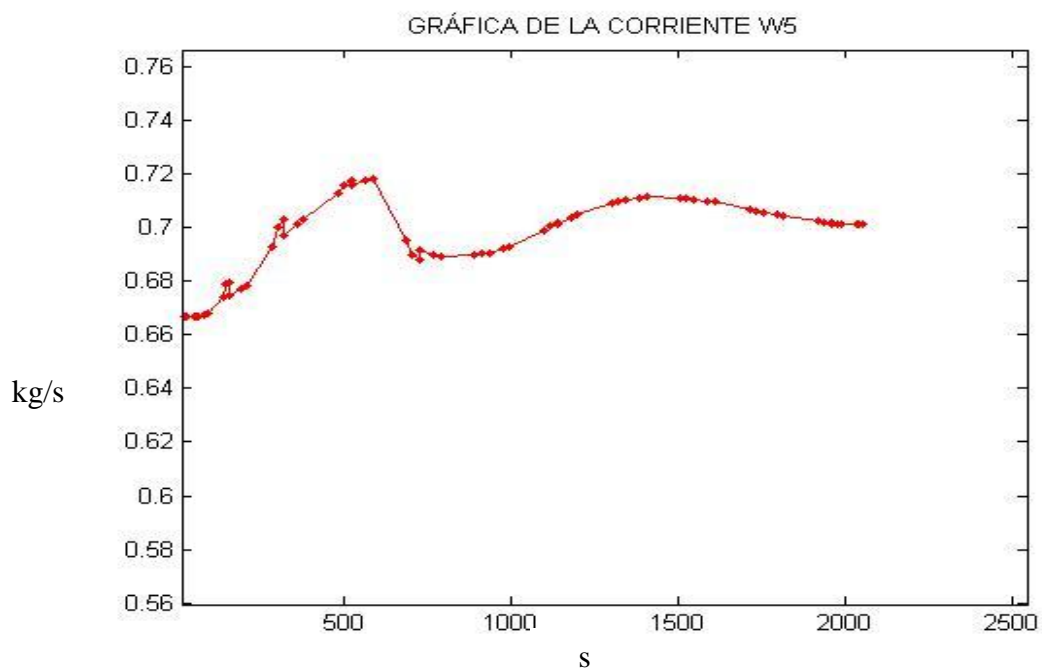


Figura 3.22. Gráfica caudal de la variable w5 (kg/s) vs tiempo (s).

En la figura 3.21 se puede apreciar como el nivel se estabiliza en el nuevo punto de consigna.

La figura 3.22 reproduce como va cambiando la variable manipulada del lazo de nivel de la primera unidad flash de $t=0$ a $t=2050$, y como se puede observar la variable manipulada después de oscilar se mantiene estable en un nuevo valor. Esta oscilación ocurre debido a los dos cambios efectuados en la planta, que producen que el lazo de control tenga que buscar dos veces el valor de la variable manipulada que consigue mantener la variable controlada en el punto de consigna.

3.2.6.3 LAZO DE PRESION DE LA SEGUNDA COLUMNA FLASH

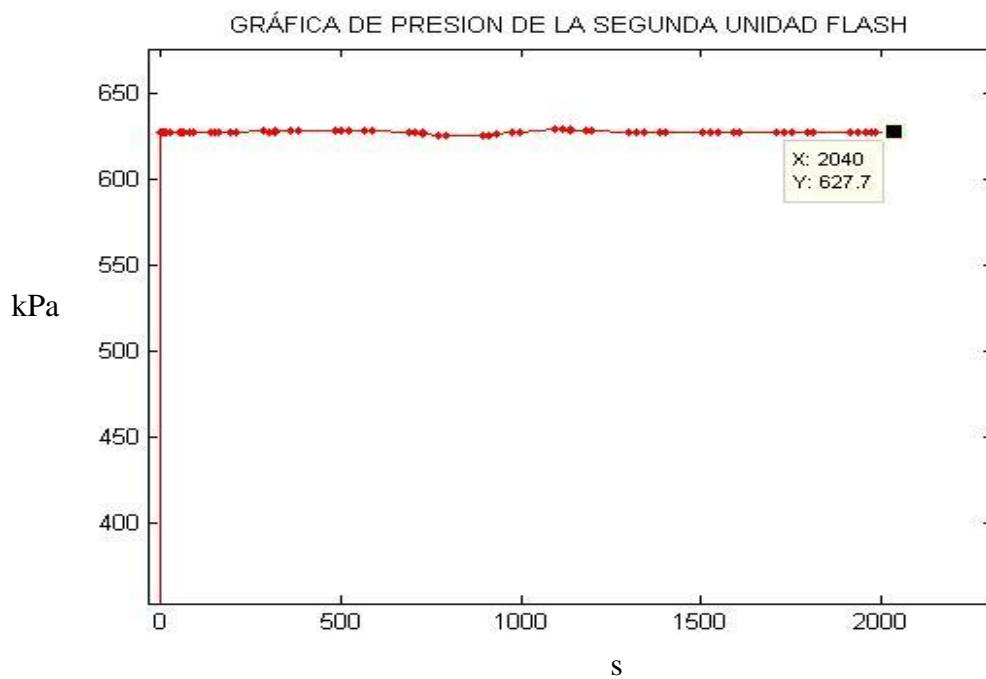


Figura 3.23. Gráfica presión de la segunda unidad flash (kPa) vs tiempo (s).

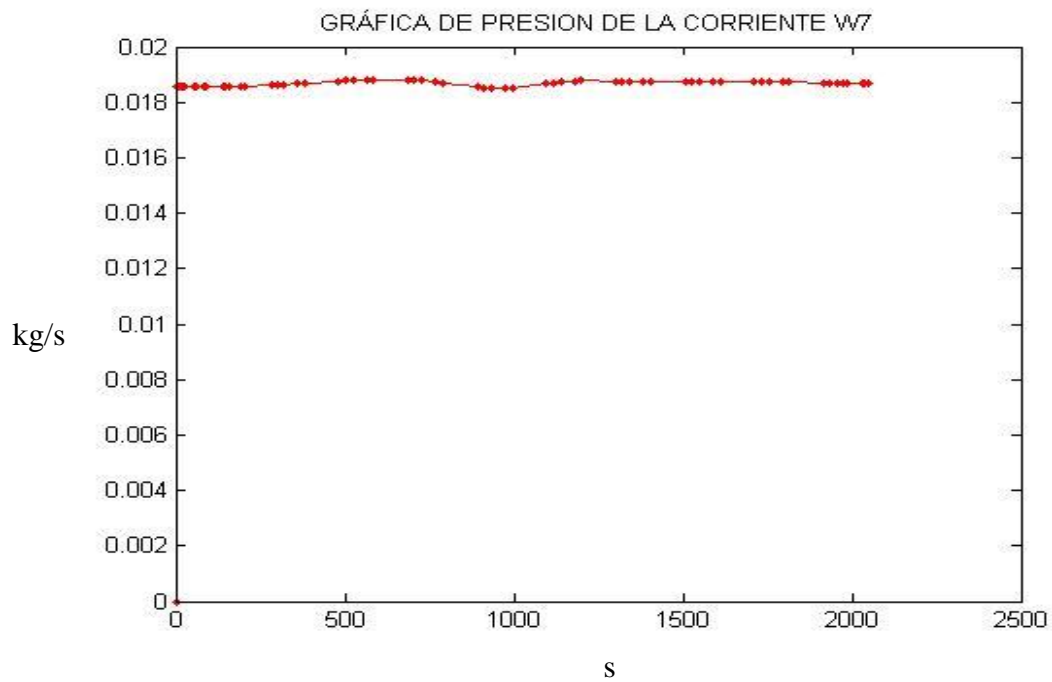


Figura 3.24. Gráfica caudal de la variable w7 (kg/s) vs tiempo (s).

En la figura 3.23 se observa como la presión de la segunda unidad flash se estabiliza en su punto de consigna después de realizar un par de oscilaciones.

La figura 3.24 representa como va variando la variable manipulada de este lazo de control a lo largo del tiempo. Se puede apreciar que las figuras 3.22 y 3.23 son similares.

3.2.6.4 LAZO DE NIVEL DE LA SEGUNDA UNIDAD FLASH

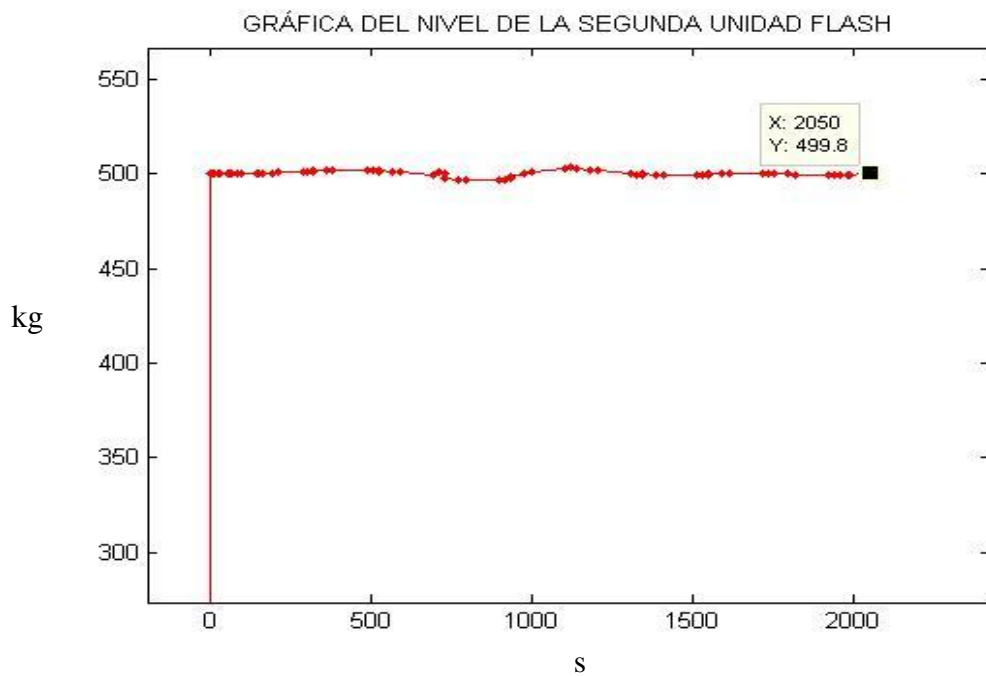


Figura 3.25. Gráfica nivel de la segunda unidad flash (kg) vs tiempo (s).

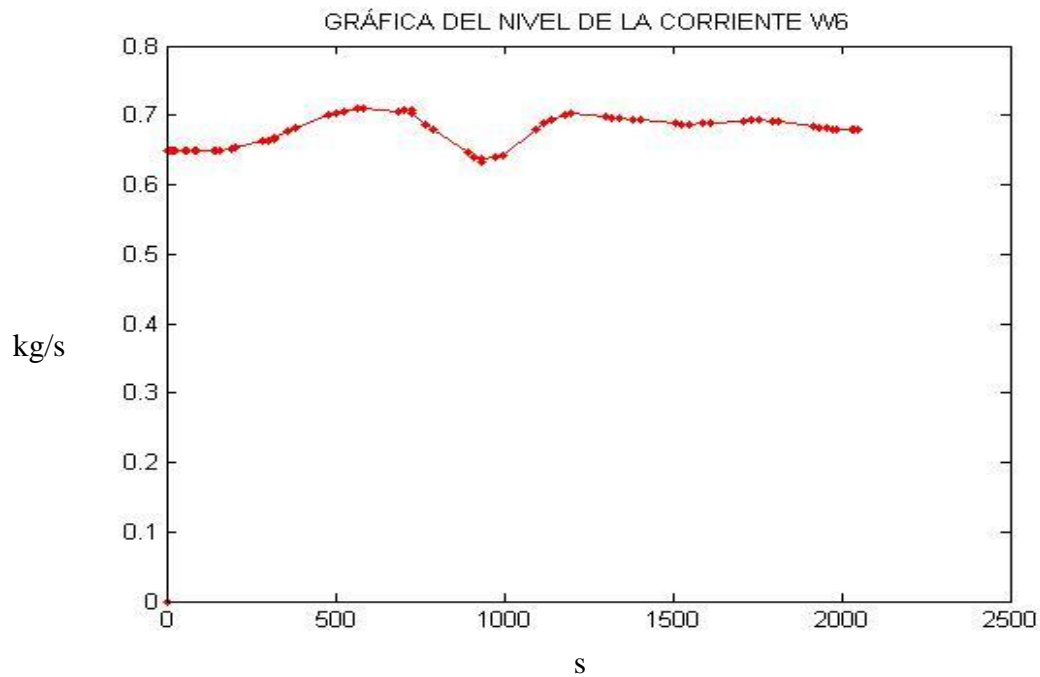


Figura 3.26. Gráfica caudal de la variable w7 (kg/s) vs tiempo (s).

En la figura 3.25 se puede apreciar como el nivel después de oscilar, debido a los diversos cambios producidos en la planta, se estabiliza en su punto de consigna.

La figura 3.26 representa como varía la variable manipulada del lazo de nivel de la segunda unidad flash, y como en el resto de las gráficas, después de un período de oscilación el lazo de control actúa adecuadamente y la variable manipulada se consigue mantener estable.

4. ANEXOS

En este apartado se muestran los diferentes archivos que se han utilizado en Matlab para realizar la simulación de las dos plantas.

4.1 FUNCIÓN Y ESCRIPT DE LA PLANTA CON COMPUESTOS GENÉRICOS

4.1.1 FUNCIÓN

```
function du=prueba4(t,u)

global w1 w2 w6 % variables globales, ya que se definen su valor en el
script

%constantes iniciales
k=330;
Ht=3000;
x2b=0.99;
% descarga del tanque por gravedad%
w8=39.80201*(u(4)^0.5);

w3=w1+w2+w8;%balance global de masa
du1=(w1-w3*u(1)-Ht*k*0.5*u(1)*u(2))/Ht;%balance al componente A
du2=(w2*x2b-w3*u(2)+w8*(1-u(5))-Ht*k*0.5*u(1)*u(2))/Ht;%balance al
componente B%
du3=(w2*(1-x2b)-w3*u(3)+w8*u(5))/Ht;%balance al compuesto D
Xc=1-(u(1)+u(2)+u(3));% hallamos la concentración de C
w4=w3*(u(1)+Xc);%hallamos el caudal de la corriente w4
X4a=(w3*u(1))/w4;%composición de la corriente w4
w5=w3*(u(2)+u(3));%hallamos el caudal de la corriente w5
w7=w5-w6;% le restamos la corriente de purga a la corriente que se
dirige al tanque de recirculación
x7d=(w3*u(3))/w5;%hallamos la concentración en w7 en D, sabiendo que
es la misma que en w5%
du4=w7-w8;% balance de masa al tanque
du5=(w7*x7d-w7*u(5));% balance al tanque de recirculación al compuesto
D
du=[du1;du2;du3;du4;du5];
%Estos comandos nos muestra por pantalla las variables que elegimos.
fprintf(1,':HT = %f\n',u(4));
fprintf(1,':w4 = %f\n',w4);
fprintf(1,':X4a = %f\n',X4a);
fprintf(1,':Xd8= %f\n',u(5));
fprintf(1,':tiempo = %f\n',t);

end
```


4.1.2 SCRIPT

```
% Script
%Primero de todo evaluar esta celda, ya que en ella se definen las
%variables globales
clear all; clc; % primero reiniciamos todas las variables y limpiamos
la pantalla
global w1 w2 w6

%% Caso 1

w1=1010; w2=1100; w6=110; %damos valor a las variables globales
[t,u] = ode45('prueba4',[0 80],[0.0067,0.3,0.033,500,0.1]);

%% Caso 2
w1=1011; w2=1100; w6=110;
[t,u] = ode45('prueba4',[0 200],[0.0067,0.3,0.033,500,0.1]);
%% Caso 3
w1=1010; w2=1101; w6=110;
[t,u] = ode45('prueba4',[0 200],[0.0067,0.3,0.033,500,0.1]);
%% Caso 3
w1=1010; w2=1100; w6=111;
[t,u] = ode45('prueba4',[0 200],[0.0067,0.3,0.033,500,0.1]);
%% Caso 4
w1=1010; w2=1100; w6=110;
[t,u] = ode45('prueba4',[0 200],[0.0067,0.3,0.033,501.24,0.1]);

% 'ode45':orden que nos realiza el método numérico Runge Kutta de 4
orden, que es el método numérico elegido para resolver las ecuaciones
diferenciales de nuestra función
% se observa que el código en Matlab para utilizar los métodos
numéricos es el siguiente:
    % Primero se coloca el nombre de la función en la que tenemos
nuestras ecuaciones diferenciales.
    % A continuación el tiempo en el que queremos resolverlas, que irá
desde 0 aumentándose hasta 200, según le convenga al método numérico.
    % Y por último los valores iniciales de las variables de
    % las ecuaciones diferenciales, que en este caso existen 5.
```

4.2 FUNCION Y SCRIPT DE LA PLANTA SIN COMPUESTOS REALES CON EL LAZO W1/W4

4.2.1 FUNCIÓN

```
function du=emparejamiento1b(t,u)
global vec2 deltat1 w2 w8 w4 w4p
% constantes del controlador
%kc=0.037;
kc=0.02;
ti=1;
%ponemos que el valor de la integral del error inicialmente es 0
l=0;
% realizamos el cambio en escalón, es decir a partir del segundo 20 la
% consigna pasa a ser 2005.
if t<20
    hc=2000;
else
    hc=2005;
end
%damos valor al punto de consigna y ponemos la ecuación del error
e=hc-w4;
%se hace la integral y hallamos el valor de apertura de la válvula

    vec2(end+1)=e;%guardamos el error en cada momento en un vector
    deltat1(end+1) = t;%guardamos el tiempo en el que guardamos el
error en un vector
    for i1=2:numel(vec2)
        r=vec2(i1)*abs((deltat1(i1)-deltat1(i1-1)));
        %vamos multiplicando el error en ese momento por el incremento
del tiempo y lo vamos sumando hasta el momento actual, es decir,
se realiza la integral haciendo rectángulos pequeños y los sumamos
todos y tenemos una aproximación bastante buena de la integral, ya que
los rectángulos se realizan en un período de tiempo pequeño.
        l=l+r;
    end
% Damos valor al valor de la apertura de la válvula en estado
estacionario, y colocamos la ecuación del controlador.
N=50;
M=N+kc*e+(kc/ti)*l;
% Como la ecuación del controlador para valores mayores de 100 no
tiene sentido físico, pues introducimos el código necesario para que
si vale más de 100 valga 100. Lo mismo ocurre para valores menores de
0, por lo que se introduce el código necesario.
M(M>100) = 100;
M(M<0) = 0;

%caudal de entrada de w1
w1=20.2*M;

%ecuaciones en la planta

%constantes
Ht=3000;
k=330;
x2b=0.99;
Hr=500;
```

```

w3=w1+w2+w8; %balance de masa en el reactor
du1=(w1-w3*u(1)-Ht*k*0.5*u(1)*u(2))/Ht;%balance al componente A en el
reactor
du2=(w2*x2b-w3*u(2)+w8*(1-u(4))-Ht*k*0.5*u(1)*u(2))/Ht; %balance al
componente B en el reactor
du3=(w2*(1-x2b)-w3*u(3)+w8*u(4))/Ht;%balance al compuesto D en el
reactor
Xc=1-(u(1)+u(2)+u(3));%se halla la concentración de C en el reactor%
w4=w3*(u(1)+Xc);%se halla el caudal de la corriente w4
X4a=(w3*u(1))/w4;%se halla la composición de la corriente w4
w5=w3*(u(2)+u(3));%hallamos el caudal de la corriente w5
w7=w8;% al suponer que existe un lazo de control que controla el nivel
del tanque de recirculación,w7 siempre será igual a w8
x7d=(w3*u(3))/w5;%se halla la concentración en w7 en D, sabiendo que
es la misma que en w5%
du4=(w7*x7d-w8*u(4))/Hr; %se realiza el balance al compuesto D en el
tanque de recirculación
du=[du1;du2;du3;du4];
% se muestra por pantalla las variables seleccionadas
fprintf(1,':tiempo= %f\n',t);
fprintf(1,':w4= %f\n',w4);
fprintf(1,':w1= %f\n',w1);
%se guarda en un vector el valor de la corriente de producto en cada
%instante, de esta manera se puede realizar una gráfica w4 vs tiempo,
si se considera necesario.
w4p(end+1)=w4;
end

```

4.2.2 SCRIPT

```
clear all; clc;
global vec2 deltat1 w2 w8 w4 w4p % variables globales
vec2=zeros(1); deltat1 = zeros(1); w4p=zeros(1); %definimos las
variables como vectores.
w2=1100; w4=2000; w8=890;% concentración inicial
[t,u] = ode45('emparejamientow1b',[0,120],[0.0067,0.3,0.033,0.1]);
[deltat2,Ind] = sort(deltat1);
figure(2);plot(deltat2,w4p,'r.-');
% se realiza la gráfica w4 vs tiempo.
%figure(2); plot(deltat2,(w4p(Ind)-2000)/2000,'b-'), title('Error');
```

4.3 FUNCION Y SCRIPT DE LA PLANTA SIN COMPUESTOS REALES CON EL LAZO W2/X_D

4.3.1 FUNCIÓN

```
function du=emparejamientow2(t,u)
global vec2 deltat1 w4 w2 w8 w1 x8p
% constantes del controlador
kc=-25;
ti=14;
%ponemos el valor del término integral inicialmente es 0
l=0;
if t<50
    hc=0.1;
else
    hc=0.12;
end
%damos valor al punto de consigna y ponemos la ecuación del error
e=hc-u(4);
%hacemos la integral y hallamos el valor de apertura de la válvula
vec2(end+1)=e;
deltat1(end+1) = t;
for il=2:numel(vec2)
    r=vec2(il)*abs((deltat1(il)-deltat1(il-1)));
    l=l+r;
end
N=50;
M=N+kc*e+(kc/ti)*l;
M(M>100) = 100;
M(M<0) = 0;
%caudal de entrada de w2
w2=22*M;

%ecuaciones
Hr=500;
Ht=3000;
k=330;
x2b=0.99;
w3=w1+w2+w8; %balance de masa en el reactor
du1=(w1-w3*u(1)-Ht*k*0.5*u(1)*u(2))/Ht;%balance al componente A en el reactor
du2=(w2*x2b-w3*u(2)+w8*(1-u(4))-Ht*k*0.5*u(1)*u(2))/Ht;%balance al componente B en el reactor
du3=(w2*(1-x2b)-w3*u(3)+w8*u(4))/Ht;%balance al compuesto D en el reactor
Xc=1-(u(1)+u(2)+u(3));%se halla la concentración de C en el reactor%
w4=w3*(u(1)+Xc);%se halla el caudal de la corriente w4
X4a=(w3*u(1))/w4;%se halla la composición de la corriente w4
w5=w3*(u(2)+u(3));%hallamos el caudal de la corriente w5
w7=w8;% al suponer que existe un lazo de control que controla el nivel del tanque de recirculación,w7 siempre será igual a w8
x7d=(w3*u(3))/w5;%se halla la concentración en w7 en D, sabiendo que es la misma que en w5%
du4=(w7*x7d-w8*u(4))/Hr;%se realiza el balance al compuesto D en el tanque de recirculación
du=[du1;du2;du3;du4];
% se muestra por pantalla las siguientes variables
fprintf(1,'%8d = %f\n',u(4));
```

```
fprintf(1,':w2 = %f\n',w2);  
fprintf(1,':tiempo = %f\n',t);  
fprintf(1,':error= %f\n',e);  
fprintf(1,':integral= %f\n',l);  
%se guarda en un vector la variable controlada  
x8p(end+1)=u(4);  
end
```

4.3.2 SCRIPT

```
clear all; clc;
global vec2 deltat1 w1 w8 x8p Hp % variables globales
vec2=zeros(1); deltat1 = zeros(1); x8p=zeros(1);
w1=1010; w8=890;%valores constantes Hp=0.10;% concentración inicial
[t,u] = ode45('emparejamientow2',[0,200],[0.0067,0.3,0.033,Hp]);
[deltat2,Ind] = sort(deltat1);
figure(2);plot(deltat2,x8p,'r.-');
% se realiza la gráfica  $X_D$  vs tiempo.
```

4.4 FUNCION Y SCRIPT DE LA PLANTA SIN COMPUESTOS REALES CON EL LAZO W8/X_{4A}

FUNCIÓN 4.4.1

```
function du=emparejamiento8(t,u)
global vec2 deltat1 w4 w2 w8 w1 x4a x4ap
% constantes del controlador

kc=-1000;
ti=10;
%ponemos el valor del término integral inicialmente es 0
l=0;
%damos valor al punto de consigna y ponemos la ecuación del error
if t< 40
    hc=0.01;
else
    hc=0.012;
end
e=hc-x4a;
%hacemos la integral y hallamos el valor de apertura de la válvula
vec2(end+1)=e;
deltat1(end+1) = t;
for il=2:numel(vec2)
    r=vec2(il)*abs((deltat1(il)-deltat1(il-1)));
    l=l+r;
end

N=50;
M=N+kc*e+kc/ti*l;
M(M>100) = 100;
M(M<0) = 0;
%caudal de entrada de w1
% 39.8020*(500^0.5)=890;
w8=M*(17.8);

%ecuaciones
Hr=500;
Ht=3000;
k=330;
x2b=0.99;
w3=w1+w2+w8; %balance de masa en el reactor
du1=(w1-w3*u(1)-Ht*k*0.5*u(1)*u(2))/Ht;%balance al componente A en el reactor
du2=(w2*x2b-w3*u(2)+w8*(1-u(4))-Ht*k*0.5*u(1)*u(2))/Ht; %balance al componente B en el reactor
du3=(w2*(1-x2b)-w3*u(3)+w8*u(4))/Ht;%balance al compuesto D en el reactor
Xc=1-(u(1)+u(2)+u(3));%se halla la concentración de C en el reactor%
w4=w3*(u(1)+Xc);%se halla el caudal de la corriente w4
X4a=(w3*u(1))/w4;%se halla la composición de la corriente w4
w5=w3*(u(2)+u(3));%hallamos el caudal de la corriente w5
w7=w8;% al suponer que existe un lazo de control que controla el nivel del tanque de recirculación,w7 siempre será igual a w8
x7d=(w3*u(3))/w5;%se halla la concentración en w7 en D, sabiendo que es la misma que en w5%
```



```

du4=(w7*x7d-w8*u(4))/Hr; %se realiza el balance al compuesto D en el
tanque de recirculación
du=[du1;du2;du3;du4];
% se muestra por pantalla las siguientes variables
fprintf(1,':X4a = %f\n',x4a);
fprintf(1,':w8 = %f\n',w8);
fprintf(1,':tiempo = %f\n',t);
fprintf(1,':error = %f\n',e);
fprintf(1,':tanto por cien = %f\n',M);
fprintf(1,':integral = %f\n',l);
%fprintf(1,':posicion = %f\n',i5);

%se guarda en un vector la variable controlada
x4ap(end+1)=x4a;
end

```

SCRIPT 4.4.2

```
clear all; clc;
global vec2 deltat1 w1 w2 w8 x4a x4ap %variables globales
vec2=zeros(1); deltat1 = zeros(1); x4ap=zeros(1);%definimos los
vectores
w1=1010; w8=890; w2=1100; x4a=0.01;%se da valores a las variables
globales
[t,u] = ode45('emparejamiento8',[0,600],[0.0067,0.3,0.033,0.1]);
[deltat2,Ind] = sort(deltat1);
%se dibuja la gráfica variable controlada vs tiempo
figure(2);plot(deltat2,x4ap,'r.-');
%figure(2); plot(deltat2,(w4p(Ind)-2000)/2000,'b-'), title('Error');
```

4.5 FUNCIÓN Y SCRIPT DE LA PLANTA CON COMPUESTOS REALES, LAZOS DE NIVEL, PRESIÓN Y PRODUCCIÓN

4.5.1 FUNCIÓN

```
function du=emp_total3_tempMOD(t,u)
global dimp deltat1 vec2 vec3 vec4 vec5 dimp1 dimp2 dimp3 wrec w1 w4

%realizamos el control del caudal de producción, controlando la
variable w1 que es el caudal de alimentación que se mezclará con el
caudal de recirculación.

%control de producción
kc=4;
ti=16;
l=0;
%se realiza una perturbación a partir del segundo 50
if t<50
    hc=1.659;
else
    hc=1.75;
end
e=hc-w4;
vec4(end+1)=e;
deltat1(end+1) = t;
for i1=2:numel(vec2)
    r=vec4(i1)*abs((deltat1(i1)-deltat1(i1-1)));
    l=l+r;
end
N=50;
M=N+kc*e+(kc/ti)*l;
M(M>100) = 100;
M(M<0) = 0;
w1=0.04610096*M;

%PUNTO DE MEZCLA
%BALANCE DE MASA GLOBAL
% el caudal w2 es la suma de la alimentación mas el caudal de
recirculación
w2=w1+wrec;
X2met=(w1+wrec)/w2;
%la fracción másica de agua es 0
X2wat=1-X2met;

%se pasa de fracción en masa a fracción molar
y2watM=X2wat/18;
y2metM=X2met/32;
Mtot=y2metM+y2watM;
X2metM=(y2metM/Mtot);
X2watM=1-X2metM;

%se pasa a realizar el control de temperatura antes del reactor, que
se realiza mediante un intercambiador.
```

```

%reactor flujo pistón
% es la reacción que se obtiene utilizando la reacción en un reactor
flujo pistón
Conv_reacM=0.992;
w2M=0.07256;
%caudal molar de compuestos
Mmet=w2M*X2metM*(1-Conv_reacM);
Mwat=w2M*X2watM+w2M*X2metM*(Conv_reacM/2);
Mdim=w2M-Mwat-Mmet;
%fracciones molares
XmetM=Mmet/w2M;
XwatM=Mwat/w2M;
Xdim=1-XmetM-XwatM;
%se pasa a fracciones másicas
moles_met=w2M*XmetM*32;
moles_wat=w2M*XwatM*18;
moles_dim=w2M*Xdim*46;
Masa_tot=moles_met+moles_wat+moles_dim;
Xmet_m=moles_met/Masa_tot;
Xwat_m=moles_wat/Masa_tot;
Xdim_m=moles_dim/Masa_tot;

%columna flash
%todo el dimetil se va por la corriente de producción (w4) y el agua y
el metanol por la corriente w5
w4=w2*Xdim_m;
w5=w2-w4;
Xmet5=(w2*Xmet_m)/w5;
Xwat5=(w2*Xwat_m)/w5;

%se realiza el emparejamiento de nivel, que es de un nivel de 1000 kg
de líquido
%emparejamiento de nivel COLUMNA 1
kc3=-0.12;
ti3=60;
l3=0;
if t<600
    hc3=1000;
else
    hc3=1000;
end
e3=hc3-u(1);
vec5(end+1)=e3;
for i1=2:numel(vec5)
    r3=vec5(i1)*abs((deltat1(i1)-deltat1(i1-1)));
    l3=l3+r3;
end
N3=50;
M3=N3+kc3*e3+(kc3/ti3)*l3;
M3(M3>100) = 100;
M3(M3<0) = 0;
w5=0.01334*M3;

dul=w2-w4-w5;

```

```

% 2ª Columna flash
%control de presión SEGUNDA COLUMNA
%el valor de consigna es la presión con la que saldría el fluido en el
%con el caudal en estado estacionario. La corriente que utilizamos es
w7 que es la corriente que se recircula
kc1=-0.01;
ti1=4;
l1=0;
if t<35
    hc1=627.8;
else
    hc1=627.8;
end
e1=hc1-u(3);
vec2(end+1)=e1;
for i1=2:numel(vec2)
    r1=vec2(i1)*abs((deltat1(i1)-deltat1(i1-1)));
    l1=l1+r1;
end
N1=50;
M1=N1+kc1*e1+(kc1/ti1)*l1;
M1(M1>100) = 100;
M1(M1<0) = 0;
w7=0.000371*M1;

%lazo de nivel SEGUNDA COLUMNA
%se realiza el emparejamiento de nivel, que es de un nivel de 500 kg
de líquido
kc2=-0.15;
ti2=18;
l2=0;
if t<600
    hc2=500;
else
    hc2=500;
end
e2=hc2-u(2);
vec3(end+1)=e2;
for i1=2:numel(vec2)
    r2=vec3(i1)*abs((deltat1(i1)-deltat1(i1-1)));
    l2=l2+r2;
end
N2=50;
M2=N2+kc2*e2+(kc2/ti2)*l2;
M2(M2>100) = 100;
M2(M2<0) = 0;
% w6 es una corriente de agua totalmente
w6=0.01296*M2;
du2=w5-w6-w7;
%constantes para realizar el balance de presión
Pm=32.04;
V1=200000;
R=8310;
Temp=392.5;
du3=(w5-w6-w7)/((Pm*V1)/(R*Temp));
w4_=w4*3600;
% el caudal que se recircula es igual a w7, que es la corriente de
cabeza que sale de la unidad flash, que contiene únicamente metanol.

```

```

wrec=w7;
du=[du1;du2;du3];
fprintf(1,':tiempo= %f\n',t);
fprintf(1,':w7 = %f\n',w7);
fprintf(1,':w6 = %f\n',w6);
fprintf(1,':w5 = %f\n',w5);
fprintf(1,':w4= %f\n',w1);
fprintf(1,':w2= %f\n',w2);
fprintf(1,':l1 = %f\n',l1);
fprintf(1,':e1 = %f\n',e1);
fprintf(1,':M1 = %f\n',M1);
% se guardan las variables que se pasarán a dibujar en las gráficas en
% vectores.
dimp(end+1)=w4;
dimp1(end+1)=u(1);
dimp2(end+1)=u(2);
dimp3(end+1)=u(3);

end

```

4.5.2 SCRIPT

```
clear all; clc;
global wrec w4 vec2 vec3 vec4 vec5 deltatl dimp dimp1 dimp2 dimp3
wrec w4
deltatl=zeros(1);vec2=zeros(1);vec3=zeros(1);vec4=zeros(1);dimp=zeros(
1);
dimp1=zeros(1);dimp2=zeros(1);dimp3=zeros(1);wrec=0.0168;w4=1.657;
vec5=zeros(1);
% Inicializamos todos los vectores, y definimos las variables globales
%También damos valor a la corriente de producto y de recirculación en
el momento inicial.
[t,u] = ode45('emp_total3_tempMOD',[0:2:2050],[1000,500,627.8]);
[deltat2,Ind] = sort(deltatl);
% pasamos a dibujar las ocho gráficas
figure(2);plot(deltat2,dimp,'r.-'),title('GRÁFICA DE LA CORRIENTE DE
PRODUCTO');
figure(3);plot(deltat2,dimp1,'r.-'),title('GRÁFICA DEL NIVEL DE LA
PRIMERA UNIDAD FLASH');
figure(4);plot(deltat2,dimp2,'r.-'),title('GRÁFICA DEL NIVEL DE LA
SEGUNDA UNIDAD FLASH');
figure(5);plot(deltat2,dimp3,'r.-'),title('GRÁFICA DE PRESION DE LA
SEGUNDA UNIDAD FLASH');
```

5. BIBLIOGRAFÍA

- [1] Dale E. Seborg, Thomas F., Edgar. Ed Wiley, "*Process Dynamics and Control*".
- [2] Gonzalo A., y Sánchez J. "*Apuntes de la asignatura de Control de Procesos Químicos*". Curso 2010-2011. Universidad de Zaragoza- Ingeniería Técnica Industrial especialidad Química Industrial.
- [3] Levenspiel, O., Ed Reverté, "*Ingeniería de las reacciones Químicas*".
- [4] Lucea Quintana, A. (2009). Proyecto fin de carrera: "*Optimización de una planta de 1-octeno a partir de datos reales del proceso*".
- [5] Perez C., Ed. Pearson Prentice Hall, "Matlab y sus aplicaciones en las ciencias y en la ingeniería".
- [6] Wayne B., Ed. Argosy, "*Process Control, Modeling, Design and Simulation*".