### Índice

Re	esumen y alcance del proyecto	2
1.	Control de columnas de destilación	3
	1.1 Tipos de columnas	4
	<ul><li>1.2 Tipos de condensadores y hervidores</li><li>1.2.1 Hervidores</li><li>1.2.2 Condensadores</li></ul>	6 6 13
	1.3 Restricciones operativas en columna, condensador y hervidor. Ventana de operación	19
	<ul> <li>1.4 El problema de control</li> <li>1.4.1 Variables en un problema de control</li> <li>1.4.2 Interacciones entre lazos</li> </ul>	24 25 27
	<ul> <li>1.5 Análisis del régimen permanente</li> <li>1.5.1 Grados de libertad</li> <li>1.5.2 Perfiles de composición y temperatura</li> <li>1.5.3 Simulación estática en Aspen Plus</li> </ul>	29 29 30 33
	1.6 Simulación dinámica con Aspen Dynamics	34
	<ul> <li>1.7 Estrategias de control</li> <li>1.7.1 Estrategias de control descentralizado</li> <li>1.7.2 Estrategias de control centralizado</li> </ul>	37 37 51
2.	Control de una columna binaria para la separación de etanol y agua	54
	2.1 Definición de objetivos	55
	2.2 Estrategias empleadas y discusión de resultados	57
	2.3 Conclusiones	74
3.	Control de una columna regeneradora de aceite térmico	76
	3.1 Definición de objetivos	77
	3.2 Estrategias empleadas y discusión de resultados	79
	3.3 Conclusiones	96
Bi	bliografía	97

#### Resumen y alcance del proyecto

El control de columnas de destilación es un tema que ha sido estudiado durante muchos años debido a que la destilación es una de las operaciones de separación más empleada en los procesos industriales. Por tanto en este proyecto se utilizará parte de todo ese material de estudio para elaborar la mejor estrategia de control basada en lazos individuales (descentralizado) para cada una de las dos columnas con las que se va a trabajar en este proyecto.

La primera de las columnas se utiliza para separar una mezcla binaria de etanol y agua en dos corrientes: la corriente de producto de fondo que debe ser prácticamente pura en agua y la de destilado que estará limitada por el azeótropo que se da para un 81% molar de etanol. Dicha columna requiere pues controlar las composiciones de ambos productos, lo cual implicaba que pudieran haber problemas de interacciones entre ambos controladores, por lo que se hizo un análisis completo de evaluación de interacciones con el que se determinó el mejor emparejamiento posible. Tras ello se probaron tres estrategias de control con ayuda del programa Aspen Plus Dynamics que permite simular el comportamiento de las mismas ante diferentes perturbaciones o cambios en los puntos de consigna. Una vez realizadas las simulaciones se pudo determinar cuál de las tres estrategias de control propuestas era la que mejor alcanzaba los objetivos de control propuestos.

La segunda columna se utiliza para regenerar un aceite térmico procedente de una planta solar, el cual debido a las altas temperaturas a las que se ve expuesto se descompone en una serie de productos orgánicos que no conservan sus propiedades caloportadoras. Dicha columna cuenta con tres corrientes de productos, una con el aceite térmico regenerado, y dos que están compuestas por los productos de la degradación. De estas dos por la corriente de producto de fondo se escapa parte del aceite térmico, por tanto había que controlar que la composición de aceite térmico en esa corriente no fuese superior a una determinada. Debido a que no se podía medir la composición en dicha corriente ésta se infirió mediante una medida de la temperatura en uno de los platos. Para determinar que plato era el más adecuado se realizaron una serie de pruebas recomendadas por Luyben [2], obteniéndose dos alternativas viables. Una de ellas consistía en controlar la temperatura en el plato doce mientras que en la otra se controlaba la temperatura en el hervidor, siendo en ambos casos el caudal de extracción lateral la variable manipulada. Luego con cada una de esas alternativas se propuso una estrategia de control, la cual fue simulada con ayuda del programa Aspen Plus Dynamics. Tras analizar los resultados arrojados por las simulaciones se pudieron sacar conclusiones sobre qué estrategia cumplía mejor los objetivos de control propuestos.

# Capítulo 1 Control de columnas de destilación

#### 1.1 Tipos de columnas

Existe una gran variedad de tipos de columnas de destilación en función de las distintas separaciones para las que han sido diseñadas. Por tanto se pueden clasificar de muchas maneras; pero en este proyecto interesan aquellas que sean relevantes desde el punto de vista de control. Teniendo esto presente se han clasificado según:

#### • La alimentación procesada

Aquí se distinguen dos tipos: binaria y multicomponente. Las columnas binarias son aquellas cuya alimentación está compuesta por dos componentes, mientras que las columnas multicomponente tienen una alimentación compuesta por tres componentes o más.

#### • La cantidad de corrientes de producto y alimentaciones que tenga

Hay dos tipos: simple o con múltiples extracciones. La columna simple es aquella que solo tiene una corriente de alimentación y dos de producto: destilado y colas. La columna con múltiples extracciones y alimentaciones puede tener varias alimentaciones en distintas etapas para obtener un mayor grado de fraccionamiento; también puede presentar múltiples extracciones, como por ejemplo las columnas que fraccionan la corriente de alimentación en varios productos diferenciados; cuando hay un contaminante muy volátil en la alimentación e interesa separarlo por cabeza y que el producto de interés sea un producto lateral; o también cuando es necesario realizar enfriamientos o calentamientos intermedios a lo largo de la columna.

#### Tipo de contacto

Hay dos tipos de contactos: por etapas o en continuo, el primero se consigue utilizando columnas de platos, mientras que el segundo se consigue con el uso columnas de relleno.

La columna de platos tiene en su interior una serie de platos en los cuales se produce el contacto entre la fase gas y la fase líquida. Generalmente se usa cuando el diámetro de la columna es superior a 0,75 m y el número de etapas es mayor de 20 o 30.

A la hora de su diseño son determinantes aspectos tales como los caudales de líquido y de vapor, las condiciones de operación, el régimen de flujo deseado, diámetro y área del plato, tipo de plato, superficie de burbujeo, área del bajante, número de pasos y espaciamiento entre platos, y por último un diagrama preliminar que muestre la disposición de los platos y sus bajantes.

Los regímenes de flujo deben ser estudiados con mucho detenimiento, los dos más comunes son el "spray regime" y el "froth regime". Estos pueden afectar negativamente a la calidad de determinadas estrategias de control. Por ejemplo si la columna opera en "froth regime" y varía su punto de operación, ya sea debido a una perturbación o a un cambio de especificación de producto, puede suceder

que el hervidor presente respuesta inversa, ya que ante un aumento del caudal de vapor ascendente, la espuma formada en el plato disminuirá su densidad haciendo que parte de ella rebose por el bajante y consecuentemente aumente el nivel de líquido en el fondo de la columna, que es precisamente lo contrario que cabría esperar ante dicho aumento del caudal de vapor.

La pérdida de carga es superior a la de las columnas de relleno (10 mbar por etapa teórica).

La columna de relleno tiene en su interior un relleno que permite un buen contacto entre la fase gas y la fase líquida.

Los elementos que componen el relleno pueden ser de diferentes tipos, escogidos según las características requeridas por la operación de destilación: aleatorios o estructurados.

Los rellenos aleatorios suelen utilizarse en sistemas con bajo caudal de líquido y de gas ya que evitan la formación de espuma; y también debido a su baja pérdida de carga (3-4 mbar por etapa teórica equivalente) es posible su uso en sistemas a vacío aunque no son los más recomendables.

Los rellenos ordenados presentan una baja pérdida de carga (1,5-2 mbar por etapa teórica equivalente) y una alta eficiencia, lo que los hace ser los más utilizados en sistemas a vacío y en otros no espumosos con bajo contenido en sólidos.

Por último destacar que por problemas estructurales no se suelen usar estas columnas para operaciones que requieran un diámetro de columna superior a 0,9 m y/o una altura de relleno superior a 6 m.

Como comparación entre ambas se ha probado que la puesta en marcha de la columna de platos es mucho más lenta debido a que el caudal de reflujo inicialmente es pequeño y se evapora antes de llegar al fondo de la columna, lo cual retrasa mucho su estabilización y a la hora de alcanzar el régimen permanente. Esto no suele suceder con las columnas de relleno.

En ambas se produce también el hecho de que el producto de cabeza alcanza su especificación mucho más rápido que el de colas.

Desde el punto de vista de control la diferencia más importante es que el tiempo que tarda el caudal de líquido en llegar desde el tanque de reflujo hasta el fondo de columna es mayor en el caso de las columnas de plato (del orden de 0,1 minuto por plato) que en el de las de relleno. Esto implica que si hay que controlar el nivel de líquido en el fondo de la columna o la composición del producto de fondo manipulando caudal de destilado o de reflujo la dinámica será muy lenta y por tanto la calidad de control se verá afectada.

#### 1.2 Tipos de condensadores y hervidores

Condensador y hervidor son los elementos principales que permiten realizar la operación de destilación.

El hervidor es un intercambiador de calor que permite aportar la energía necesaria para separar los componentes de la mezcla alimentación creando una fase vapor a partir del líquido del fondo de la columna con un fluido caloportador.

El condensador es otro intercambiador de calor que permite extraer energía del vapor que sale por la cabeza de la columna para condensarlo y así producir un líquido que parte será introducido de nuevo en la columna como reflujo y parte se extraerá como producto destilado.

Para ambos hay disponibles diferentes tipos que se seleccionan según las características que sean necesarias para cada columna en particular. A continuación se enumerarán los tipos más representativos, así como las características que los definen.

#### 1.2.1 Hervidores

Termosifón vertical de circulación natural

Este es el tipo más utilizado en destilación. Consigue un alto coeficiente de transferencia de calor; presenta una baja tendencia al ensuciamiento y un bajo tiempo de residencia del líquido en la zona caliente; tiene un coste de operación y de inversión bajo; y es compacto, lo cual significa que requiere poco espacio y presenta una disposición simple de las tuberías.

Por todo lo anterior es el tipo preferido en destilación, a no ser que otro aporte alguna ventaja distinta y de mayor peso para una columna en particular.

Algunos ejemplos en donde se prefieren otros tipos de hervidor:

- Cuando se requiere que el líquido se recircule mediante circulación forzada.
- Cuando el fluido calefactor es un fluido sucio y se requiere su paso por los tubos, lo cual no se puede conseguir con este tipo de hervidor.
- Cuando un alto grado de fiabilidad en la operación es prioritario. Los de circulación forzada y los "kettle" son más fiables.
- Cuando la altura de líquido es insuficiente o proveerla es demasiado caro. Otros tipos requieren una altura de líquido menor.

Debido a que trabajan mediante circulación natural, mantener un nivel constante del fondo de la columna es de gran importancia. Si el nivel de líquido de fondo es muy bajo esto provocará un flujo de líquido muy lento haciendo que se vaporice nada más entrar en el hervidor. Esto a su vez crea lo que se denomina un flujo de niebla en el cual el vapor arrastra gotas de líquido, lo que provoca un decaimiento brusco de la transferencia de calor, afectando a su vez al material del hervidor, al ensuciamiento y a las juntas. Si por el contrario el nivel es alto el flujo de líquido también lo será,

provocando la inundación del hervidor. Esto conlleva una pérdida de capacidad de transferencia de calor así como problemas de inestabilidad en el fondo de la columna o golpes de ariete.

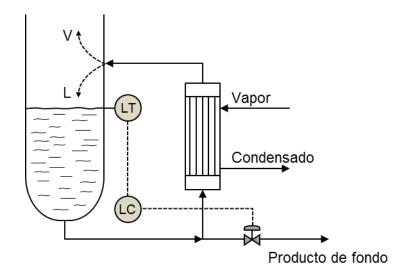


Figura 1.2.1 Termosifón vertical

#### Termosifón horizontal de circulación natural

En comparación con el anterior, el termosifón horizontal generalmente requiere más tuberías y espacio para su instalación; presenta una menor fiabilidad; tiene una mayor tendencia al ensuciamiento, y habitualmente un coste superior.

Sus ventajas tienen un mayor peso que las limitaciones anteriores en los siguientes casos:

- Cuando se requiere un gran área de intercambio que es difícil de conseguir con un termosifón vertical.
- Cuando es beneficioso el uso de tubos mejorados con aletas en la zona de ebullición.
- Cuando se prefiere el paso por los tubos del fluido calefactor debido a su suciedad.
- Cuando la altura de líquido requerida en el fondo de la columna por un termosifón vertical para que éste circule de forma natural es demasiado grande.
- Cuando es deseable maximizar la velocidad de circulación o minimizar la elevación del punto de ebullición debido a la carga de líquido (por ejemplo en sistemas a vacío destilando compuestos sensibles a la temperatura).

Para estos hervidores se deben tener en cuenta las mismas consideraciones de controlabilidad que para los de tipo termosifón vertical.

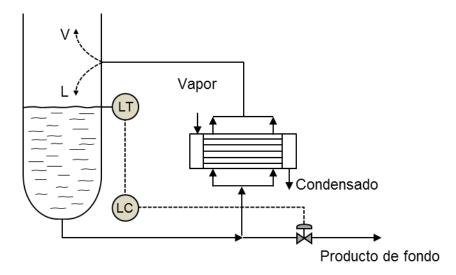


Figura 1.2.2 Termosifón horizontal

#### Hervidor de circulación forzada

Estos hervidores suelen evitarse debido al coste de la bomba y los problemas de fugas asociados a las mismas. Sin embargo este tipo de hervidor se prefiere en los siguientes casos:

- Con sistemas que trabajan con líquidos muy viscosos (> 25 cP), donde el líquido no puede circular de forma natural a través del hervidor.
- Cuando el hervidor se encuentra a una distancia considerable de la columna.
- En sistemas a vacío (< 4 psia). Los hervidores de tipo termosifón suelen ser problemáticos en estos sistemas.
- En sistemas con alto grado de ensuciamiento o con contenidos en sólidos. Puede conseguir grandes velocidades de circulación y operar a baja tasa de vaporización por paso.
- En hornos de proceso, donde un adecuado control de la velocidad de circulación es necesario para prevenir el sobrecalentamiento de los tubos.

Este tipo de hervidores no presentan los problemas de controlabilidad antes mencionados ya que el flujo de líquido que llega al hervidor no depende del nivel de líquido en el fondo de la columna, sino de la bomba de impulsión.

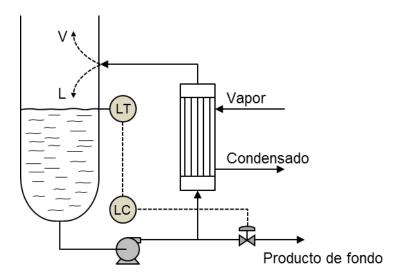


Figura 1.2.3 Circulación forzada

#### Hervidor tipo "Kettle"

Los de tipo "Kettle" presentan una baja velocidad de transferencia de calor, una alta tendencia al ensuciamiento, son caros, y ocupan mucho espacio.

No son muy recomendados en destilación, pero son útiles en las siguientes situaciones:

- Cuando el área de transferencia requerida es grande.
- Cuando se desea minimizar la fracción de líquido en la salida del reboiler.
- Cuando se opera cerca de la presión crítica, donde la seguridad es prioritaria.
- Cuando no hay suficiente altura vertical en la columna.
- Cuando se prevé inestabilidad durante la operación de la columna.
- Cuando es necesaria una limpieza frecuente.

Para este tipo de hervidores hay que tener muy presente el control del nivel de líquido en su interior, ya que para su correcto funcionamiento los tubos deben estar completamente sumergidos. Cualquier bajada de nivel que los deje al descubierto tiene como consecuencia una reducción de la transferencia de calor, así como un sobrecalentamiento de los tubos. Esto se puede solucionar de tres formas distintas: controlando el nivel de líquido en el hervidor manteniendo fijo el nivel en el fondo de la columna manipulando el caudal de producto de cola (cuando el sobrecalentamiento no es problemático); controlando el nivel del hervidor colocando un tabique que divide en dos el fondo de la columna (figura 1.2.5), permitiendo que una de las divisiones mantenga un nivel de líquido constante mientras que la otra dependa de la cantidad que le llega al rebosar de la anterior, esto garantiza que el hervidor al estar conectado a la división que mantiene el nivel constante también posea un nivel de líquido constante; por último se puede controlar el nivel del hervidor colocando un tabique dentro del mismo que lo divida en dos zonas (figura 1.2.6), una a la que le llega el líquido de la columna y que se mantiene constante, y otra que recibe lo que rebosa de la anterior, la

cual se mantiene también a un nivel determinado manipulando el caudal de producto de fondo. Esta última opción presenta el inconveniente de que el nivel de líquido del fondo de la columna no se controla, ésto puede provocar que se produzca la inundación de la columna ya que si hay problemas de ensuciamiento en el hervidor, el líquido al no poder circular de manera natural hacia él se irá acumulando en el fondo de la columna aumentando el nivel de líquido, mientras que el nivel en el hervidor sí se mantiene constante al estar controlado mediante la manipulación del caudal de producto de fondo.

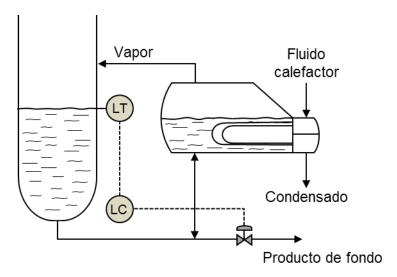


Figura 1.2.4 "Kettle"

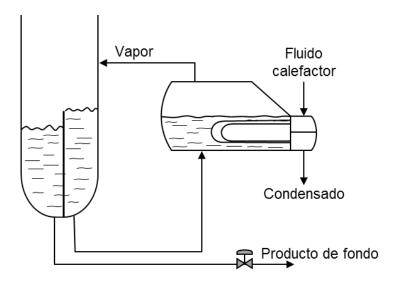


Figura 1.2.5 "Kettle" con tabique divisor del fondo de columna

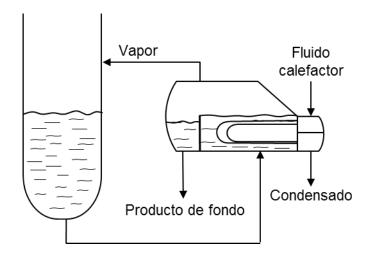


Figura 1.2.6 "Kettle" con tabique divisor en el propio hervidor

#### Hervidor interno

Normalmente se evitan cuando su instalación en el interior de la columna requiere un incremento significativo de su diámetro o altura, y cuando se espera que sea necesaria su limpieza durante el funcionamiento de la columna.

Si el líquido es espumante, lo cual puede variar la densidad, hace que el control de nivel sea complicado; esta es otra razón que hace menos atractivos estos reboilers, sobre todo en sistemas que trabajan a vacío y aquellos en que la formación de espuma es importante.

Se usan en las siguientes aplicaciones:

- Destilación discontinua por lotes, en la que el reboiler puede ser fácilmente instalado en el fondo de la columna y limpiarse periódicamente.
- En servicios limpios y con muy poca carga de calor, donde el diámetro de la columna es grande por otras consideraciones y el paquete de tubos requerido es pequeño.

El principal problema de este tipo de hervidor en el ámbito de la controlabilidad es que dificulta el control de nivel de fondo de la columna. Esto se debe a que el vapor formado por el hervidor crea espuma en su parte superior, lo cual puede llevar a medidas erróneas del sensor de nivel. Si el nivel disminuye y deja los tubos del hervidor al descubierto ocurrirán los mismos problemas que en el tipo "kettle"; mientras que si aumenta se corre el riesgo de provocar la inundación de la columna.

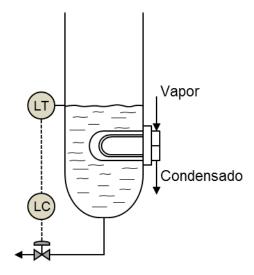


Figura 1.2.7 Interno

#### Hornos de proceso

Este tipo de hervidor de circulación forzada es utilizado ocasionalmente en procesos a alta temperatura y con gran carga de calor.

Algunas consideraciones importantes son:

- Comparado con el de circulación forzada, éste opera con mayores pérdidas de carga, velocidades y vaporización fraccional.
- Mantener una distribución de líquido es esencial, ya que si no pueden aparecer problemas de ensuciamiento, sobrecalentamiento del metal y una mala transferencia de calor.

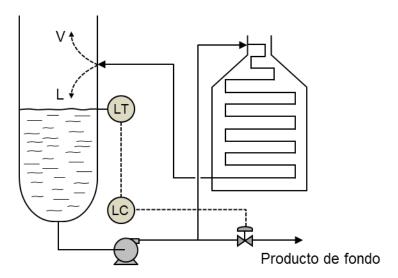


Figura 1.2.8 Horno de proceso

#### 1.2.2 Condensadores

Condensador horizontal de circulación de vapor por carcasa

Este es el tipo más utilizado en condensadores con agua de refrigeración. El modelo de carcasa más popular es el TEMA E con deflectores verticales. Estas carcasas permiten un verdadero flujo en contracorriente pero a expensas de una gran pérdida de carga. Cuando este aspecto es importante, particularmente en sistemas a vacío, suelen utilizarse carcasas tipo TEMA J o carcasas sin deflectores.

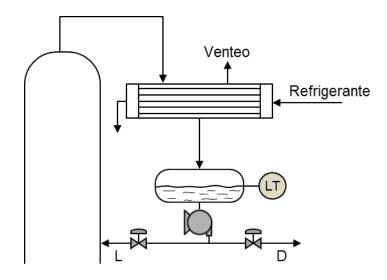


Figura 1.2.9 Condensador horizontal tipo TEMA E

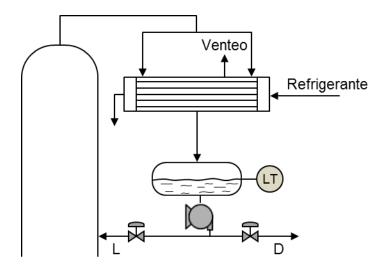


Figura 1.2.10 Condensador horizontal tipo TEMA J

Condensador vertical de circulación de vapor por carcasa

Este es el modo común de condensación en hervidores pero no en los condensadores de cabeza. La carcasa puede tener deflectores pero generalmente no si por ella circula un vapor monocomponente.

#### Condensador horizontal de circulación de vapor por tubos

Aplicaciones típicas de este modo de condensación son los condensadores de aire y los condensadores-hervidores horizontales. Suelen fabricarse de un único paso o con tubos en U, aunque también se usan de múltiples pasos.

#### Condensador vertical de circulación de vapor por tubos, flujo ascendente

Este tipo de condensador es habitualmente conocido por varios nombres tales como condensador de venteo o condensador "knockback". Se utiliza como condensador secundario para recuperar aquellos condensables que salen con una corriente de incondensables por la tubería de venteo del tanque de reflujo. Su principal problema es la posibilidad de inundación debida a la alta velocidad de circulación del vapor, para reducir dicha velocidad los tubos suelen ser de poca altura y grandes diámetros.

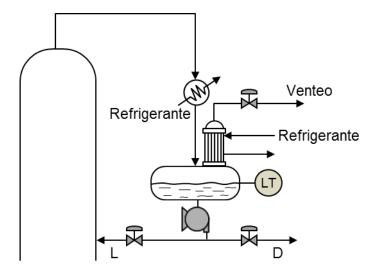


Figura 1.2.11 Condensador de venteo montado encima del tanque de reflujo

Condensador vertical de circulación por tubos, flujo descendente

Esta configuración es muy popular en la industria química. Puede proporcionar mayores coeficientes de transferencia de calor que los que se consiguen condensando en la carcasa. También minimiza el coste del condensador cuando se manejan materiales altamente corrosivos.

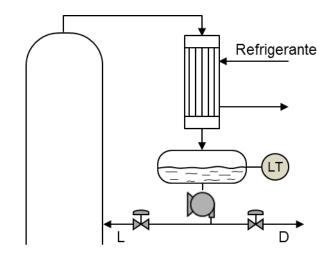


Figura 1.2.12 Condensador vertical, flujo descendente

#### Condensador interno

Pueden ser diseñados para flujo ascendente o descendente a través de los tubos o de la carcasa. Este tipo de condensador elimina el tanque de reflujo, su bomba y las tuberías asociadas. Ahorra costes de operación y de inversión, y simplifica la operación de la columna. Como principales desventajas destaca el hecho de que aumenta la altura de la columna, que no se tiene capacidad de control sobre el reflujo, y que en los arranques puede ser difícil establecer el sello de líquido en el plato del condensador.

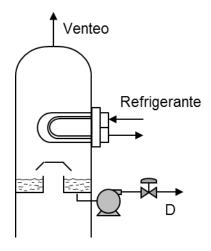


Figura 1.2.13 Condensador horizontal interno

#### Condensador de contacto directo

Se usa para minimizar la pérdida de carga en condensaciones a vacío. Para conseguirlo, la zona de contacto contiene un relleno de baja pérdida de carga, o es una cámara rociadora. Otra aplicación común es como extractor de calor en los fraccionadores de las refinerías. Por último, también se puede utilizar como extractor de calor intermedio de absorbedores o columnas en donde se producen reacciones exotérmicas.

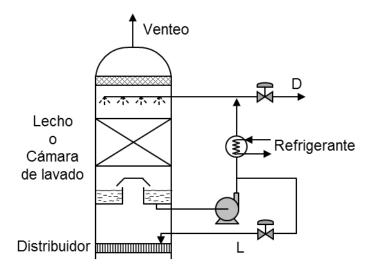


Figura 1.2.14 Condensador de contacto directo

#### Condensadores inundados

Este tipo de condensador se suele utilizar con condensadores totales que generan un producto líquido. Su modo de operación consiste en manipular de manera directa o indirecta el flujo de condensado para variar la superficie inundada. Cuando la válvula se encuentra a la salida del condensador se varía la superficie inundada manipulando directamente el caudal de condensado que sale del condensador hacia el tanque de reflujo. Si la válvula se encuentra a la entrada del condensador, la superficie inundada se varía manipulando indirectamente el caudal de condensado, ya que por ejemplo si se quiere disminuir la presión en la columna la válvula se abrirá permitiendo un mayor paso de vapor que aumentará la presión en el condensador aumentando a su vez el caudal de condensado hacia el tanque de reflujo, esto provoca una disminución dela superficie inundada en el condensador que aumentará su transferencia de calor y por tanto condensará más, reduciendo la presión.

Hay dos configuraciones distintas en función de cómo se introduce la tubería de salida de condensado en el tanque de reflujo.

- Si la tubería entra por encima del nivel de líquido, el nivel del tanque de reflujo no afecta al nivel del condensador; pero introducir un líquido subenfriado sobre el nivel de líquido del tanque de reflujo puede provocar el colapso del vapor, lo cual resulta en fluctuaciones en la presión de la columna.
- Si la tubería entra por debajo del nivel de líquido, ambos niveles quedan dependientes el uno del otro.

Ambas configuraciones precisan de una línea igualadora de presión, ya que si no la presión en el tanque de reflujo se vuelve inestable.

Este tipo de condensador también puede presentar fluctuaciones en el caudal de destilado si el control de la presión es muy ajustado, lo cual lo hace no recomendable para aquellos casos en que el destilado entra en otra unidad, ya que producirá inestabilidad en las mismas.

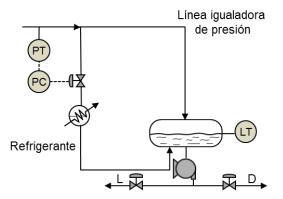


Figura 1.2.15 Condensador inundado con entrada por debajo del nivel de líquido

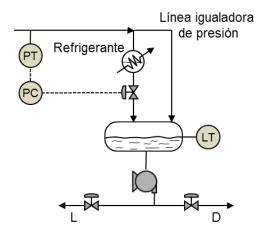


Figura 1.2.16 Condensador inundado con entrada por encima del nivel de líquido

En el ámbito de control es conveniente tener en cuenta las siguientes consideraciones respecto a los condensadores

- Las corrientes deben entrar al tanque de reflujo a una velocidad suficientemente baja para evitar perturbaciones en el nivel de líquido, las cuales afectarían a su calidad de control.
- Si la temperatura de condensación es alta comparada con la ambiente y el rango de condensación pequeño, las posibles condensaciones interiores en las paredes del tanque de reflujo pueden interferir en la condensación del vapor o en el control de la presión.
- En el caso de que sea necesario colocar un sensor de temperatura, en un condensador horizontal se recomienda colocarlo en la línea de líquido justo por debajo del condensador para obtener la máxima velocidad de respuesta; mientras que para los verticales se recomienda que esté situado debajo del banco de tubos y por encima del tanque de reflujo.
- Si se usa un sistema de recirculación de refrigerante controlando la temperatura del condensado con el caudal de refrigerante nuevo, se consigue mantener la dinámica del condensador constante y se elimina el problema de tener que resintonizar el controlador.

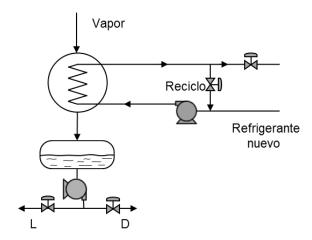


Figura 1.2.17 Condensador con sistema de recirculación de refrigerante

## 1.3 Restricciones operativas en columna, condensador y hervidor. Ventana de operación

Las restricciones operativas son aquellos valores de determinados parámetros de operación de la columna que se encuentran acotados para poder llevarla a cabo de manera estable.

Dichos valores serán determinantes a la hora de establecer una estrategia de control que proporcione un modo de operación de la columna seguro y estable, que es el principal objetivo de control.

En primer lugar se estudiarán las restricciones operativas de la columna y su ventana de operación y luego las de condensadores y hervidores.

#### 1.3.1 Columna

En la columna las principales variables que definen el rango de operación son la presión, el flujo de vapor y el flujo de líquido.

La presión afecta al grado de separación que se puede alcanzar en la columna, siendo ésta tanto mayor cuanto menor sea la presión.

Los expertos en control de columnas de destilación no se ponen de acuerdo en si es importante o no controlar la presión. Según Henry Z. Kister [1] la presión es un parámetro importante a la hora de controlar la columna, aunque también es cierto que puede prescindir de un control estricto dejándola flotar en columnas que trabajen a presión atmosférica.

El flujo de vapor y el de líquido están muy relacionados entre sí, resultando de la combinación de ambos el punto de funcionamiento de la columna. Este punto de funcionamiento debe estar situado dentro de la ventana de operación como puede observarse en la figura 1.3.1, si no es así se pueden producir los siguientes fenómenos:

- Lagrimeo: Se produce cuando el flujo de gas no es suficiente para mantener al líquido en el plato y este empieza a caer por los agujeros del mismo.
- Arrastre de gotas: Se produce cuando el flujo de gas es tan alto que en su ascensión arrastra gotas del plato inferior al inmediato superior. Esto conlleva un cambio en la composición de dicho plato y por tanto repercute en el desarrollo del correcto funcionamiento de la columna.
- Inundación: Se produce cuando el flujo de gas dificulta la bajada del líquido a través de los bajantes, provocando pues que el líquido se vaya acumulando y la operación de destilación se vuelva imposible de realizar al no producirse el contacto entre ambas fases.
- Vaciado de platos: Se produce cuando el flujo de gas es insuficiente para soportar al líquido y éste cae rápidamente por los bajantes dejando vacía a la columna.

En la figura 1.3.1 se pueden apreciar gráficamente cuando se producen las situaciones anteriormente expuestas.

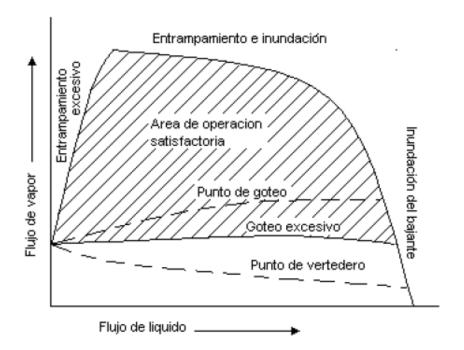


Figura 1.3.1 Ventana de operación

Como se ha visto es muy importante mantener la operación dentro de esta ventana para el correcto funcionamiento de la columna. Es decir hay que mantener en el rango de operación los caudales de vapor y de líquido.

Para mantener el caudal de líquido se tienen dos opciones. Si el reflujo no se va a utilizar para controlar ningún nivel ni la pureza de algún producto éste puede fijarse mediante un control de caudal. En cambio si el reflujo se utiliza para controlar un nivel o la calidad de un producto se puede colocar un controlador de caudal cuyo punto de consigna sea el caudal máximo de líquido permitido y que las señales de ambos controladores vayan a un selector de baja, garantizando así que el caudal de líquido sea menor o igual del que hace que la operación quede fuera de la ventana. Este esquema de control se puede apreciar en la figura 1.3.2

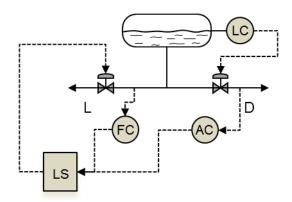


Figura 1.3.2 Esquema de control para mantener el caudal de líquido que circula por el interior de la columna dentro de los límites de la ventana de operación

Para mantener el caudal de vapor se pude recurrir a un controlador de presión diferencial que manipule el aporte de calor al hervidor, ya que la pérdida de carga a lo largo de la columna es proporcional a la velocidad de ascensión, y ésta a su vez es proporcional al caudal de vapor. Este sistema por sí solo no es posible ya que el aporte de calor puede ser necesario para controlar la composición de algún producto o el nivel de fondo de la columna, por ello se pueden utilizar ambos controladores junto con un selector de baja que se quede siempre con la señal más baja de las proporcionadas por ambos, asegurando así que caudal de vapor sea menor o igual del que hace que la operación quede fuera de la ventana. Este esquema de control se puede apreciar en la figura 1.3.3.

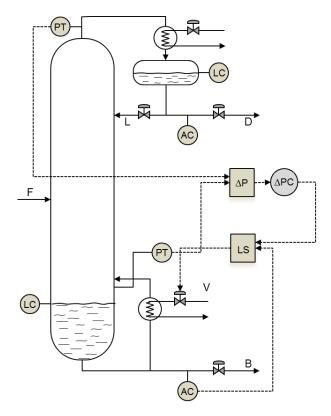


Figura 1.3.3 Esquema de control para mantener el caudal de vapor que circula por el interior de la columna dentro de los límites de la ventana de operación

#### 1.3.2 Condensadores

La capacidad de condensación de un condensador, que es proporcional a la diferencia de temperatura entre el punto de rocío del vapor que sale por cabeza de la columna y la del líquido refrigerante; depende principalmente de la composición del vapor, la temperatura del fluido refrigerante y de la presión de operación de la columna.

Además se pueden destacar una serie de problemas que pueden afectar al correcto funcionamiento del condensador.

- Inertes: La acumulación de no condensables, aun siendo una pequeña cantidad, puede perjudicar la capacidad de condensación del condensador. Este problema es más común en la condensación en carcasa, donde los gases se pueden segregar en burbujas de un tamaño importante que requieren un aumento de presión para ser eliminados por la corriente de venteo.
  - Pueden afectar de manera negativa a la controlabilidad si se controla la temperatura en el condensador, ya que provocan medidas erróneas de temperatura si estas se toman en superficies que estén rodeadas por dichos inertes.
- Extracción de condensado: Si la extracción de condensado es insuficiente, el área de transferencia de calor se verá reducida debido a la inundación del condensador. Esto a su vez puede afectar a la calidad del controlador de presión si ésta es controlada manipulando el nivel de condensado en el condensador.
- Ensuciamiento de la cara de condensación: Suele ser causado por materiales pegajosos o viscosos que condensan cerca de la entrada. Esto puede provocar una disminución de la capacidad de condensación, que a su vez induce a un aumento de la presión si esta no se encuentra bajo control.
- Flujo lento: Cuando un condensador parcial se encuentra por debajo del tanque de reflujo y la velocidad de circulación del condensado por la tubería que une al condensador con el tanque es demasiado pequeña, el líquido y el vapor contenido en el mismo se separan en la propia tubería en lugar de hacerlo al llegar al tanque de reflujo. Esta situación provoca una acumulación de líquido en la tubería debida a las burbujas de vapor formadas, la cual induce una presión positiva hacia la columna hasta que una de estas burbujas alcanza por fin el tanque y la tubería vuelve a llenarse, repitiéndose así el ciclo. El resultado es que se producen fluctuaciones en el nivel de líquido del tanque de reflujo, lo cual provoca graves problemas a la hora de controlarlo.

#### 1.3.3 Hervidores

La operación del hervidor está determinada por la temperatura, el estado y la presión de servicio del fluido caloportador; así como por la disposición en la que se encuentre la válvula que regula el caudal en la línea de suministro.

Si la válvula se encuentra en la entrada del vapor (ver figura 1.3.4), la operación del hervidor estará limitada por la capacidad de la válvula y del purgador del condensador.

Esta opción presenta una dinámica superior ya que al manipular la válvula rápidamente cambia el flujo de vapor, esto es muy importante a la hora de controlar la variable que se controla manipulando el aporte de vapor.

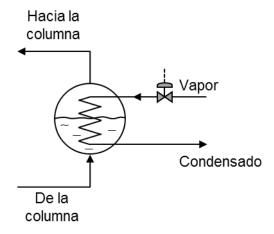


Figura 1.3.4 Válvula en la entrada del vapor

Si la válvula se encuentra a la salida del condensado (ver figura 1.3.5), la operación del hervidor estará limitada por la capacidad de la válvula y la línea de descarga, así como por la capacidad de condensación del calderín.

Esta opción suele ser problemática, primero porque al manipular la válvula de condensado el nivel de condensado cambia lentamente, lo cual es inadecuado para el control, y además si la válvula no tiene capacidad suficiente para extraer el condensado, éste inundará los tubos aun cuando se ha alcanzado el máximo flujo de vapor.

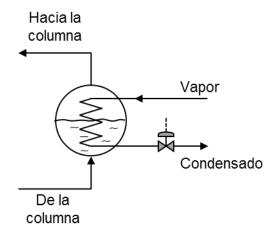


Figura 1.3.5 Válvula a la salida del condensado

#### 1.4 El problema de control de columnas

El problema de control consiste en satisfacer unos objetivos de control al menor coste posible diseñando un sistema de control basado en una estrategia de control adecuada. Los objetivos ordenados según su prioridad son:

#### • Operación segura y estable

Este es el primer objetivo de control, para poder alcanzarlo se deben cumplir los siguientes hitos:

- Se debe cumplir el balance de materia en la columna, es decir la suma de las cantidades de las corrientes de productos debe ser igual a la de la corriente de alimentación en régimen permanente. Por ello se debe controlar el inventario de líquido en la columna. Esto se consigue controlando los niveles de líquido tanto en el tanque de reflujo como en el fondo de la columna.
- Los cambios en los caudales del proceso deben ser suaves y graduales para no alterar tanto el comportamiento de la columna como el de los equipos aguas abajo.
- Que la operación se desarrolle dentro de la ventana de operación de la columna, es decir, evitar problemas tales como inundación, lagrimeo, arrastres, etc... Estos problemas perjudican la eficacia de la columna.
- Cumplir las restricciones marcadas por la operación de la columna, por ejemplo, límites de presión, temperaturas inferiores a las que provocan descomposición térmica en los productos, evitar que ciertos compuestos polimericen y obstruyan los platos o el fondo de la columna, etc...

#### • Control de composición

Este objetivo sólo se tiene en cuenta cuando es necesario controlar una o más de las composiciones de los distintos productos de la columna.

#### Operación óptima

Aunque sea el objetivo menos prioritario también es muy importante, ya que operar la columna de forma óptima tiene la ventaja de que se ahorran costes en el consumo de energía y se maximiza la recuperación de los productos principales.

Este objetivo no debe entrar en conflicto con los anteriores, ya que estos son prioritarios en la operación.

#### 1.4.1 Variables en un problema de control

En un problema de control existen tres tipos de variables: manipuladas, controladas y perturbaciones. En este proyecto se estudiarán aquellas que están presentes en las columnas de destilación.

#### 1.4.1.1 Controladas

Las variables controladas en una columna de destilación sin extracciones laterales son: la presión, los niveles de líquido en el fondo de la columna y en la cámara de reflujo, y la composición de destilado y producto de fondo. Estas variables se pueden dividir en dos tipos:

- Variables que deben ser controladas: Dentro de este tipo se incluyen la presión y los niveles. Dichas variables son controladas con vistas a conseguir el primero de los objetivos de control, por tanto sus puntos de consigna son establecidos únicamente teniendo en cuenta consideraciones de seguridad y estabilidad de la operación, ignorando las especificaciones de los productos. Por tanto es necesario mantener la presión y los niveles de líquido constantes para prevenir la acumulación de vapor y de líquido respectivamente. Si esta acumulación (positiva o negativa) no se previene, un sistema continuo no puede operar de manera estable ni alcanzar el régimen permanente.
- Variables que pueden ser controlas: En este tipo se incluyen las composiciones de destilado y producto de fondo. Estas variables se controlan para cumplir con el segundo objetivo de control, por tanto sus puntos de consigna se establecen solamente por las especificaciones de pureza de los productos. Estos controles de composición pueden ser directos, es decir, utilizando medidores de composición en las corrientes productos; o indirectos, es decir, midiendo una propiedad representativa de la composición del producto, como por ejemplo la densidad, la presión de vapor, punto de congelación, y el más común, la temperatura de un plato.

En resumen, de las cinco variables controladas, tres de ellas (niveles de líquido y presión) se utilizarán para cumplir el primer objetivo de control; y dos (composición de los productos) para cumplir el segundo objetivo. Estas variables se muestran en la figura 1.4.1.

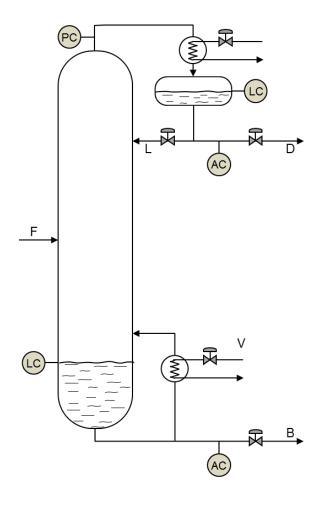


Figura 1.4.1 Variables controladas y manipuladas en una columna simple

#### 1.4.1.2 Manipuladas

Las variables manipuladas son aquellas que se manipulan variando sus caudales a través del elemento final de control. Manipulando estas corrientes se consiguen controlar las variables deseadas. Las variables manipuladas son:

- Caudal de destilado (D)
- Caudal de producto de fondo (B)
- Caudal de reflujo (L)
- Caudal de fluido de refrigeración (W)
- Caudal de fluido calefactor (V)

#### 1.4.1.3 Perturbaciones

Las perturbaciones son variables que afectan a la operación de la columna cuyo valor está impuesto. Dichas perturbaciones deben ser rechazadas eficazmente por el sistema de control, siendo recomendable que este actúe antes de que afecten a las variables controladas.

#### Las más habituales son:

- Caudal de alimentación
- Composición de la alimentación
- Temperatura de la alimentación
- Presión de suministro del vapor calefactor
- Temperatura del agua de refrigeración
- Presión de suministro del agua de refrigeración
- Temperatura ambiente, como por ejemplo la provocada por las tormentas, sobre todo cuando se emplean condensadores aerorrefrigerados.

#### 1.4.2 Interacciones entre lazos

El problema de las interacciones entre lazos se da en columnas de destilación para las cuales se ha elegido un esquema de control descentralizado en lugar de uno multivariable. Estas interacciones se producen únicamente cuando se controlan las purezas de dos o más productos, ya que cualquier perturbación que afecte a la pureza de alguno será rechazada por el controlador que controla dicha pureza y este cambio modificará la operación de la columna, esto hará que la pureza de otro producto se vea afectada, intentando a su vez rechazar esa perturbación. Con esto se ve como una perturbación que inicialmente afectó a una de las variables ha rebotado sobre las demás. Sin embargo si se controla uno solo y se produce una perturbación su controlador la rechazará y el otro producto ajustará automáticamente su composición para cumplir el balance de materia.

En este análisis de interacciones no se consideran los lazos de nivel de la columna ya que su dinámica es más rápida que la de los lazos de pureza y por tanto se asumen constantes.

Para comprender mejor el problema de las interacciones se va a ilustrar con ayuda del siguiente ejemplo:

Se tiene una columna con una configuración de control como la que se puede apreciar en la figura 1.4.2. Si se incrementa el caudal de alimentación líquida (que es una perturbación como se explicó anteriormente) aumentará el nivel de fondo de la columna, así como el contenido en ligeros del producto de fondo. El controlador de nivel reaccionará aumentando el caudal de fondo y el de composición aumentará el caudal de vapor al calderín. Esta acción de control provocará que ascienda más vapor por la columna con un mayor contenido en componentes pesados. Esto afectará a los

lazos de nivel y de composición de la cabeza de la columna. El condensador condensará más, esto hará que el controlador de nivel aumente el caudal de destilado, mientras que el de composición aumentará el de reflujo. Estos cambios en la cabeza de la columna vuelven a afectar a los lazos de fondo ya que llegará más líquido al fondo debido al mayor caudal de reflujo. Con este ejemplo se puede ver como una perturbación que inicialmente afectó al fondo de la columna acabó afectando a la cabeza, y estos a su vez "rebotaron" esa perturbación de nuevo hacia el fondo.

Las interacciones por tanto deben ser convenientemente estudiadas a la hora de decidir los emparejamientos entre variables manipuladas y controladas, ya que un mal esquema de emparejamientos puede provocar interacciones tan intensas que hagan que haya que desintonizar fuertemente a los controladores, lo cual no permitirá alcanzar una calidad de control aceptable sobre las purezas de los productos.

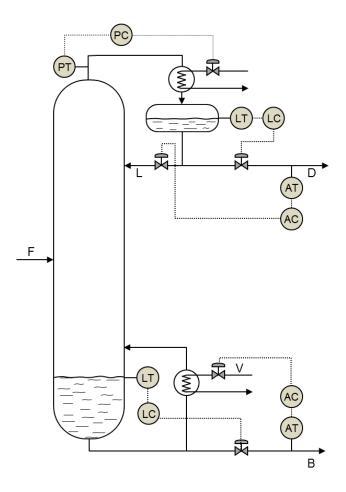


Figura 1.4.2 Control de dos composiciones de productos

#### 1.5 Análisis del régimen permanente

#### 1.5.1 Grados de libertad

El régimen permanente de una columna de destilación está determinado por la resolución de los balances de materia y de energía en régimen permanente, las relaciones de equilibrio y la eficacia de los platos. Estos balances no pueden alejarse demasiado del valor nominal en régimen permanente si se espera mantener una operación segura y estable, que tal y como se expuso en un capítulo anterior es el primer objetivo de control.

En la columna hay presente tantos grados de libertad como elementos finales de control. Sin embargo algunos de estos elementos finales de control han de manipularse para controlar los niveles de líquido de la columna, los cuales no tienen efecto en régimen permanente. Por tanto cuando se habla de grados de libertad en régimen permanente se refiere a aquellos elementos finales de control que aún pueden manipularse para controlar el resto de variables que sí tienen efecto en régimen permanente. Para una mejor comprensión de los grados de libertad en régimen permanente se van a ilustrar mediante un ejemplo.

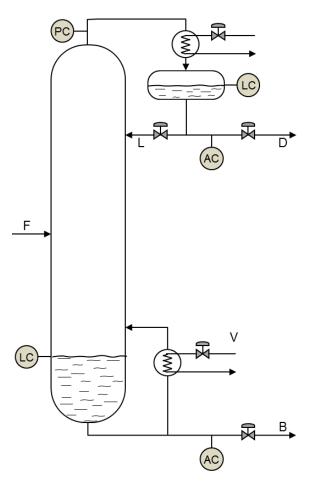


Figura 1.5.1 Variables controladas y manipuladas en una columna simple

Supuesta una columna como la que se muestra en la figura 1.5.1 se ve que dispone de cinco válvulas de control, es decir, presenta cinco variables que se pueden manipular para controlar la columna. Hay cinco variables a controlar que son: presión en la columna, niveles de líquido tanto en el fondo de columna como en el tanque de reflujo, y las composiciones de destilado y producto de fondo. De estas cinco hay dos que no tienen efecto alguno en régimen permanente (los niveles de líquido), por tanto una vez se hayan determinado sus respectivos emparejamientos solo quedarán tres grados libertad que definirán el régimen permanente de la columna.

#### 1.5.2 Perfiles de composición y temperatura

Como se ha comentado anteriormente variar los diferentes grados de libertad tiene un efecto sobre el régimen permanente de la columna, más precisamente sobre sus perfiles de composición y de temperatura. Dichos perfiles varían en función de la relación D/F (corte) y de V/F (aporte de energía) o S (separación), la cual es directamente proporcional al aporte de energía. Este análisis está basado en que la presión es constante ya que se controla manipulando el caudal de refrigerante; por tanto solo quedan dos variables manipuladas que pueden ser D o D/F y V o V/F.

Si se aumenta el corte para un aporte de energía constante, se obtiene un mayor caudal de destilado, lo cual hace que su pureza disminuya mientras que la del producto de fondo aumenta. Si disminuye ocurre el efecto contrario.

Si se mantiene constante el corte y se aumenta el aporte de energía, la pureza de ambos productos aumenta; ocurriendo lo opuesto si se disminuye.

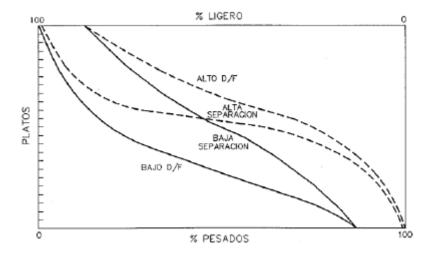


Figura 1.5.2 Gráfica que representa la distribución de ligeros y pesados en la columna en función del corte y del aporte de energía

El punto de operación de la columna se obtiene combinando las curvas de D/F y S, tal y como se puede ver en la figura 1.5.3.

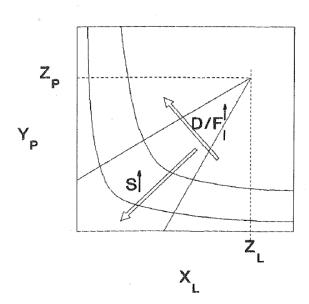


Figura 1.5.3 Gráfica que representa impurezas en destilado y fondo en función del corte y aporte de energía

Donde  $Y_P$  es la fracción de impurezas en el destilado y  $X_L$  es la fracción de impurezas en el producto de fondo.

Si sólo se requiere controlar la pureza de uno de los productos basta con manipular S o D/F, mientras la otra permanece constante. Mientras que si es necesario controlar la pureza de dos productos hay que manipular tanto el corte como el aporte de energía.

Para un punto de operación dado se obtiene además del perfil de composición, como se ha visto anteriormente, el perfil de temperatura a lo largo de la columna. Este perfil es de gran ayuda a la hora de controlar la pureza de los productos de la columna ya que generalmente la composición suele ser complicada y lenta de medir, mientras que la temperatura ofrece una medición rápida y simple que al estar relacionada con la composición en cada etapa de la columna facilita el control de la misma.

Sin embargo controlar la composición de esta manera requiere un estudio (en el cual es muy útil el perfil de temperatura) que determine que etapa es la más adecuada para medir la temperatura que se va a utilizar para controlar dicha composición.

Se dispone de una serie de criterios basados en el estado en régimen permanente de la columna que dan una información efectiva para seleccionar qué etapa es la mejor para medir la temperatura que luego se utilizará para controlar la composición de un producto. A continuación se expondrán algunos de ellos, recomendados por Luyben [2].

#### • Criterio de la pendiente

Este criterio consiste en seleccionar la etapa en la que se produzca el mayor cambio de temperatura de una etapa a otra. Para ello se representa el perfil de temperatura y se examina como varía la pendiente del perfil a lo largo de las etapas, buscando aquella que presente la mayor pendiente. La región en la que se producen grandes cambios de temperatura de una etapa a otra se caracteriza porque en ella cambian las composiciones de componentes importantes. Manteniendo la temperatura constante en esta etapa se consigue fijar el perfil de composición en la columna.

#### • Criterio de sensibilidad

Este criterio consiste en localizar en qué etapa se produce el mayor cambio de temperatura para un determinado cambio en una variable manipulada manteniendo constantes el resto. Para ello se produce un pequeño cambio en la variable manipulada y se recogen los cambios que experimenta la temperatura en cada etapa. Dividiendo ese cambio de temperatura entre el cambio en la variable manipulada se obtiene su ganancia estática. La etapa que presente una ganancia más elevada será la más sensible a los cambios y por tanto la más adecuada para ser controlada. Este procedimiento se repite para cada variable manipulada.

#### • Criterio de la Descomposición del Valor Singular (SVD)

Con las ganancias calculadas en el criterio anterior se puede construir una matriz con tantas filas como número de etapas y tantas columnas como variables manipuladas. Esta matriz se descompone con programas matemáticos, como por ejemplo utilizando la función "svd" en MATLAB, en tres matrices:  $K = U\sigma V^T$ . De las tres interesa quedarse con la matriz "U", compuesta por tantas columnas como variables manipuladas se hayan elegido para el estudio y con tantas filas como etapas hay en la columna. Los elementos de la matriz se pueden representar en una gráfica frente a las etapas de la columna, resultando que las etapas con un mayor valor de U son las más indicadas para ser controladas de manera eficaz, ya que son las más sensibles a las variaciones en las variables manipuladas.

La matriz  $\sigma$  sirve para evaluar si es posible utilizar dos temperaturas a la vez para controlar la pureza de dos productos. El cociente entre el mayor de sus valores entre el más pequeño da un número que cuanto mayor sea mayor será la dificultad de controlar el sistema, es decir ambas temperaturas son dependientes entre ellas.

#### 1.5.3 Simulación estática en Aspen Plus

El programa de simulación de procesos Aspen plus cuenta con las herramientas necesarias para la simulación de los diferentes equipos que componen un proceso químico de manera rigurosa.

En este caso se ha utilizado para la simulación de columnas de destilación que son el objetivo de este proyecto. Para dicha simulación se necesita tener una serie de datos rigurosos sobre el diseño de la columna. Estos datos se introducirán en un modelo de simulación riguroso llamado Rad-frac, obteniéndose unos resultados bastante precisos como para estudiar el comportamiento de la columna en régimen permanente. Adicionalmente se le pueden introducir los datos necesarios de diseño para el interior de la torre, ya sea de relleno o de platos, ya que estos datos son fundamentales para posteriormente exportar la simulación al programa Aspen Plus Dynamics para estudiar su comportamiento dinámico.

Con esta simulación se pueden realizar las pruebas estáticas mencionadas anteriormente (selección de la etapa en la que colocar el controlador de temperatura, obtener la matriz de ganancias relativas, etc...) en este o en otros capítulos, ya que con la herramienta del programa "Design aspect" se puede variar cualquier variable mientras las demás se mantienen constantes, obteniéndose así el comportamiento de la columna frente a dichos cambios.

#### 1.6 Simulación dinámica con Aspen Dynamics

Aspen Plus Dynamics es un programa que permite simular equipos y procesos de la ingeniería química para estudiar su dinámica. Para ello es necesario simular el equipo o proceso previamente en Aspen Plus y que la simulación converja. Una vez simulada en régimen permanente, el siguiente paso sería prepararla para exportarla al programa Aspen Plus Dynamics.

Centrándose en el caso de las columnas de destilación, en primer lugar hay que diseñar aquellos aspectos de la columna que son necesarios a la hora de realizar la simulación dinámica. Estos aspectos son: el interior de la columna y el dimensionado del tanque de reflujo y el fondo de la columna. Para ello se utiliza el criterio propuesto por Luyben [2], el cual consiste en una regla heurística que propone que se calculen las dimensiones de ambos para que cuando su capacidad se encuentre a la mitad, el tiempo de paso del líquido por el mismo sea de 5 minutos. Conociendo el caudal que sale del tanque y aplicando criterio anterior se obtiene su volumen, a partir del cual se calculan las dimensiones imponiendo que su forma sea cilíndrica y que la longitud sea el doble que el diámetro.

$$Volumen = \frac{\pi D^2}{4}(2D)$$

Una vez introducidos todos los datos se exporta el archivo a Aspen Plus Dynamics, si falta algún dato o algo es incorrecto el programa nos informa de inmediato y cancela la exportación. Si todo está en orden ya se podrá trabajar con el nuevo archivo exportado, el cual por defecto incorpora a la simulación los controladores básicos para cumplir el primero y más importante objetivo de control, es decir, el de presión y los de nivel, ambos con una sintonización predeterminada por el propio programa.

El programa contiene muchas herramientas que serán de ayuda a la hora de seleccionar las diferentes estrategias de control e implementarlas para comprobar la calidad de las mismas. De entre todas ellas destacan las siguientes:

- La posibilidad de crear gráficas y tablas con datos de cualquiera de las variables propias de la columna o de las corrientes de entrada y de salida. Con ellas se obtiene la información necesaria para conocer el comportamiento dinámico de la columna tanto cuando está sin controlar como cuando se encuentran implementados los controladores. Dichas gráficas y tablas son representadas en función del tiempo de simulación, aunque también se pueden representar frente a otra variable concreta.

- Permite conocer las funciones de transferencia de las distintas variables de la columna mediante cambios en escalón que realiza el programa directamente y que se pueden variar en magnitud según lo estime oportuno el usuario. Para ello se ha de unir mediante un lazo de control la variable controlada y la manipulada, luego se coloca el controlador en manual y en la pestaña de "tunning" se le da a iniciar test una vez habiendo seleccionado la magnitud del escalón deseado. Con ayuda de una gráfica se va observando cómo evoluciona la variable controlada y se espera a que alcance el régimen permanente. Cuando ésto ocurra se le da a finalizar el test y automáticamente el programa te devuelve los valores de los parámetros de un sistema de primer orden con tiempo muerto. Ésto es muy útil en particular cuando se plantea utilizar una estrategia de control descentralizado en la que se controlen dos o más variables, ya que con las funciones de transferencia se podrán obtener las matrices de ganancias relativas dinámicas y estáticas que determinarán el emparejamiento óptimo.
- Ahorra mucho trabajo a la hora de sintonizar los controladores, ya que una vez se tienen realizados los emparejamientos el programa puede realizar un test para sintonizar el controlador. Este test puede realizarse de dos formas; la primera consiste en un test en lazo abierto de igual forma que el comentado anteriormente, sintonizando el controlador (P, PI o PID) por cualquiera de las reglas disponibles (IMC, Ziegler-Nichols, Cohen, etc...) a partir de los parámetros obtenidos de ganancia, constante de tiempo y tiempo muerto. La segunda forma consiste en hacer un test en lazo cerrado con el que tras dejar que se produzcan ocho o nueve oscilaciones el programa calcula el periodo y frecuencia últimos. Con ellos se puede sintonizar los parámetros del controlador (PI) por cualquiera de las reglas disponibles (Tyreus-Luyben o Ziegler-Nichols). A la hora de sintonizar los lazos primero se sintonizan los de nivel de líquido y el de presión y se ponen en automático una vez se ha sintonizado cada uno de manera independiente, es decir con el resto en manual. Luego si hay que controlar una sola composición se sintoniza el controlador con los anteriores en automático. En cambio si hay que controlar dos composiciones hay tres opciones: la primera es que uno de los lazos sea mucho más rápido que el otro, entonces se puede sintonizar primero el lazo rápido dejando el otro en manual y una vez sintonizado se pone en automático y se procede a la sintonización del más lento. La segunda es que ambos lazos sean igual de rápidos y dependientes entre sí, en este caso se sintoniza primero uno de ellos dejando el otro en manual y una vez sintonizado se pone en automático, a continuación se sintoniza el otro controlador y se pone en automático. Una vez hecho esto se vuelve a sintonizar el primero con el segundo en automático, se deja en automático y se vuelve a sintonizar el segundo con el primero en automático. Este proceso se repite de manera iterativa hasta que las sintonizaciones de los controladores no varíen. Por último la tercera es que ambos lazos sean igual de rápidos e independientes entre sí, aquí se sintonizan ambos lazos de manera independiente, es decir se

sintonizan ambos dejando en manual el otro y luego se ponen en automático los dos a la vez.

Gracias al uso de estas herramientas se puede implementar en el programa cualquier estrategia de control descentralizado o multilazo y simularla para estudiar su comportamiento frente a cambios en la referencia y frente a perturbaciones, permitiendo así determinar de entre todas las posibles cuál es la que presenta una mejor calidad de control.

El programa también incluye la opción de implementar un controlador multivariable mediante el módulo DMC<sub>plus</sub> pero para poder utilizarlo era necesaria la adquisición de una licencia comercial del producto y por tanto se decidió no utilizarlo.

#### 1.7 Estrategias de control

Las diferentes estrategias de control aplicadas a columnas de destilación se pueden dividir en dos grupos: centralizadas y descentralizadas. Cada una presenta una serie de ventajas e inconvenientes que determinarán cual es la más adecuada para cada caso.

#### 1.7.1 Estrategias de control descentralizado o multilazo

El control descentralizado, como su nombre indica, consiste en controlar el sistema globalmente pero a partir del control local de sus partes, más conocidas como subsistemas. Esto quiere decir que cada variable controlada se controla con una única variable manipulada, formando lazos de control independientes. Como ya se vio en el apartado 1.4 se pueden controlar una o dos composiciones, por lo que habrá estrategias que serán más adecuadas que otras en función del número de composiciones a controlar.

Dentro de las estrategias de control descentralizado se van a estudiar tres tipos, de las cuales las dos primeras se recomiendan para controlar una sola composición, aunque también se pueden aplicar aunque de manera menos usual al caso en el que haya dos composiciones a controlar. Sin embargo la tercera se utiliza únicamente para dos composiciones.

#### 1.7.1.1 Control del balance de materia

En una estrategia de control del balance de materia la pureza de un producto se controla manipulando uno de caudales internos o externos de la columna, mientras que el resto se manipula para cumplir con el balance de materia.

Hay dos tipos de control de balance de materia: directo e indirecto. En el directo el controlador de composición (o temperatura) regula directamente el balance de materia manipulando una corriente de producto. Mientras que en el indirecto el controlador de composición (o temperatura) no regula directamente el balance de materia, sino que manipula el caudal de reflujo, el aporte de calor al hervidor o la capacidad de condensación mientras que las corrientes de productos se utilizan para controlar los niveles, regulándose así de manera indirecta el balance de materia.

A continuación se van a presentar las estrategias de control de balance de materia más comunes según Henry Z. Kister [1], así como algunas menos comunes pero con ciertas ventajas en determinados casos. Estas estrategias están basadas en columnas con dos productos y con una composición (o temperatura) a controlar.

Figura	Tipo	Nivel	Nivel	Composición	Libre	Presión
		tanque de	fondo			
		reflujo	columna			
1.7.1	Indirecto	D	В	V	L	С
1.7.2	Indirecto	D	В	L	V	С
1.7.3	Directo	L	В	D	V	C
1.7.4	Directo	D	V	В	L	С
1.7.5	Directo	D	L	В	V	C
1.7.6	Directo	V	В	D	L	С

Donde B es el caudal de producto de fondo, D es el caudal de destilado, L es el caudal de reflujo, C es el caudal de líquido refrigerante y V es el caudal de vapor aportado al hervidor.

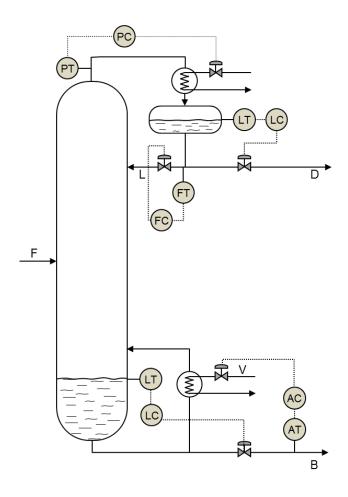


Figura 1.7.1 Control indirecto, composición controlada manipulando el caudal de vapor aportado al hervidor

La estrategia de la figura 1.7.1 es recomendable cuando el producto de interés es el producto de fondo de la columna ya que una variación en el caudal de vapor aportado al hervidor tiene un efecto rápido en la composición del producto de fondo. También se recomienda cuando el caudal del producto de fondo es menor que el caudal de destilado dado que los cambios producidos en la corriente de menor caudal tendrán un efecto menor y más lento sobre la de mayor caudal. Otra ventaja que presenta es que frente a cambios en la composición de la alimentación, el cambio de caudal de vapor aportado al hervidor debido a la acción del controlador tiene un efecto casi instantáneo sobre la variable controlada, rechazándose así de manera efectiva la perturbación.

La principal desventaja de esta estrategia es que frente a una perturbación en la temperatura del caudal de reflujo (debido a que una tormenta enfría el tanque de reflujo) la columna entera se ve afectada por la misma, ya que por ejemplo al disminuir la temperatura del caudal de reflujo la presión en la columna cae, por tanto el controlador de presión reducirá la capacidad de condensación provocando una bajada del nivel del tanque de reflujo. El controlador de nivel reducirá el caudal de destilado mientras que el caudal de reflujo permanece constante. El mismo caudal de reflujo entra en la columna pero a una temperatura menor, haciendo que parte del vapor ascendente condense y que aumente el caudal de líquido que baja por la columna. Esto significa que hasta que no actúe el controlador de composición del producto de fondo no se rechazará la perturbación.

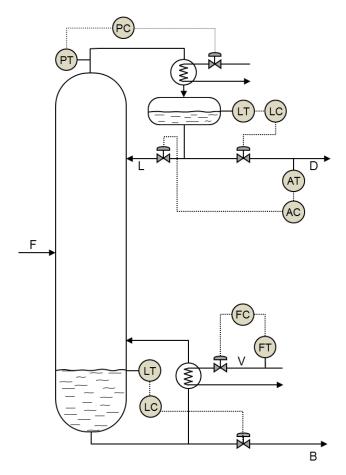


Figura 1.7.2 Control indirecto, composición controlada manipulando el caudal de reflujo

La estrategia de la figura 1.7.2 es recomendable cuando el producto de interés es el destilado de la columna ya que una variación en el caudal de reflujo tiene un efecto más rápido en la composición del destilado que en la del producto de fondo. También se recomienda cuando el caudal de destilado es menor que el caudal del producto de fondo dado que los cambios producidos en la corriente de menor caudal tendrán un efecto menor y más lento sobre la de mayor caudal.

Una de sus principales desventajas es la misma que la de la estrategia de la figura 1.7.1 respecto a una perturbación en la temperatura del caudal de reflujo. Otra desventaja es que frente a un cambio de composición de la alimentación la respuesta del controlador es muy lenta, ya que responde variando el caudal de líquido que recorre los platos y por tanto experimenta el retardo combinado introducido por todos los platos.

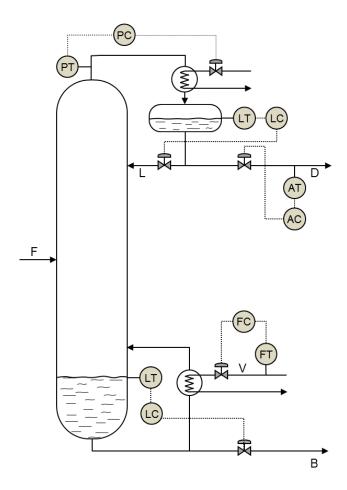


Figura 1.7.3 Control directo, composición controlada manipulando el caudal de destilado

La estrategia de la figura 1.7.3 se recomienda al igual que la de la figura 1.7.2 cuando el producto de interés es el destilado de la columna y cuando el caudal de destilado es menor que el de producto de fondo. Una de sus ventajas es que la sensibilidad de la composición del destilado es mucho mayor frente a un cambio en el caudal de destilado que frente a un cambio en el caudal de reflujo. Además elimina el problema de un posible cambio en la temperatura del caudal de reflujo, ya que como se expuso anteriormente si bajase la temperatura del tanque de reflujo disminuiría la presión y por tanto el controlador de presión disminuiría la capacidad de condensación provocando una bajada del nivel del tanque. Debido a que este nivel se controla con el caudal de reflujo, éste disminuirá, evitando así que esta perturbación afecte al resto de la columna.

Como principal desventaja presenta la misma que la descrita para la figura 1.7.2 respecto al retardo que introducen los platos frente a los cambios en la composición de la alimentación.

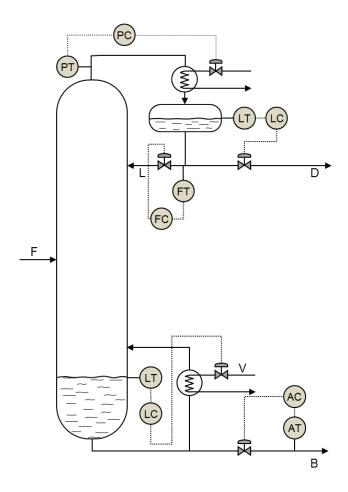


Figura 1.7.4 Control directo, composición controlada manipulando el caudal de producto de fondo

La estrategia de la figura 1.7.4 se recomienda al igual que la de la figura 1.7.1 cuando el producto de interés es el producto de fondo de la columna y cuando el caudal del producto de fondo es menor que el del destilado. La velocidad de respuesta frente a cambios en la composición de la alimentación es mayor que la de las figuras 1.7.2 y 1.7.3 pero menor que la de la figura 1.7.1, esto se debe a la misma razón explicada ya en la figura 1.7.1. Su mayor ventaja frente a las demás estrategias es que rechaza con mayor rapidez las perturbaciones en el aporte de calor al hervidor.

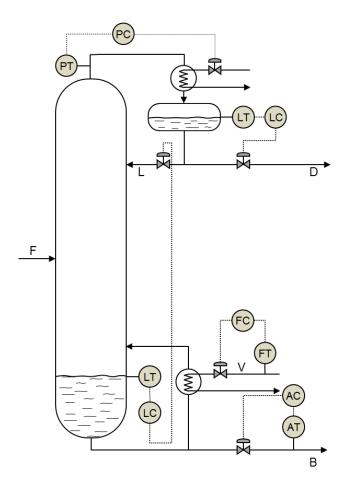


Figura 1.7.5 Control directo, composición controlada manipulando el caudal de producto de fondo

La estrategia de la figura 1.7.5 es poco común y solo se recomienda para el caso en el que el producto de fondo sea la alimentación de otro equipo aguas abajo y cuando se espera que el hervidor presente respuesta inversa. Esto se debe a que si se controla el nivel de fondo con el caudal de producto de fondo, éste sufre fluctuaciones que afectarían al equipo situado aguas abajo, lo cual no es deseable. Se podría utilizar en este caso la estrategia de la figura 1.7.4 salvo en el caso en el que el hervidor presente respuesta inversa, ya que puede desestabilizar la columna.

La principal desventaja que presenta esta estrategia es que desde que se produce un cambio en el caudal de reflujo, éste tarda del orden de 0,1 minuto por plato en afectar al nivel de fondo.

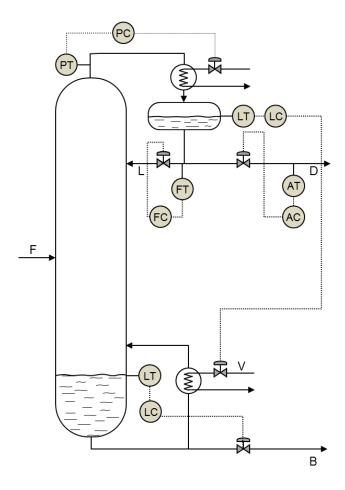


Figura 1.7.6 Control directo, composición controlada manipulando el caudal de destilado

La estrategia de la figura 1.7.6 es poco común y se recomienda sólo para el caso en el que el caudal de destilado es pequeño respecto al de reflujo y se esperan perturbaciones en el aporte de calor a la columna. Esto se debe a que las variaciones en el pequeño caudal de destilado tienen un impacto en el nivel del tanque de reflujo impidiendo que éste se mantenga constante. La estrategia de la figura 1.7.3 también sería una buena opción para este caso siempre que las perturbaciones en el aporte de calor a la columna no sean importantes, ya que éstas provocan fluctuaciones en el caudal de reflujo.

La principal desventaja de esta estrategia de control es que hay un alto grado de interacción entre el controlador de presión y el de nivel del tanque de reflujo.

#### 1.7.1.2 Control del balance de energía

En estas estrategias de control, las variaciones en el caudal de vapor aportado al hervidor controlan la composición del producto deseado y la variable que se queda libre es uno de los caudales de producto de la columna.

El principal defecto de una estrategia de control del balance de energía es que las variables controladas son más sensibles a las variaciones del balance de materia que a las del de energía. Por ello este tipo de estrategia de control sólo se utiliza si no es posible implementar una estrategia de control del balance de materia o en conjunto con un sistema de control por ordenador.

Para entender mejor su funcionamiento, teniendo un esquema de control como el mostrado en la figura 1.7.7, supóngase que se produce un aumento de la concentración de ligeros en la alimentación. La composición del producto de fondo aumentará en ligeros, y el controlador de composición aumentará el aporte de calor al hervidor. La presión de la columna aumentará y por tanto el controlador de presión aumentará la capacidad de condensación. Esto hará que aumente el nivel en el tanque de reflujo y el controlador de nivel aumentará el caudal de reflujo. Dicho aumento implica que lleguen más ligeros al producto de fondo y que de nuevo el controlador de composición aumente el aporte de calor al hervidor. Esto ocurrirá hasta que reflujo y aporte de calor se estabilicen para alcanzar la composición deseada en el producto de fondo.

En algunos casos los caudales de reflujo y de vapor en el interior de la columna pueden aumentar por encima de aquellos valores que permiten operar la columna de manera segura y estable, lo cual obligará al operador a aumentar más el caudal de destilado para detener el aumento del caudal de reflujo y del vapor.

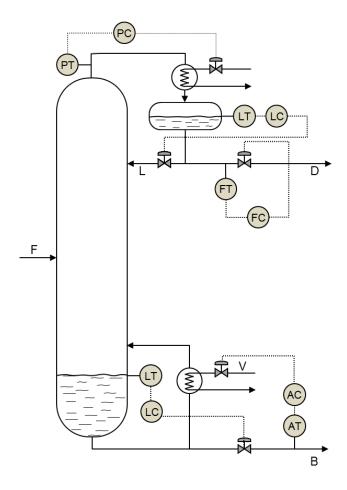


Figura 1.7.7 Control del balance de energía, variable libre caudal de destilado

#### 2.7.1.3 Control de destilado y producto de fondo manipulando D y B

Esta estrategia de control (figura 1.7.8) se basa en que se controlan las composiciones de destilado y de producto de fondo manipulando sus respectivos caudales. Es una estrategia que durante mucho tiempo ha sido descartada por los expertos en control debido a que en el régimen permanente el caudal de destilado y el de producto de fondo están ligados entre sí a la hora de cumplir el balance de materia de la columna. Sin embargo estudios realizados por el investigador Sigurd Skogestad [9] demuestran que ambas variables se hayan desacopladas a altas frecuencias, debido al retardo que sufre el líquido al circular desde la cabeza hasta el fondo de la columna. También se ve en dichos estudios que la calidad de control de esta estrategia es superior a las anteriores, ya que rechaza mucho más rápido las perturbaciones.

Su principal desventaja es que si alguno de los dos controladores de composición se queda en manual el sistema de control falla, debido a la incapacidad de controlar el inventario de líquido. Para ver con mayor claridad esta situación supóngase que se produce un aumento en el caudal de la alimentación. Esto hace que el nivel de fondo aumente y por tanto el controlador de nivel aumentará el aporte de calor al hervidor,

haciendo que aumente el caudal de vapor ascendente. Este vapor hará que aumente la presión en la columna, por tanto el controlador de presión aumentará la capacidad de condensación, provocando un aumento en el nivel del tanque de reflujo. El controlador de nivel por tanto aumentará el caudal de reflujo haciendo que se repita el ciclo y se acumule el líquido en la columna.

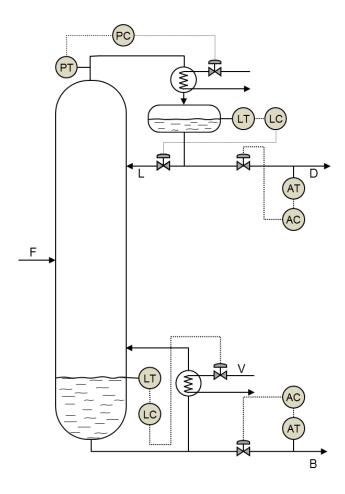


Figura 1.7.8 Control de destilado y producto de fondo manipulando D y B

Las estrategias de control expuestas anteriormente (salvo la de control de destilado y producto de fondo manipulando D y B) solamente controlaban la composición de uno de los productos, pero puede ser necesario que se controle la composición de dos o más productos. Si esto es así puede ocurrir que se produzcan interacciones entre los lazos de control de composición o temperatura, como ya se explicó anteriormente en el apartado 1.4.

Para conocer qué emparejamientos son los más adecuados para evitar estas interacciones se recurre al método de las ganancias relativas. Este método es una técnica que evalúa las interacciones de manera sencilla. La ganancia relativa de la variable controlada  $y_i$  respecto de la variable manipulada  $m_i$  se define como:

$$\lambda_{ij}(s) = \frac{G_{Pij}\big|_{m_k = 0, k \neq j}}{G_{Pij}\big|_{y_k = 0, k \neq i}}$$

es decir el cociente entre la ganancia de  $y_i$  respecto de  $m_j$  cuando todos los lazos están abiertos y la misma ganancia con los lazos cerrados y las variables controladas en su valor nominal  $y_k = 0$ . Suponiendo un sistema de 2x2 se puede escribir:

$$y_1 = G_{P11} m_1 + G_{P12} m_2$$

$$y_2 = G_{P22}m_2 + G_{P21}m_1$$

Al ser variables de desviación respecto del punto nominal si el lazo 2 está abierto  $(m_2 = 0)$  el numerador de  $\lambda_{11}$  es:

$$\frac{y_1}{m_1} = G_{P11}$$

Si el otro lazo está cerrado con un controlador con acción integral, se asume control perfecto  $(y_2 = 0)$ , quedando el denominador de  $\lambda_{11}$  de la siguiente manera:

$$m_2 = -\frac{G_{P21}}{G_{P22}} m_1$$

$$y_1 = \left(G_{P11} - \frac{G_{P21}}{G_{P22}} G_{P12}\right) m_1$$

$$\frac{y_1}{m_1} = G_{P11} - \frac{G_{P21}}{G_{P22}} G_{P12}$$

La ganancia relativa  $\lambda_{11}$  es entonces:

$$\lambda_{11} = \frac{G_{P11}}{G_{P11} - \frac{G_{P21}}{G_{P22}}G_{P12}} = \frac{1}{1 - \frac{G_{P21}G_{P12}}{G_{P22}G_{P11}}}$$

Para obtener la matriz global en un sistema 2x2 no es necesario calcular ningún elemento más, ya que la suma de la parte real e imaginaria de todos los elementos de cualquier fila o columna es la unidad.

Una vez obtenida la matriz se puede evaluar para frecuencia cero, en cuyo caso todo el desarrollo anterior puede realizarse en lugar de con las funciones de transferencia con las ganancias estáticas, obteniéndose así la matriz de ganancias relativas estática; o bien también se puede evaluar para un determinado rango de frecuencia dando información del comportamiento del sistema y obteniéndose la matriz de ganancias relativas

dinámica. Aquí es necesario tener cuidado ya que al representar los valores de la matriz de ganancias relativas dinámica se representa el módulo de dichos valores, por tanto no se conoce su signo, el cual como se verá a continuación tiene una gran relevancia. Por tanto será necesario utilizar una herramienta adicional que permita tener en cuenta la fase de los elementos de la matriz. Dicha herramienta será el "número de la matriz de ganancias relativas", que se calcula como la suma de los valores absolutos de los elementos de la matriz de ganancias relativas tras haberle restado la matriz identidad. La diagonal de la matriz identidad dependerá de si se quiere obtener el número de la matriz para el emparejamiento 11 o el 12, siendo  $\begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}$  para el primer caso y  $\begin{bmatrix} 0 & 1 \\ 1 & 0 \end{bmatrix}$  para el segundo.

$$n\'umero\ RGA = \sum_{\substack{de\ todos\ los\\ elementos\\ de\ la\ matriz\ RGA(\omega)}} \left( \left| \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12}\\ \lambda_{21} & \lambda_{22} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} 1 & 0\\ 0 & 1 \end{bmatrix} \right| \right)$$

Tras realizar la evaluación de la matriz RGA ( $\omega$ ) se pueden determinar los efectos de las interacciones en función del valor de  $\lambda_{ij}$ :

- $\lambda_{ij} = 1$  Implica que la ganancia de  $y_i$  respecto de  $m_j$  es independiente de si los lazos están abiertos o cerrados, siendo éste un caso sin transmisión de interacción.
- $\lambda_{ij} = 0$  Este caso se produce cuando la ganancia  $G_{Pij}$  con los restantes lazos abiertos es cero; en esta situación  $m_j$  no afecta a  $y_i$ , por tanto para poder controlar  $y_i$  con  $m_j$  es necesario que los demás lazos estén en automático.
- $\lambda_{ij} = \infty$  La ganancia de  $y_i$  respecto de  $m_j$  con los otros lazos cerrados es cero. Debido a esto no será posible controlar la variable  $y_i$  con  $m_j$  cuando los lazos restantes estén cerrados.
- $0 < \lambda_{ij} < 1$  La ganancia de  $y_i$  respecto de  $m_j$  es mayor con los lazos restantes cerrados que cuando se hayan abiertos, es decir,  $m_j$  influye más sobre  $y_i$  cuando los demás lazos están cerrados.
- $\lambda_{ij}$  <0 El signo de la ganancia de  $y_i$  respecto de  $m_j$  depende de si los lazos están abiertos o cerrados. Suponiendo un sistema 2x2, si se ha sintonizado el lazo  $y_1 m_1$  con el lazo 2 en automático, al abrir este último el lazo 1 será inestable, ya que cambiaría la ganancia del controlador. Para que no se vuelva inestable habría que cambiar simultáneamente la actuación del controlador. Este caso sólo es evaluable con la matriz de ganancias relativas estática.
- $\lambda_{ij}>1$  La ganancia de  $y_i$  respecto de  $m_j$  es menor con los lazos restantes cerrados que cuando se hayan abiertos, es decir,  $m_j$  influye menos sobre  $y_i$  cuando los demás lazos están cerrados.

La matriz también ofrece la información necesaria para establecer una metodología de emparejamiento entre las variables del sistema. Esta metodología recomienda seguir las siguientes directrices enumeradas por orden de preferencia:

- No formar lazos con variables que presenten una ganancia relativa estática negativa o de valor infinito. Si  $\lambda_{ij} < 0$  el sistema en lazo cerrado presentará al menos una de las siguientes características:
  - El sistema global es inestable.
  - El lazo con la ganancia relativa negativa es inestable en sí mismo.
  - El sistema en lazo cerrado es inestable si el lazo con la ganancia relativa negativa se abre (Kc=0).
- No es aconsejable, aunque sí admisible, emparejar variables que tengan una ganancia relativa nula.
- Se prefieren aquellos emparejamientos con valores de ganancia relativa lo más próximos a 1 posible. Para evaluar la "bondad" del emparejamiento se deben tener en cuenta los siguientes rangos de valores:
  - $\lambda$  < 0.7 malo
  - $0.7 < \lambda < 1.5$  bueno
  - $1.5 < \lambda < 3$  aceptable
  - $\lambda > 3$  malo

Si se ha considerado la matriz de ganancias relativas dinámicas las directrices anteriormente expuestas deben ser evaluadas en el rango de frecuencias en donde se sitúe el ancho de banda del lazo cerrado. Prefiriéndose siempre aquellos emparejamientos que presenten un número de la matriz de ganancias relativas dinámica lo más próximo a cero posible.

Hay que destacar un hecho importante, y es que esta metodología de emparejamiento de variables no es válida para sistemas altamente no lineales.

#### 1.7.2 Estrategias de control centralizado

Estas estrategias se basan en la existencia de un único controlador multivariable en el que confluyen todas las señales de entrada a muestrear, se procesan realizando todos los algoritmos necesarios de control y se generan todas las señales necesarias de salida.

En este proyecto no se van a utilizar estas estrategias de control, pero sí se va a explicar brevemente cómo funciona una de las más utilizadas: MPC (control predictivo basado en modelo). Esta estrategia se ha desarrollado mucho tanto en la industria como en el campo de la investigación. Esto es debido a que es la forma más general de formular el problema de control en el dominio del tiempo. El control predictivo integra control óptimo, control de procesos con tiempos muertos, control de procesos multivariables y utiliza el conocimiento disponible sobre la trayectoria que debe seguir el proceso en el futuro. Permite además tratar con facilidad procesos no lineales con variables sujetas a restricción debido al uso de una estrategia con horizonte de control finito.

Las técnicas de control predictivo usan un horizonte de control finito y deslizante que implica el cálculo de una secuencia de acciones discretas de control (sucesión de cambios en las variables manipuladas) para todo el horizonte, aplicando solamente la primera acción de la secuencia y repitiendo todo el proceso en el siguiente instante de muestreo.

Los distintos algoritmos de control predictivo se diferencian tanto en el tipo de modelo utilizado para representar el comportamiento del proceso frente a las variables manipuladas y las perturbaciones, como en la función objetivo a minimizar.

Sus principales ventajas frente a otras técnicas de control son las siguientes:

- Se puede utilizar para controlar una gran variedad de procesos, desde los más simples hasta procesos con dinámicas complejas como procesos de fase no mínima, con grandes tiempos muertos, inestables o multivariables.
- Es una técnica que requiere pocos conocimientos de control y la sintonización es relativamente simple.
- Permite introducir con facilidad control anticipativo para rechazar las perturbaciones medibles.
- Permite tratar las restricciones de una forma sistemática y conceptualmente muy simple durante la fase de diseño del controlador.
- Muy útil cuando se conoce la trayectoria futura deseada (referencias futuras de las variables controladas), tal y como ocurre en los arranques y paradas de plantas químicas.
- La ley de control resultante es fácilmente implementable.
- Su carácter predictivo hace que intrínsecamente compense los tiempos muertos.

También presenta las siguientes desventajas:

- A pesar de que su implementación no es compleja, resulta más difícil que la de los clásicos controladores PID.
- Requiere un modelo apropiado del proceso cuya obtención requiere unos conocimientos mínimos por parte del usuario.
- Si la dinámica del proceso no cambia y no existen restricciones, la mayor parte de los cálculos se puede realizar fuera de línea y el controlador resultante es simple; en caso contrario, los requisitos de cálculo son mucho mayores.

Los controladores MPC tienen la misma secuencia básica de control que se puede entender con la ayuda de la figura 1.7.9. Se trata de una estrategia discreta en el tiempo, es decir, se ejecuta cada cierto tiempo t (intervalo de muestreo y ejecución). Los pasos fundamentales de la estrategia son:

- En el instante actual (i = 0), utilizando el modelo de proceso, se predicen los valores futuros de las variables a controlar para un horizonte determinado N, conocido como horizonte de predicción. Estas predicciones de la variable controlada ŷ(i) para i = 1... N dependen de los valores conocidos hasta ese instante de las entradas (u (-1), u (-2)...), salidas (y (0), y (-1),...) y de las acciones de control (u (i), i = 0... M 1), que se aplicarían en el futuro y que han de ser calculadas. M conocido como horizonte de control, puede ser menor o igual que N.
- La secuencia de acciones de control futuras se calcula minimizando un criterio con el que se pretende mantener el proceso lo más cerca posible de la trayectoria de referencia  $y_r(i)$ . Este criterio toma normalmente la forma de una función cuadrática de la diferencia (error) entre la salida  $\hat{y}$  y la trayectoria de referencia. Generalmente se incluye además en el criterio o función objetivo a minimizar el *esfuerzo* de control, entendido como la magnitud de los cambios en la señal de control u. Cuando el criterio es cuadrático, el modelo es lineal y no hay restricciones, se puede obtener una solución explícita; en caso contrario se ha de utilizar un método numérico para encontrar la solución.
- De la secuencia de acciones de control calculadas sólo se aplica la correspondiente al instante actual u (0), ya que en el instante siguiente de ejecución, y (1) es ya conocida y los pasos anteriores se repiten con este nuevo valor.

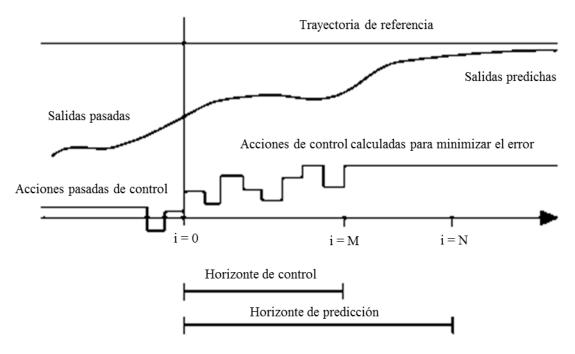


Figura 1.7.9 Estrategia MPC

En la figura 1.7.10 se muestra la estructura básica necesaria para implementar el control predictivo. Se usa un modelo para predecir la evolución de la salida o estado del proceso a partir de las señales de entrada y salida conocidas. Las acciones de control futuras se calculan con el optimizador, que considera la función del coste y las posibles restricciones.

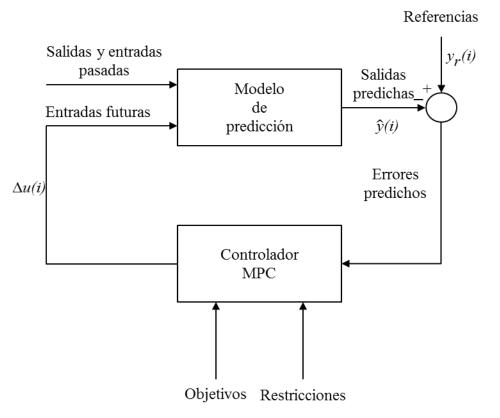


Figura 1.7.10 Estructura básica del MPC

# Capítulo 2 Control de una columna binaria para la separación de etanol y agua

#### 2.1 Definición de objetivos

La columna objeto de este estudio tiene como objetivo separar una mezcla binaria de etanol y agua, la cual presenta un azeótropo de un 81% molar de etanol, en dos corrientes, una de destilado con un 79% molar de etanol y una de producto de fondo de un 2,6% molar de etanol. Por tanto será necesario controlar la composición de ambos productos, lo cual implica que hay que realizar un análisis sobre las posibles interacciones entre ambos controladores de composición, ya que se va a utilizar una estrategia de control descentralizado. También habrá que realizar un estudio sobre la linealidad de la columna, ya que ésta determinará si los métodos aplicados para la selección de la estrategia de control son adecuados o no.

En primer lugar es necesario obtener simulación de la columna para conocer su comportamiento en régimen permanente, al contar con datos rigurosos para la simulación se puede utilizar directamente el método Rad-frac. Los datos de partida para la simulación se presentan en la tabla 2.1 y se obtuvieron de la presentación de Alzate [5]

Flujo molar de alimentación (kmol/h)	540	
Fracción molar de etanol en la alimentación	0,25	
Temperatura de la alimentación (K)	355.18	
Presión en la columna (bar)	1.01	
Relación de reflujo	1,6	
Flujo molar de destilado (kmol/h)	158	
Número de etapas	12	
Etapa de alimentación	11	

Tabla 2.1 Datos de partida para la simulación de la columna binaria

Una vez introducidos estos datos en las casillas correspondientes el programa dará luz verde para iniciar la simulación, obteniéndose los resultados mostrados en la tabla 2.2.

	Alimentación	Destilado	Fondos
Flujo molar (kmol/h)	540	158	382
Fracción molar etanol	0,25	0,79	0,03
Fracción molar agua	0,75	0,21	0,97
Flujo másico (kg/h)	13515,51	6393,55	7121,96
Fracción másica etanol	0,46	0,90	0,06
Fracción másica agua	0,54	0,10	0,94
Flujo volumétrico (m3/h)	16,27	8,53	7,82
Temperatura (K)	355,18	351,13	367,38
Presión (bar)	1,01	1,01	1,01

Tabla 2.2 Resultados de la simulación estática de la columna binaria

Por último para poder exportar la simulación al programa Aspen Plus Dynamics hay que completarla con el diseño interior de la columna. Para ello hay que introducir los datos de la tabla 2.3 proporcionados también por Angélica Alzate [5].

Diámetro de la columna (m)	1,75	
Longitud del rebosadero (m)	1,225	
Espaciamiento entre platos (m)	0,6	
Diámetro de los orificios (m)	0,0045	
Distancia entre los centros de los orificios (m)	0,012	
Altura del rebosadero (m)	0,06	

Tabla 2.3 Datos para la simulación dinámica de la columna binaria

Si no se detecta ningún problema el programa realizará la exportación y ya se podrá empezar a trabajar con la simulación dinámica de la columna. Si hubiera algún problema el programa señalará cuál es y habrá que solucionarlo modificando alguno de los datos del diseño de la columna.

#### 2.2 Estrategias empleadas y discusión de resultados

En primer lugar hay que seleccionar la estrategia de control que se va a implementar para cumplir con los objetivos de control. Dichos objetivos son en primer lugar obtener una operación segura y estable, por tanto hay que controlar los niveles del tanque de reflujo y del fondo de la columna así como la presión en la misma. En segundo lugar como se dijo anteriormente hay que controlar las composiciones del destilado y del producto de fondo. Por tanto para cumplir con el primer objetivo de control hay que decidir qué variables manipuladas se van a utilizar para controlar los niveles de líquido del tanque de reflujo y del fondo de la columna, así como la presión de la misma. Luego con las dos variables manipuladas restantes se cerrarán los lazos de composición para cumplir con el segundo objetivo. A continuación se estudiarán las diferentes estrategias propuestas.

#### 2.2.1 Control indirecto del balance de materia

La primera estrategia de control propuesta es un control indirecto del balance de materia, es decir se van a controlar las composiciones de las corrientes manipulando los caudales internos de la columna. Por tanto se va a utilizar el caudal de destilado para controlar el nivel en el tanque de reflujo, el caudal de producto de fondo para controlar el nivel del fondo de la columna y por último la capacidad de condensación para controlar la presión. La sintonización de dichos controladores se realiza tal y como recomienda Luyben [2]. Una vez satisfecho el primer objetivo de control ya se puede pasar al segundo, que consiste en el cumplimiento de las especificaciones de composición impuestas; en este caso controlar tanto la composición del destilado como la del producto de fondo. Para ello se dispone de dos variables manipuladas: el caudal de reflujo y el aporte de calor al hervidor. Debido a que es posible que haya interacción entre ambos controladores de composición ha de utilizarse una metodología para el emparejamiento de las variables que permita elegir aquel emparejamiento que minimice las posibles interacciones. La metodología utilizada en este caso va a consistir en el uso de la matriz de ganancias relativas, la cual se explicó anteriormente en el apartado 1.7. En primer lugar se obtuvo la matriz de ganancias relativas estática, es decir la matriz evaluada a frecuencia cero o en régimen permanente, para la cual es necesario conocer las ganancias estáticas de las variables controladas frente a las variables manipuladas. Con ayuda de Aspen Plus Dynamics se dieron escalones de un +5% en cada variable manipulada manteniendo constante las restantes y se obtuvo el incremento que experimentaba cada variable controlada, calculando así su ganancia estática. A continuación se presentan los resultados.

$$\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} k_{11} & k_{12} \\ k_{21} & k_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} m_1 \\ m_2 \end{bmatrix}$$
$$\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1,075 & -0,885 \\ 10 & -0,68 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} m_1 \\ m_2 \end{bmatrix}$$

Donde  $y_1$  es la fracción molar de etanol en el destilado,  $y_2$  es la fracción molar de etanol en el producto de fondo,  $m_1$  es el caudal del reflujo,  $m_2$  es el aporte de calor al hervidor y  $k_{ij}$  es la ganancia estática de la variable controlada i frente a la variable manipulada j.

La matriz de ganancias relativas estática resultante es la siguiente:

$$\lambda(0) = \begin{bmatrix} -0.09 & 1.09 \\ 1.09 & -0.09 \end{bmatrix}$$

Según los resultados de la matriz es recomendable controlar la composición de destilado manipulando el aporte de calor al hervidor y controlar la composición del producto de fondo manipulando el caudal de reflujo, es decir el emparejamiento contrario al que cabría esperar. Además debido a que el valor de la matriz es prácticamente 1 en régimen permanente, las interacciones deberían ser pequeñas. También queda claro que no se debe utilizar el otro emparejamiento ya que tendría una ganancia relativa negativa, cuyos efectos se estudiaron en el apartado 1.7.

A pesar de las conclusiones anteriores es conveniente realizar la matriz de ganancias relativas dinámica, ya que para frecuencias medias o altas el resultado puede ser completamente distinto. Para ello se necesitan las funciones de transferencia de las variables controladas respecto de las manipuladas, que se obtuvieron utilizando el programa tal y como se describe en el apartado 1.6.

$$\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} g_{11} & g_{12} \\ g_{21} & g_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} m_1 \\ m_2 \end{bmatrix}$$
$$\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{1,075e^{-5,44s}}{28,25s+1} & \frac{-0,885e^{-20,18s}}{42,03s+1} \\ \frac{10e^{-5,51s}}{16,76s+1} & \frac{-0,68e^{-0,93s}}{4s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} m_1 \\ m_2 \end{bmatrix}$$

Donde  $g_{ij}$  es la función de transferencia de la variable controlada i frente a la variable manipulada j.

La matriz de ganancias relativas puede ser calculada una vez obtenidas las funciones de transferencia  $g_{ij}$ , y evaluada en un rango de frecuencias obteniéndose la magnitud y la fase para cada una de ellas tal y como se explicó en el apartado 1.7. La figura 2.1 representa la magnitud frente a la frecuencia, mientras que en la figura 2.2 se representa el "número de la matriz" frente a la frecuencia.

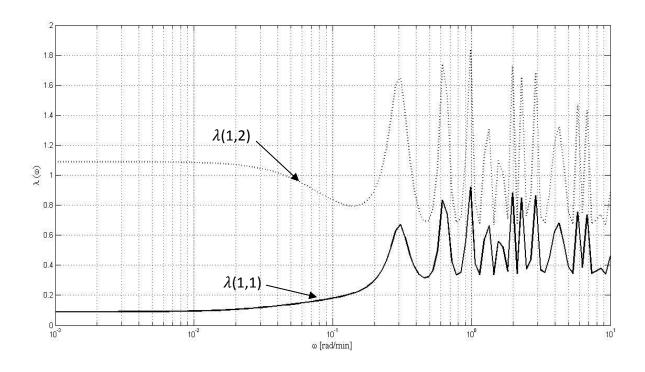


Figura 2.1 Matriz de ganancias relativas dinámica

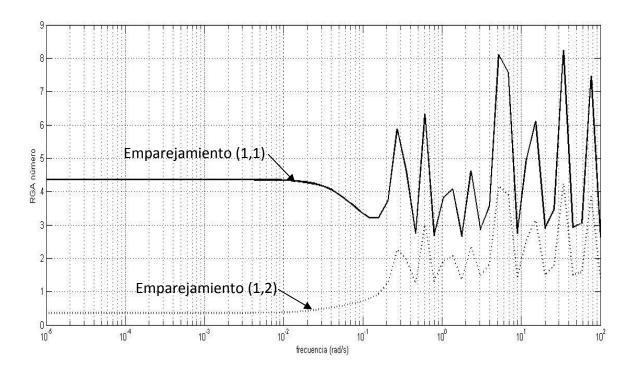


Figura 2.2 Número de la matriz de ganancias relativas dinámica

Como se puede observar a frecuencias altas oscilan mucho los valores de la matriz y por tanto las interacciones serán importantes, aun así se ve que el mejor emparejamiento es el mismo que el que se propuso a partir de la matriz de ganancias relativas estática.

Para comprobar que ocurre cuando se emparejan variables con ganancias relativas estáticas negativas, se realizó la simulación de dicha alternativa de emparejamiento, es decir, controlar la composición del destilado manipulando el caudal de reflujo y la composición del producto de fondo manipulando el aporte de calor, que es el emparejamiento "natural". La figura 2.3 recoge el comportamiento de la columna con dicha estrategia de control implementada ante un cambio en el punto de consigna de la fracción molar de etanol en el destilado.

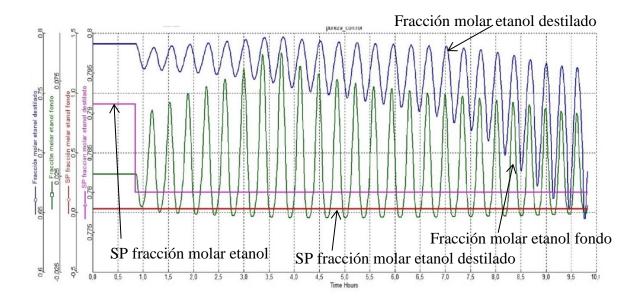


Figura 2.3 Comportamiento de la columna con emparejamientos de ganancia relativa negativa

La siguiente simulación se realizó con la alternativa de emparejamiento que tenía una ganancia relativa positiva, la cual es próxima a uno a frecuencias bajas pero que como se vio en la figura 2.1 para frecuencias medias y altas aumenta mucho su valor, lo cual implica que se producirán interacciones entre ambos controladores. La estrategia (figura 2.4) consiste en controlar la composición del destilado manipulando el aporte de calor al hervidor y la composición del producto de fondo manipulando el caudal de reflujo. Se comprobó la controlabilidad de esta estrategia tanto en rechazo a perturbaciones como en el seguimiento a la referencia, tal y como se puede ver en las figuras 2.5, 2.6, 2.7 y 2.8. Claramente se observa que la estrategia de control no es adecuada ya que cada perturbación o cambio en la referencia hace que la columna alcance un nuevo régimen permanente distinto del deseado e incluso que en algunos casos se vuelva inestable. Sin embargo si se cambia la acción del controlador que controla la composición del

destilado manipulando el aporte de calor al hervidor los resultados son completamente distintos como se puede ver en las figuras 2.9, 2.10, 2.11 y 2.12; aunque si se pone en manual el otro controlador los resultados son los mismos que en el caso en el que no se le ha cambiado la acción. Por tanto en función de la opción del controlador la estrategia se comportará de una forma u otra.

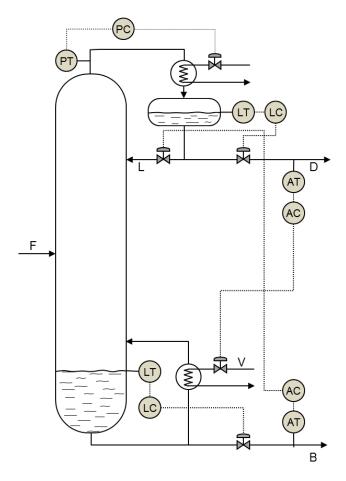


Figura 2.4 Estrategia de control L-V

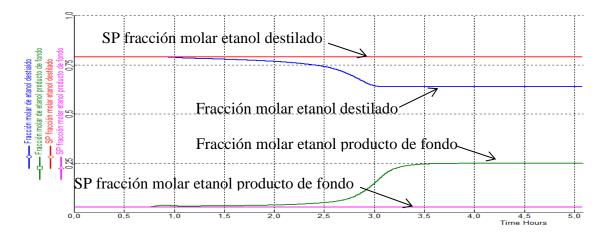


Figura 2.5 Respuesta ante perturbación de +10% en el caudal de la alimentación

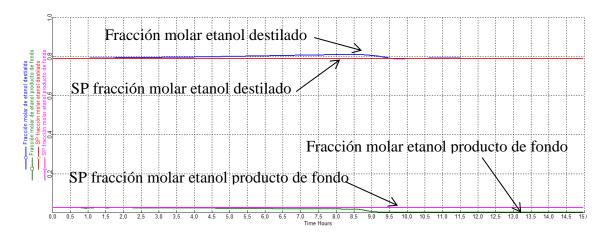


Figura 2.6 Respuesta ante perturbación de +10% en la temperatura de la alimentación

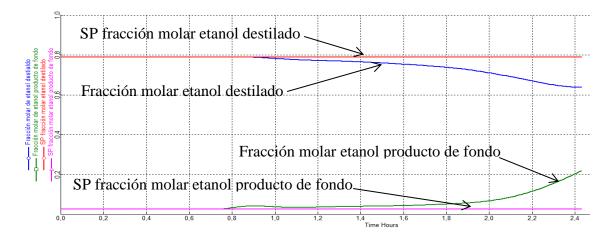


Figura 2.7 Respuesta ante perturbación en la composición de la alimentación

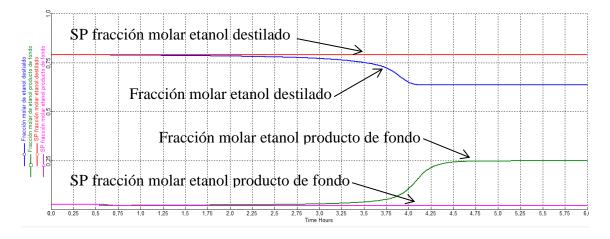


Figura 2.8 Respuesta ante un cambio de -10% en la referencia de la composición del producto de fondo

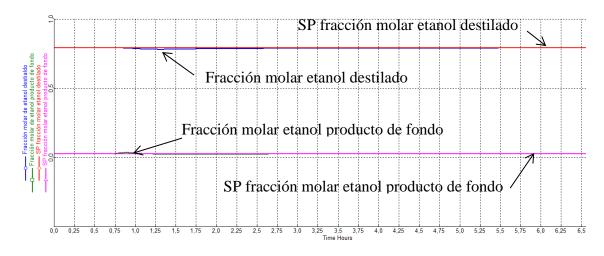


Figura 2.9 Respuesta ante perturbación de +10% en el caudal de la alimentación

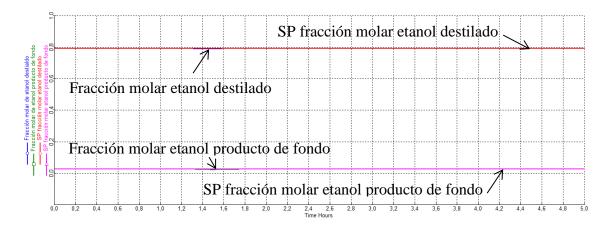


Figura 2.10 Respuesta ante perturbación de +10% en la temperatura de la alimentación

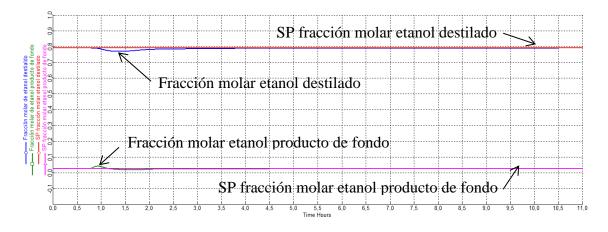


Figura 2.11 Respuesta ante perturbación en la composición de la alimentación

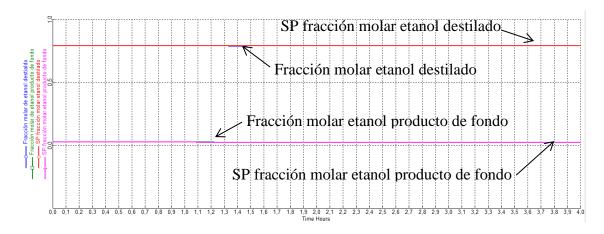


Figura 2.12 Respuesta ante un cambio de -10% en la referencia de la composición del producto de fondo

El siguiente paso importante es comprobar la linealidad de la columna, ya que la metodología de emparejamiento propuesta es válida solamente para procesos lineales y se pudo observar con las simulaciones que el sistema no se comportaba como cabría esperar para los emparejamientos propuestos. Para determinar la linealidad simplemente hay que dar un escalón positivo y otro negativo a una variable manipulada de la columna, ambos de la misma magnitud y observar si las respuestas de la variable controlada son simétricas o no. Si lo son el sistema es lineal, si no, no lo será y tanto menos lineal cuanto menos simétrica sean las respuestas. En las figuras 2.13, 2.14, 2.15 y 2.16 se pueden ver las respuestas de la columna ante cambios de igual magnitud pero de signo contrario.

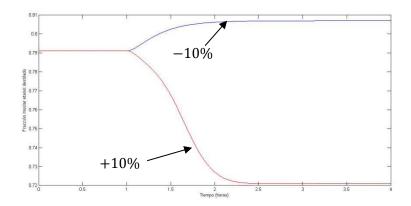


Figura 2.13 Respuesta fracción molar etanol en el destilado ante cambio en escalón en el aporte de calor

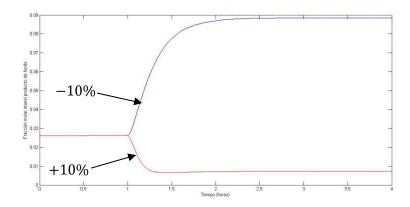


Figura 2.14 Respuesta fracción molar etanol en el producto de fondo ante cambio en escalón en el aporte de calor

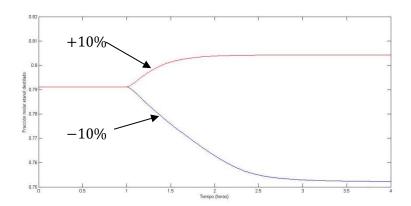


Figura 2.15 Respuesta fracción molar etanol en el destilado ante cambio en escalón en el caudal de reflujo

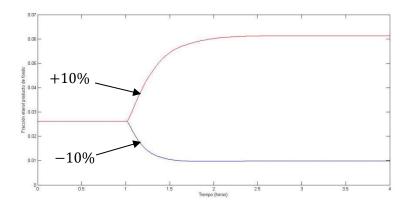


Figura 2.16 Respuesta fracción molar etanol en el aporte de calor ante cambio en escalón en el caudal de reflujo

Como se puede apreciar la columna es altamente no lineal, por tanto la metodología utilizada para el emparejamiento de las variables no proporciona resultados del todo fiables, por tanto su uso en sistemas altamente no lineales no es recomendable. Aun así proporcionan una información orientativa sobre las diferentes opciones de emparejamiento. Para solventar estos problemas de linealidad Seborg [12] propone una serie de propuestas como son el utilizar transformaciones logarítmicas para linealizar la señal del error o que la ganancia de los controladores sea proporcional a la señal del error.

## 2.2.2 Control indirecto del balance de energía cuando no se pueden medir las composiciones

En el caso en el que no se pudiesen medir las composiciones de los productos habría que recurrir a una medida indirecta de las mismas. Lo más habitual en las columnas de destilación es utilizar la temperatura en los platos como medida indirecta para controlar la composición, es decir, controlando la temperatura de uno de los platos se puede controlar la composición de uno de los productos ya que para una columna binaria cuya presión se mantiene constante la temperatura sólo depende de la composición. Para poder implementar los controladores de temperatura es necesario hacer un estudio previo sobre qué plato es el más idóneo para controlar cada composición. Los criterios de selección, como ya se explicaron en el apartado 1.5, son los siguientes:

### Criterio de la pendiente Se representó el perfil de temperatura en los platos así como los incrementos de temperatura de un plato a otro (figuras 2.17 y 2.18 respectivamente), resultando de este análisis que los platos más convenientes son el dos, el once y el hervidor.

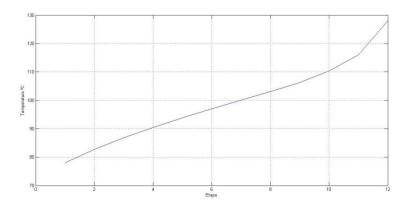


Figura 2.17 Perfil de temperatura

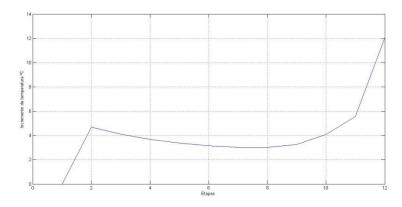


Figura 2.18 Incrementos de temperatura

#### - Criterio de sensibilidad

Con este criterio se mide la sensibilidad de la temperatura en cada plato respecto a un cambio en una variable manipulada. Debido a la alta no linealidad de la columna se obtienen resultados diferentes en función de si el escalón dado a la variable manipulada es positivo o negativo (figuras 2.19 y 2.20 respectivamente). Los resultados muestran en el caso de un escalón positivo que el plato ocho es el más sensible a cambios en el aporte de calor, y que el hervidor es el más sensible a cambios en el caudal de reflujo. En el caso del escalón negativo, el hervidor es más sensible a los cambios en el aporte de calor y el plato 9 es el más sensible a los cambios en el caudal de reflujo.

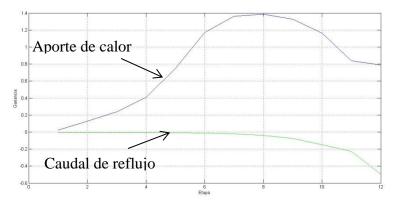


Figura 2.19 Sensibilidad frente a escalón positivo

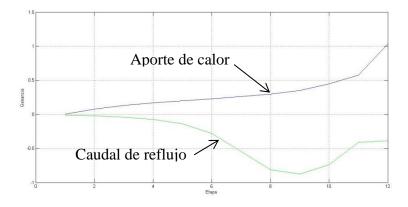


Figura 2.20 Sensibilidad frente a escalón negativo

#### - Criterio SVD

Este criterio consiste en la descomposición del valor singular de la matriz de ganancias en régimen permanente (figuras 2.21 y 2.22). Sus resultados determinan que si el escalón dado a la variable manipulada es positivo, el plato 8 es el mejor para controlar la temperatura si se manipula el aporte de calor y que el hervidor es el mejor si se manipula el caudal de reflujo. Sin embargo si el escalón es negativo el hervidor es el mejor para ambas variables manipuladas.

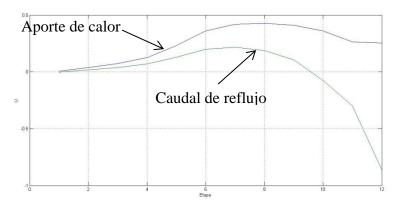


Figura 2.21 SVD frente a escalón positivo

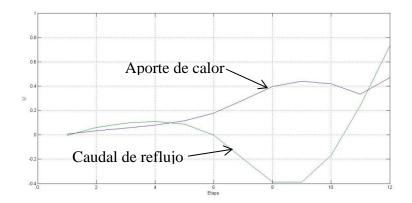
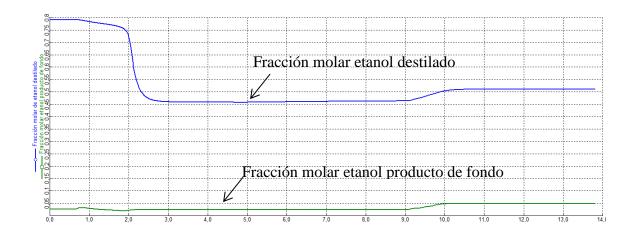


Figura 2.22 SVD frente a escalón negativo

Se puede concluir por tanto que el plato más adecuado para controlar la temperatura manipulando el aporte de calor al hervidor es el ocho, y que el hervidor es el lugar más adecuado para controlar la temperatura manipulando el caudal de reflujo. Sin embargo esto último no está recomendado por Luyben [2], quien dice que no se debe controlar la temperatura en el hervidor, por tanto se decidió controlar la temperatura en el plato once que era la segunda mejor opción. Las figuras 2.23, 2.24 y 2.25 muestran las diferentes pruebas realizadas para comprobar la estrategia de control (figura 2.26).



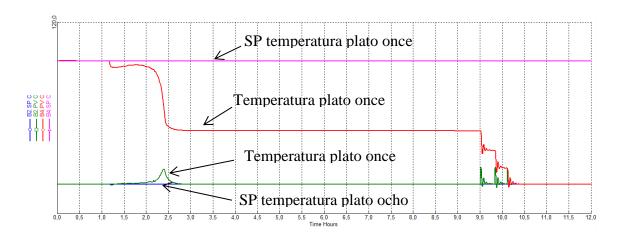
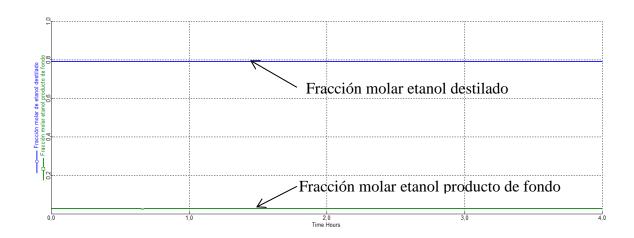


Figura 2.23 Respuesta ante perturbación de +10% en el caudal de la alimentación



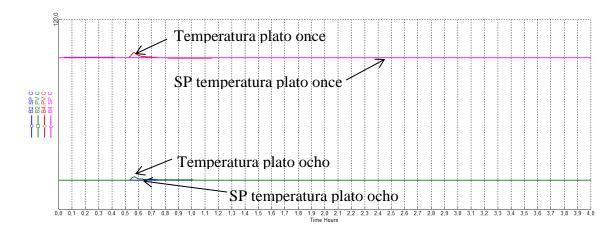


Figura 2.24 Respuesta ante perturbación de +10% en la temperatura de la alimentación

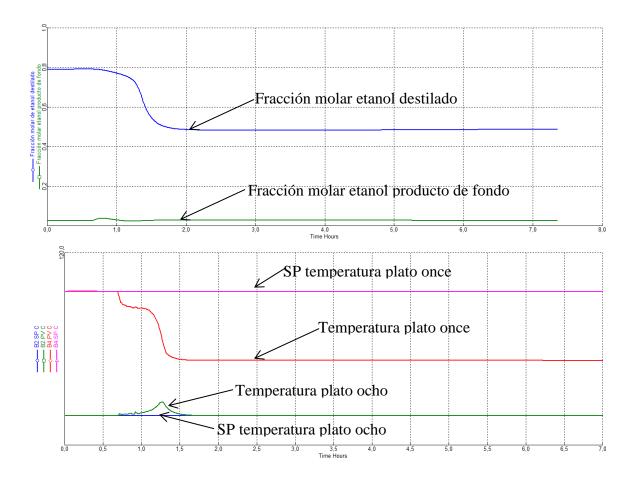


Figura 2.25 Respuesta ante perturbación en la composición de la alimentación

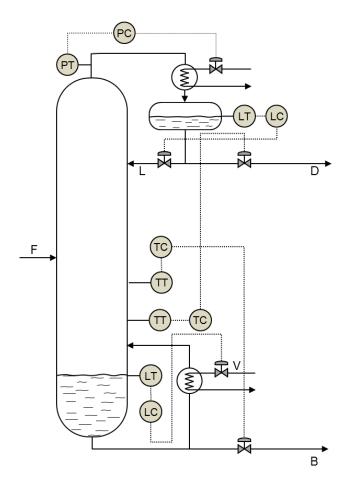


Figura 2.26 Estrategia de control dual de temperaturas

Se puede apreciar que esta estrategia solamente rechaza bien las perturbaciones en la temperatura de la alimentación. En el caso de las del caudal de alimentación el resultado es que ambas composiciones alcanzan un régimen permanente muy alejado de la referencia. Para las perturbaciones en la composición de la alimentación se ve que apenas tienen efecto sobre la composición del producto de fondo pero provocan un gran cambio en la composición del destilado. Por tanto queda claro que la temperatura en este caso no es una medida indirecta fiable de la composición. Además se puede ver como el controlador de temperatura del plato once presenta un comportamiento inverso al que debería, esto es debido a que al cerrar ambos lazos de temperatura la ganancia del sistema cambia y por tanto el controlador responde de esa manera, haciendo que el sistema se aleje del régimen permanente deseado. Este comportamiento también ocurría cuando se controlaban directamente las composiciones y tiene sentido, ya que aunque se controle otra variable, éstas están relacionadas y por tanto el resultado es similar. También es conveniente añadir que Skogestad en uno de sus artículos de investigación [10] no recomienda el esquema de control L-V para columnas binarias, aun así si hubiera que usar esa configuración recomienda tomar medidas logarítmicas de la composición, debido a que éstas presentan una mayor linealidad.

#### 2.2.3 Control D-B

En último lugar se implementó la estrategia de control D-B, es decir controlar la composición del destilado manipulando el caudal de destilado y la composición del producto de fondo manipulando el caudal del producto de fondo. Esta estrategia está recomendada por Skogestad en varios de sus artículos de investigación [9, 10] para columnas binarias. En esta estrategia el nivel del tanque de reflujo se controla manipulando el caudal de reflujo y el nivel de fondo de la columna manipulando el aporte de calor al hervidor. Las figuras 2.28, 2.29, 2.30 y 2.31 muestran las diferentes pruebas realizadas para comprobar la estrategia de control (figura 2.27).

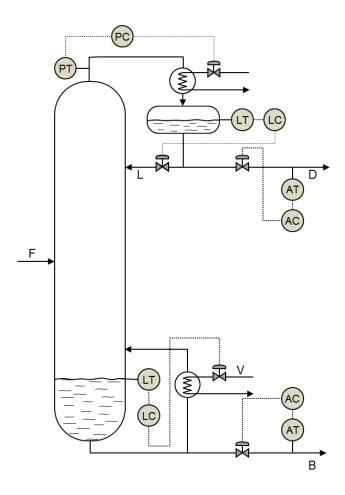


Figura 2.27 Estrategia de control D-B

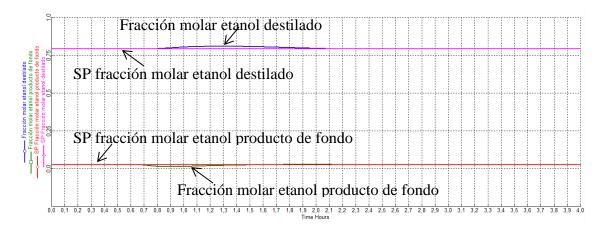


Figura 2.28 Respuesta ante perturbación de +10% en el caudal de la alimentación

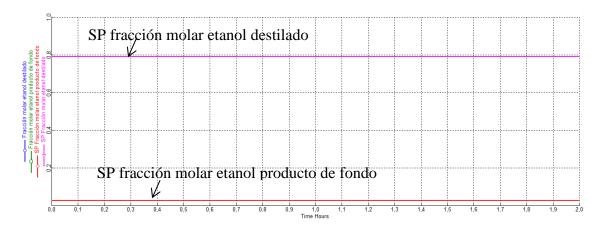


Figura 2.29 Respuesta ante perturbación de +10% en la temperatura de la alimentación

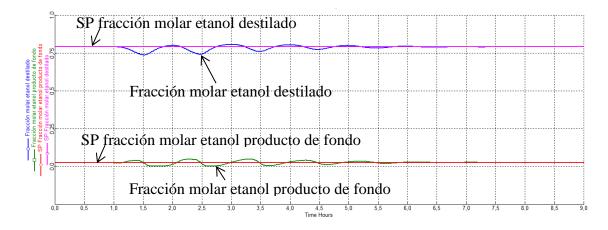


Figura 2.30 Respuesta ante perturbación en la composición de la alimentación

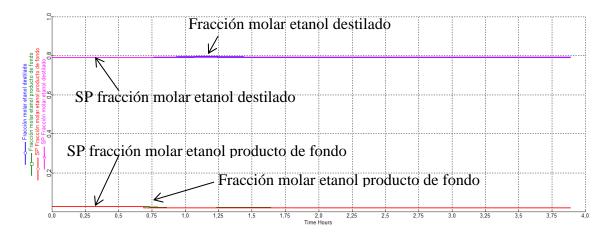


Figura 2.31 Respuesta ante un cambio de -10% en la referencia de la composición del producto de fondo

Observando las diferentes respuestas se puede llegar a la conclusión de que esta estrategia aporta buenos resultados. Consigue rechazar las perturbaciones tanto en la temperatura como en el caudal de la alimentación. Las de composición de la alimentación también son rechazadas si los cambios son menores del 5% pero el tiempo necesario para ello es muy elevado. Por último también se ve que sigue bien los cambios en la referencia.

#### 2.3 Conclusiones

Se han simulado tres estrategias diferentes de control para esta columna binaria, la cual al tratar con una mezcla azeotrópica y ser altamente no lineal representa un problema complicado de control. De las tres estrategias simuladas se ha visto como claramente la segunda era completamente inviable al no ser capaces de rechazar las perturbaciones más esperables en la columna. La primera y la tercera son las únicas que consiguen rechazar todas las perturbaciones esperadas aunque ésta última con algunas limitaciones respecto a aquellas que provocan cambios en la composición de la alimentación. Por tanto la estrategia elegida para controlar la columna es la primera cuando se le cambia la acción al controlador como se dijo en el apartado 2.2.1, aunque hay que tener presente que dicho controlador funcionará bien si el otro se mantiene en automático, ya que si se pone en manual la columna no funciona correctamente. Para la estrategia número tres ocurre algo parecido con sus controladores como ya se comentó en el apartado 1.7.1.3.

Se puede añadir también que aunque en este proyecto no se ha trabajado con ella, una estrategia de control centralizado podría arrojar mejores resultados a la hora de controlar una columna tan altamente no lineal. Aunque dicha mejora de resultados podría ser pequeña en comparación con el esfuerzo y complejidad que requiere una estrategia de control centralizado. Dichos resultados se pueden apreciar en el trabajo de Alzate [5]. En ellos se puede ver como para rechazar las perturbaciones las respuestas son más

rápidas pero con una mayor oscilación y sobreoscilación. La principal ventaja de usar una estrategia de control centralizado es que no habrá que preocuparse por los problemas derivados de los cambios de ganancia de los controladores o de que accidentalmente se abran los lazos de control.

### Capítulo 3

# Control de una columna regeneradora de aceite térmico

#### 3.1 Definición de objetivos

La columna objeto de este estudio tiene como objetivo regenerar una corriente de aceite térmico procedente de una planta de generación de energía solar. Dicho aceite al estar sometido a altas temperaturas se va degradando con el tiempo y es necesario regenerarlo para que su capacidad de transporte de calor no se vea disminuida. En el proceso de degradación del aceite se forman una serie de productos tanto pesados como ligeros; en el caso de los ligeros se encuentran el benceno y el fenol, mientras que entre los pesados se hallan el dibenzofurano, el O- terfenilo y el P- terfenilo, y por último para representar a la familia de tetrafenilos se eligió el tetrafenilmetano al ser el de mayor presencia dentro de la familia entre los pesados. Para conseguir la eliminación de estos productos de degradación, el aceite que sale de la planta se envía hasta una columna de destilación que separa el aceite en tres corrientes: una de extracción lateral, que es la de producto deseado, y destilado y producto de fondo que son corrientes residuales por las que salen los ligeros y los pesados respectivamente, formados durante el proceso de degradación del aceite. Se tiene constancia de que una mínima fracción del producto deseado sale con la corriente de ligeros mientras que por la de producto de fondo sale una cantidad apreciable. Por ello conviene que la recuperación de pesados por la corriente de producto de fondo sea elevada y que no se pierda mucho Dowtherm, que es el componente valioso. Se puede concluir por tanto que sólo habrá que controlar la composición de una de las corrientes, lo cual implica que no habrá problemas de interacciones entre controladores, como ya se vio en los apartados 1.4 y 1.7.

Para esta columna ya se disponía de una simulación de su comportamiento estático [6], por tanto sólo había que introducirle aquellos datos de diseño del interior de la columna necesarios para realizar la simulación dinámica. En las tablas 3.1 y 3.2 se pueden ver los datos más relevantes sobre la columna.

	Alimentación	Destilado	Lateral	Fondos
Temperatura (°C)	290,2	136,3	290,2	349,6
Presión (bar)	2,5	2	2,045	2,092
Flujo volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	0,664	0,011	0,549	0,107
Flujo molar (kmol/h)	3,195	0,144	2,679	0,399
Fracción molar benceno	0,014	0,386	0	0
Fracción molar fenol	0,025	0,558	0,006	0
Fracción molar dowtherm	0,872	0,055	0,984	0,352
Fracción molar dibenzofurano	0,013	0	0,009	0,041
Fracción molar tetrafenilmetano	0,049	0	0	0,396
Fracción molar O-terfenilo	0,008	0	0	0,061
Fracción molar P-terfenilo	0,019	0	0	0,041
Flujo másico (kg/h)	550	10,50	443,5	96
Fracción másica benceno	0,006	0,328	0	0
Fracción másica fenol	0,014	0,572	0,003	0
Fracción másica dowtherm	0,840	0,10	0,987	0,243
Fracción másica dibenzofurano	0,013	0	0,009	0,028
Fracción másica tetrafenilmetano	0,092	0	0	0,527

Fracción másica O-terfenilo	0,011	0	0	0,059
Fracción másica P-terfenilo	0,025	0	0	0,144

Tabla 3.1 Datos de interés de las corrientes

Diámetro de la columna (m)	0,27
Espaciamiento entre platos (m)	0,20
Diámetro de los orificios (in)	0,85
Altura del rebosadero (m)	0,05
Relación de reflujo	40
Número de etapas	13
Etapa de alimentación	9
Etapa de extracción lateral	6

Tabla 3.2 Datos de interés de la columna

Con la simulación estática ya realizada y con los datos necesarios para la simulación dinámica ya introducidos se exportó la simulación al programa Aspen Plus Dynamics, en donde se probaron las distintas estrategias de control propuestas y se analizaron los resultados de las mismas.

#### 3.2 Estrategias empleadas y discusión de resultados

En primer lugar hay que seleccionar la estrategia de control que se va a implementar para cumplir con los objetivos de control. Dichos objetivos son en primer lugar obtener una operación segura y estable, por tanto hay que controlar los niveles del tanque de reflujo y del fondo de la columna así como la presión en la misma. En segundo lugar como se dijo anteriormente hay que maximizar la recuperación de pesados y evitar que se pierda mucho Dowtherm por la corriente de producto de fondo. Para cumplir estos dos objetivos de control se cuenta con las siguientes variables manipulables:

- Caudal de destilado
- Caudal de reflujo
- Caudal de la extracción lateral
- Caudal de la corriente de producto de fondo
- Aporte de calor al hervidor
- Caudal de refrigerante

También es necesario conocer las principales perturbaciones que afectarán a la columna para poder simular si son rechazadas o no por las diferentes estrategias de control propuestas. Dichas perturbaciones son:

- Caudal de la alimentación
- Temperatura de la alimentación
- Composición de la alimentación

Por tanto para cumplir con el primer objetivo de control había que controlar la presión y los niveles tanto en el tanque de reflujo como en el fondo de la columna. La presión se controló manipulando el caudal de refrigerante que llega al condensador; el nivel del tanque de reflujo manipulando el caudal de reflujo, ya que el caudal de destilado es del orden de unas cuarenta veces inferior; y por último el nivel de fondo se controló manipulando el caudal de producto de fondo, ya que como se verá más adelante el aporte de calor al hervidor tiene poco efecto sobre la columna.

El segundo objetivo de control implica controlar la concentración de Dowtherm en la corriente de producto de fondo, ya que hay que evitar perder producto valioso. Debido a que no es posible medir la concentración de Dowtherm en la corriente de producto de fondo es necesario identificar una variable que sea una medida indirecta de esa concentración (o que controlándose se demuestre que la deseada se controla). Normalmente se usa la temperatura de un plato, la cuestión está en qué plato elegir. Para determinar qué plato era el adecuado para medir la temperatura y qué variable manipulada tenía un mayor efecto sobre ella se realizaron las pruebas recomendadas por Luyben [2], que ya se explicaron en el apartado 1.5.

Por ello en primer lugar se comprobó la linealidad de la columna, ya que estas pruebas sólo dan información válida si la columna presenta un comportamiento lineal, aunque si no lo tienen al menos proporcionan un punto de partida sobre el que determinar el plato en el que se medirá la temperatura. Se obtuvieron los resultados que se muestran en las figuras 3.1 y 3.2 para las dos variables manipuladas de las que se dispone para controlar la composición de la corriente de fondo. En ambas se han aplicado escalones de +/-10% respecto del valor nominal y se ha registrado el perfil de temperaturas resultante.

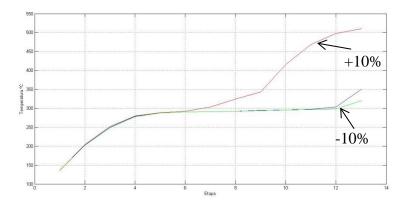


Figura 3.1 Variación de la temperatura frente a cambios en el caudal de extracción lateral

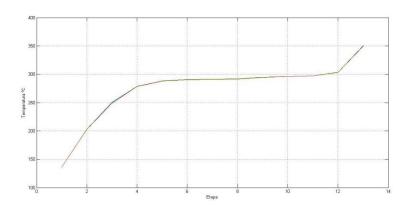


Figura 3.2 Variación de la temperatura frente a cambios en aporte de calor

En la figura 3.2 se puede apreciar que el perfil de temperaturas de la columna es poco sensible a cambios en el aporte de calor. Esto se debe a que ante un incremento de por ejemplo un 10% en el aporte de calor al hervidor, el caudal de reflujo aumenta en la misma proporción. Por tanto el aumento de temperatura provocado por el incremento de ligeros que ascienden al ser evaporados se contrarresta con el descenso de temperatura debido al incremento de ligeros que descienden provocado por el aumento en el caudal de reflujo. Es decir que la composición en los platos permanece constante y por ello no se experimenta un cambio de temperatura en los mismos.

En segundo lugar se procedió a realizar los experimentos necesarios para establecer en qué plato se medirá la temperatura:

#### - Criterio de la pendiente

Se representó el perfil de temperatura en los platos y se calculó el incremento de temperatura de un plato a otro (figuras 3.3 y 3.4 respectivamente), resultando del análisis que los más convenientes para medir la temperatura eran el dos, el tres y el propio hervidor

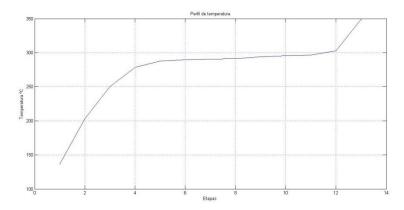


Figura 3.3 Perfil de temperatura

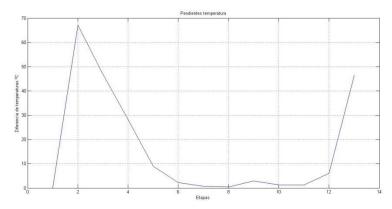


Figura 3.4 Incrementos de temperatura

#### - Criterio de sensibilidad

Con este criterio se mide la sensibilidad de la temperatura en cada plato respecto a un cambio en la variable que se va a manipular. Los resultados de este análisis determinaron que claramente el plato doce es el más sensible a cambios en el caudal de la corriente de extracción lateral si el escalón dado a la variable manipulada es positivo (figura 3.5), si es negativo (figura 3.6) la etapa más sensible sería la del propio hervidor. Se aprecia además que la sensibilidad respecto al aporte de calor es prácticamente nula.

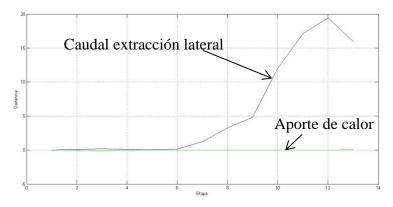


Figura 3.5 Sensibilidad frente a escalón positivo

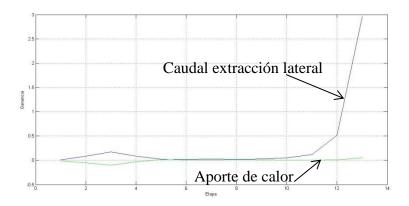


Figura 3.6 Sensibilidad frente a escalón negativo

#### Criterio SVD

Este criterio consiste en la descomposición del valor singular de la matriz de ganancias en régimen permanente. Sus resultados determinaron que el plato tres era mejor para controlar la temperatura si se manipula el caudal de la extracción lateral. El plato doce es el mejor si se manipula el aporte de calor al hervidor si el escalón es positivo (figura 3.7), mientras que si es negativo (figura 3.8) es mejor el propio hervidor con una diferencia notable.

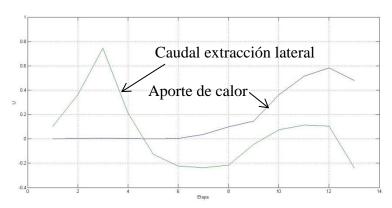


Figura 3.7 SVD frente a escalón positivo

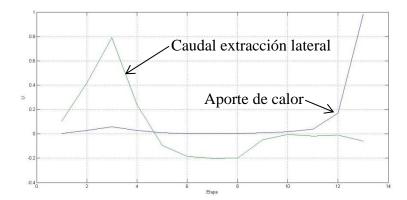


Figura 3.8. SVD frente a escalón negativo

En vista a estos resultados parece ser que la mejor opción es controlar la temperatura en el propio hervidor manipulando el caudal de extracción. El único problema es que Luyben [2] recomienda que no se use la temperatura del hervidor (aunque no especifica por qué), así que el siguiente plato mejor para controlar la temperatura es el doce.

Por tanto queda claro que se va a utilizar una estrategia de control directo del balance de materia, ya que como se vio en el apartado 1.7 se va a manipular una corriente de producto para controlar la temperatura. Aun así hay dos variantes respecto a qué temperatura se va a controlar la, por lo cual se van a probar ambas opciones.

#### 3.2.1 Control de la temperatura en el plato doce

Teniendo presente la recomendación de Luyben la estrategia de control resultante sería la mostrada en la figura 3.9, en la que la temperatura del plato doce se controla manipulando el caudal de la corriente de extracción lateral. Para probar la calidad de control que proporciona dicha estrategia se realizaron una serie de simulaciones en las que se variaron diferentes parámetros de la corriente de alimentación, que es la principal fuente de perturbaciones que afectan a la columna. Las figuras 3.10, 3.11, 3.12 y 3.13 muestran el comportamiento del sistema de control frente a las distintas perturbaciones.

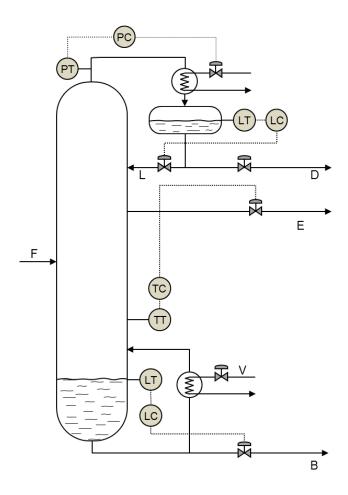
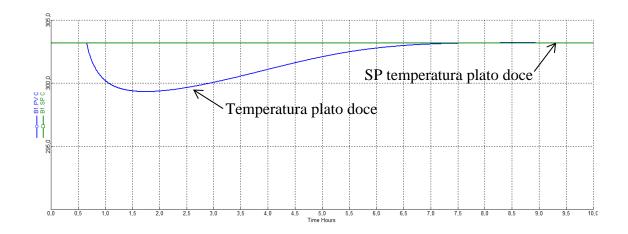


Figura 3.9 Estrategia de control en la que se controla la temperatura del plato doce



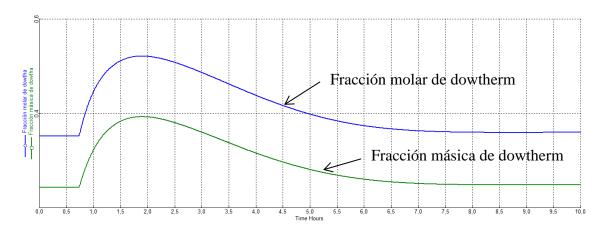
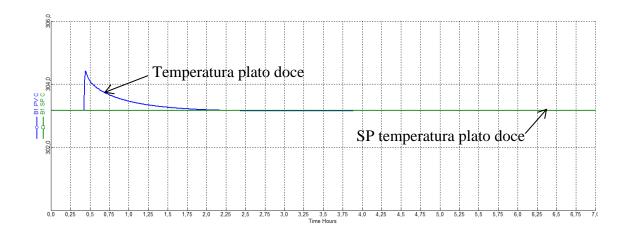


Figura 3.10 Respuesta ante perturbación de +10% en el caudal de la alimentación



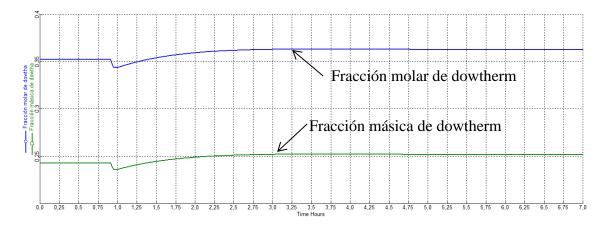
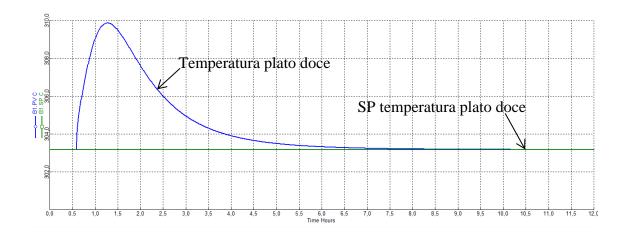


Figura 3.11 Respuesta ante perturbación de +10% en la temperatura de la alimentación



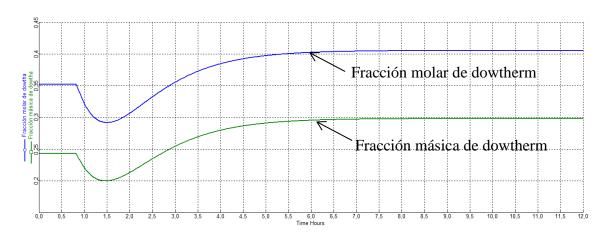
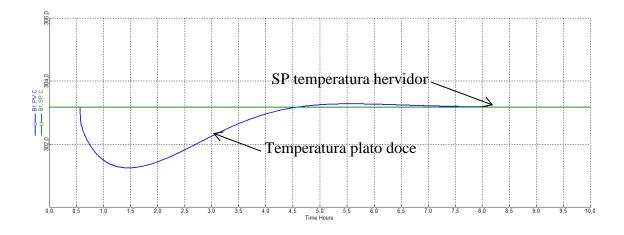


Figura 3.12 Respuesta ante perturbación en la composición de la alimentación (disminución de la fracción másica de dowtherm)



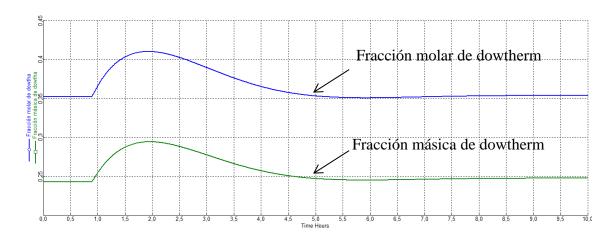


Figura 3.13 Respuesta ante perturbación en la composición de la alimentación (aumento de la fracción másica de dowtherm)

Como se puede apreciar en la figura 3.10 las perturbaciones en el caudal de la alimentación no son rechazadas completamente, y aunque el error en régimen permanente es pequeño, durante el transitorio el error se hace demasiado grande durante varias horas, lo cual implica que se está perdiendo una cantidad importante de producto valioso durante mucho tiempo. La perturbación en la temperatura de la alimentación provoca un mayor error en el régimen permanente pero en el transitorio el cambio es mucho más suave. En cuanto las perturbaciones en la composición de la alimentación hay dos casos claramente diferenciados; el primero en el que se disminuye la fracción másica de dowtha se puede ver como en régimen permanente se produce un error de aproximadamente un 18% respecto del valor nominal; mientras que en el segundo caso, en el que se aumenta la fracción másica de dowtha, el error es menor al 3%. En ambos casos se tarda del orden de diez horas en alcanzar un nuevo régimen permanente. Hay que destacar que el error en el sentido de perder menos aceite no importa, es decir se hablará de error en el caso en el que se pierda más aceite del deseado.

Por tanto esta estrategia de control no ofrece buenos resultados a la hora de rechazar las perturbaciones, así que habrá que buscar alternativas que la mejoren. El problema es que frente a las perturbaciones en la composición de la alimentación y las de temperatura no hay nada que se pueda hacer para rechazarlas de manera más efectiva. Sin embargo para la del caudal de la alimentación se propuso que ya que tanto la corriente de destilado y aporte de calor al hervidor estaban libres se podían usar para mejorar el rechazo a perturbaciones manteniendo fijas las relaciones D/F y V/F. Para comprobar como mejora la calidad de control se repitieron las mismas simulaciones que en el caso anterior pero utilizando el esquema de control que se muestra en la figura 3.14, y cuyos resultados se muestran en las figuras 3.15, 3.16, 3.17 y 3.18.

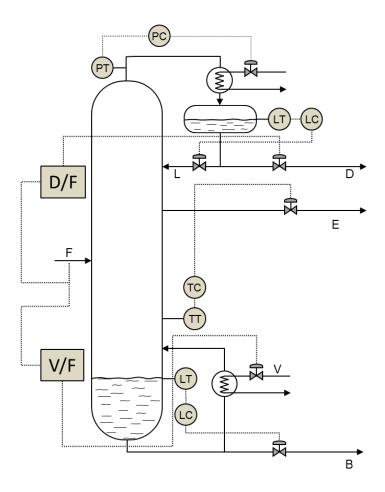
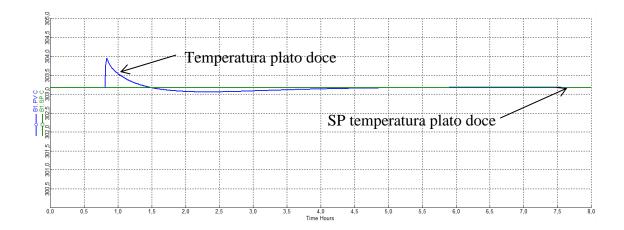


Figura 3.14 Estrategia de control en la que se controla la temperatura del plato doce (mejorada para rechazar perturbaciones en el caudal de la alimentación)



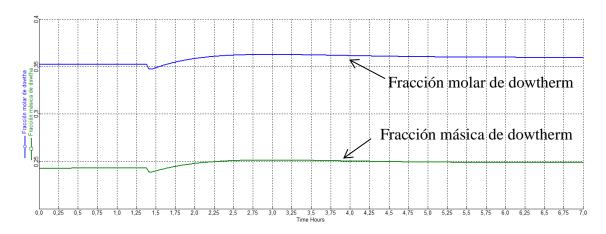


Figura 3.15 Respuesta ante perturbación de +10% en el caudal de la alimentación

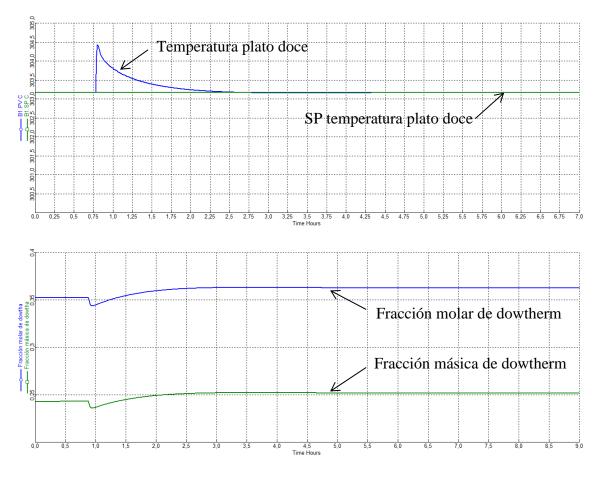
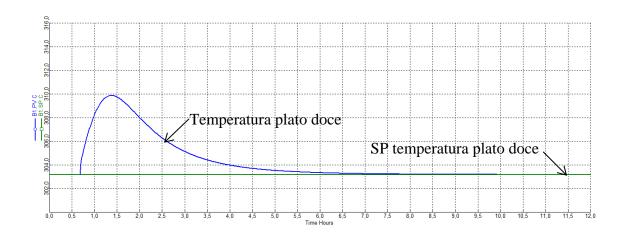


Figura 3.16 Respuesta ante perturbación de +10% en la temperatura de la alimentación



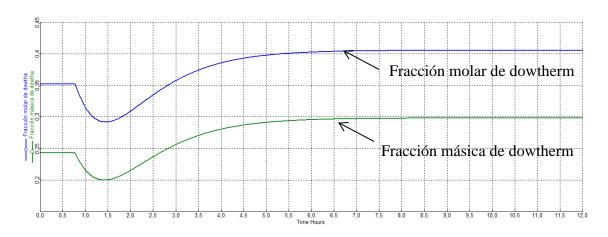
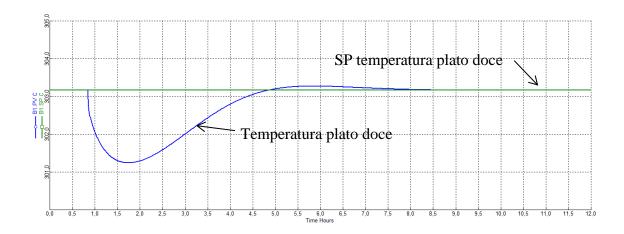


Figura 3.17 Respuesta ante perturbación en la composición de la alimentación (disminución de la fracción másica de dowtha)



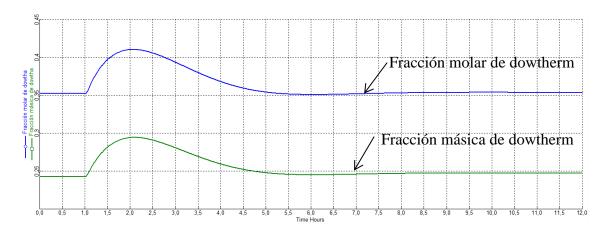


Figura 3.18 Respuesta ante perturbación en la composición de la alimentación (aumento de la fracción másica de dowtha)

Como se puede apreciar en la figura 3.15 se ha conseguido mejorar el transitorio de la respuesta de la concentración de Dowtherm frente a cambios en el caudal de alimentación ya que ésta se desvía mucho menos del punto nominal y durante un menor tiempo, con lo que se pierde una apreciable menor cantidad producto valioso. No obstante el error en régimen permanente sigue siendo el mismo, es decir en ese aspecto no se ha conseguido ninguna mejora. Para el resto de perturbaciones se puede ver como no se produce ningún cambio, ya que como se dijo esta mejora solamente detecta y actúa frente a cambios en el caudal de la alimentación.

#### 3.2.2 Control de la temperatura en el hervidor

En último lugar se probó un nuevo cambio en la estrategia de control que sería controlar la temperatura en el hervidor en lugar de la del plato doce como se puede ver en la figura 3.19. Sin embargo este cambio se opone a la recomendación de Luyben [2], aunque al no proporcionar los motivos de dicha recomendación se probó para ver si daba mejores resultados que la estrategia anterior. Se realizaron las mismas simulaciones que en los casos anteriores para comprobar si se mejora la calidad de control, las cuales se muestran en las figuras 3.20, 3.21, 3.22 y 3.23.

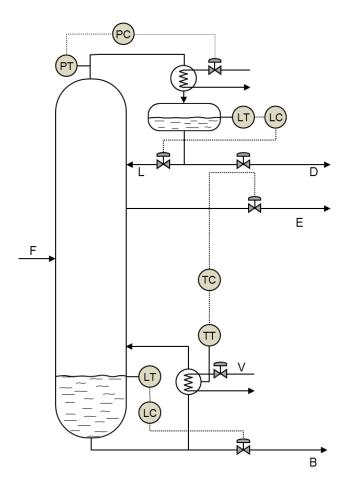
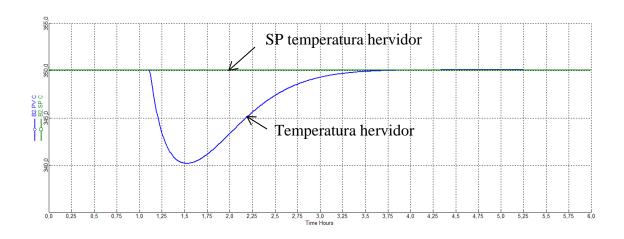


Figura 3.19 Estrategia de control en la que se controla la temperatura de la corriente de producto de fondo



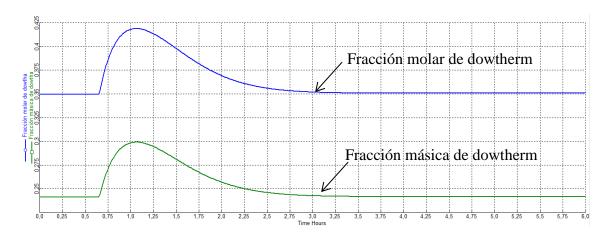
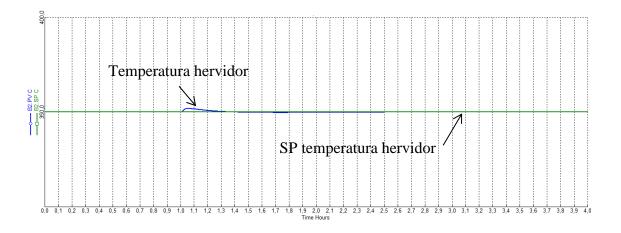


Figura 3.20 Respuesta ante perturbación de +10% en el caudal de la alimentación



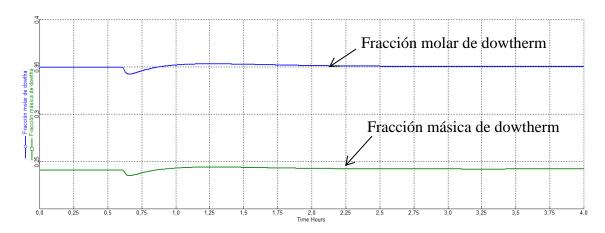
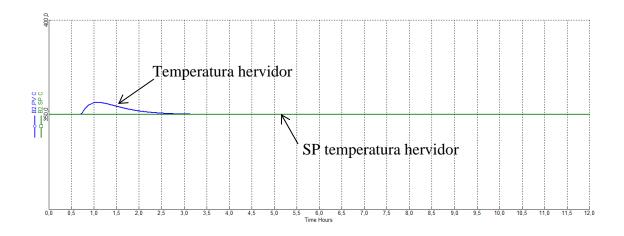


Figura 3.21 Respuesta ante perturbación de +10% en la temperatura de la alimentación



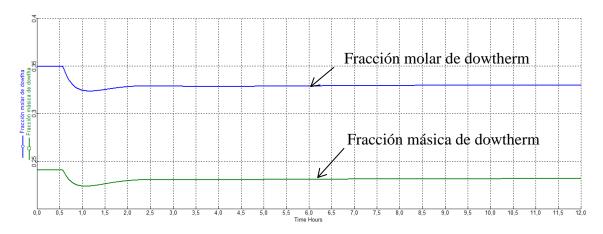
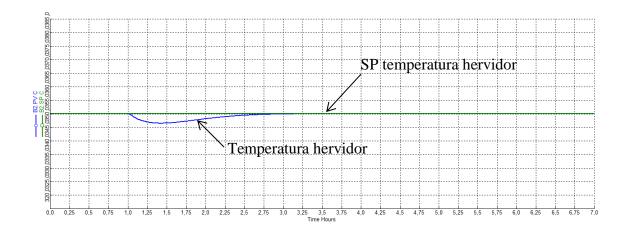


Figura 3.22 Respuesta ante perturbación en la composición de la alimentación (disminución de la fracción másica de dowtherm)



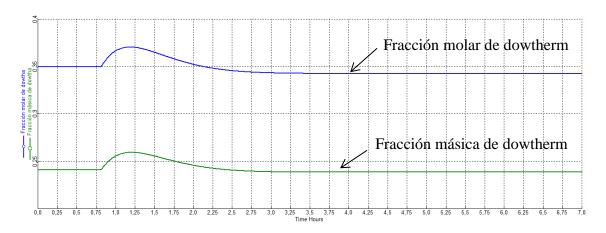


Figura 3.23 Respuesta ante perturbación en la composición de la alimentación (aumento de la fracción másica de dowtherm)

Se puede apreciar como las perturbaciones en el caudal y en la temperatura de la alimentación son rechazadas sin que haya error en el régimen permanente. Sin embargo no consigue rechazar las perturbaciones en la composición de la alimentación siendo el error en el régimen permanente similar que en los otros casos cuando se aumenta la fracción másica de Dowtherm, pero siendo mayor para el caso en el que se disminuye. A pesar de que los errores en régimen permanente son mayores cuando hay perturbaciones en la composición de la alimentación, los nuevos regímenes permanentes alcanzados son de una composición inferior de Dowtherm, lo cual es favorable ya que lo que se pretende con la estrategia de control es limitar la cantidad de Dowtherm que se pierde por la corriente de producto de fondo.

#### 3.3 Conclusiones

La principal conclusión a la que se puede llegar es que todas las variantes de la estrategia principal son incapaces de mantener constante el valor de la composición de Dowtherm frente a las perturbaciones principales que pueden afectar a la columna. Sin embargo dichas perturbaciones sí son rechazadas por el controlador de temperatura, lo cual demuestra que la medida de la temperatura no es una forma fiable para inferir la composición en este caso. De entre las tres variantes la decisión final está entre la segunda y la tercera, ya que la segunda es una mejora de la primera respecto a un tipo de perturbación. La tercera es la que mejores resultados ofrece ya que es la única que ante cualquier perturbación minimiza las pérdidas de dowtha por la corriente de producto de fondo, además se pueden mejorar las respuestas en el transitorio frente a perturbaciones en el caudal de la alimentación de la misma manera que se mejoró la primera estrategia. Aun así presenta el inconveniente de que contradice la recomendación hecha por Luyben [2] de que no es conveniente medir la temperatura en el hervidor. Si a la hora de implementarla en la realidad ésta opción da problemas a la hora de medir la temperatura en el hervidor, tal y como decía Luyben, la segunda opción es la única viable. Pero no es admisible que se pierde aceite, por tanto una solución factible es aumentar el punto de consigna del controlador de temperatura del plato doce a 308 grados centígrados, ya que así se consigue que ante perturbaciones de hasta un +/- 15% tanto en caudal como en temperatura de la corriente de la alimentación la cantidad de Dowtherm que se pierde está por debajo de la deseada en todo momento.

## Bibliografía

- [1] H. Z. Kister, Distillation Operation. New York [etc.] McGraw-Hill, 1990
- [2] W.L. Luyben, *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation*. Hoboken (New Jersey): Wiley-Interscience, cop. 2006
- [3] S. Skogestad, I. Postlethwaite, *Multivariable Feedback Control. Analysis and Design*. Chichester [etc.]: John Wiley and Sons, cop. 2005
- [4] F.G. Shinskey, Distillation Control. McGraw-Hill, 1977
- [5] A.M. Alzate, *Modelado y Control de una Columna de Destilación Binaria*. Grupo de investigación Percepción y Control Inteligente. Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales, 2011
- [6] Energy and Chemical Engineering Group, Reclamation Plant for Heat Transfer Oil in Parabolic Trough Solar Power Plants. AICIA, 2013
- [7] D.P. Mahoney, P.S. Fruehauf, An Integrated Approach for Distillation Column Control Design Using Steady State and Dynamic Simulation. Aspentech technical articles, 1997
- [8] P. Ollero, E. Fernández, *Instrumentación y Control de Plantas Químicas*. Editorial Síntesis, 2012
- [9] S. Skogestad, E.W. Jacobsen, M. Morari, *Inadequacy of Steady State Analysis for Feedback Control*. Ind. Eng. Chem. Res. 1990, 29, 2339-2346
- [10] S. Skogestad, *Dynamics and Control of Distillation Columns. A Tutorial Introduction*. Ind. Eng. Chem. Res. 1997, 75, 539-562
- [11] P.S. Buckley, W.L. Luyben, J.P. Shunta, *Design of Distillation Column Control Systems*. Triangle Park, N. C.: Instrument Society of America, 1985
- [12] D.E. Seborg, T.F. Edgar, D.A. Mellichamp, *Process Dynamics and Control*. John Wiley and Sons, Inc. 2004