

TEMA 6 - CONTROL DE REACTORES QUIMICOS

6.1.	GRADOS DE LIBERTAD E IDENTIFICACIÓN DE CV'S, MV'S Y DV'S	2
6.2.	PREASIGNACIÓN DE ESTRATEGIAS	3
6.2.1.	Control de presión	3
6.2.2.	Control de carga y de nivel	4
6.3.	ANÁLISIS DE LAS GANANCIAS Y ROBUSTEZ (PASOS 4 Y 5 DE LA METODOLOGÍA GENERAL)	5
6.3.1.	Control de temperatura	5
6.3.1.1.	Otros controles relacionados con la temperatura	22
6.3.2.	Control de calidad	23
6.4.	CONTROL DE REACTORES DE FLUJO PISTÓN	28
6.4.1.	Control de temperatura	28
6.5.	CONTROL DE REACTORES POR CARGAS Y SEMICONTINUOS	30
6.5.1.	Control de tiempo de ciclo	30
6.5.2.	Control con posibilidad de enfriamiento y calentamiento	31
6.6.	NOTACIÓN DEL CAPÍTULO	33
6.7.	REFERENCIAS	33

Tema 6 - CONTROL DE REACTORES QUIMICOS

El reactor constituye el corazón de una planta química y su comportamiento puede condicionar tanto la selectividad como el rendimiento y por tanto la calidad y economía de los productos obtenidos. Resulta pues de especial importancia el diseñar un sistema de control que asegure un funcionamiento estable del mismo, si bien, como se verá mas adelante, la estabilidad puede depender mas del propio diseño del reactor que de los sistemas de control.

Esta metodología se desarrolla esencialmente aplicada a reactores continuos en tanque agitado pero sus criterios son extensibles tanto a reactores continuos tubulares como a reactores por cargas discontinuos, descritos ambos aquí más adelante aunque más someramente.

CONTROL DE REACTORES CONTINUOS EN TANQUE AGITADO

En el desarrollo posterior de este apartado se toma como ejemplo una reacción con dos reactivos A y B que se alimentan a un reactor de tanque agitado para producir en continuo un reactivo C. El análisis de las estrategias posibles se basará en la metodología general expuesta en el capítulo anterior.

6.1. Grados de libertad e identificación de CV's, MV's y DV's

La determinación del número máximo de grados de libertad y la identificación de las variables que intervienen en la problemática del control constituye el 1er y 2º pasos de la metodología general expuesta anteriormente. De acuerdo con la expresión general deducida:

$$\text{Grados de libertad} = n_i + n_{ot} + H - A$$

El número de grados de libertad para el control en un reactor como el de la Figura 6. 3 será, aplicando la fórmula anterior:

- No. de corrientes de proceso de entrada: $n_i = 2$ (Reactivos A y B. No se considera la entrada auxiliar a la camisa que se incorpora como la corriente de energía incluida en el término H)
- No. de corrientes de proceso de salida: $n_{ot} = 2$ (Productos gas y líquido. La salida de fluido auxiliar de la camisa sigue el criterio comentado para su entrada)
- Intercambio de Energía: $H = 1$ (Existen intercambio de energía con el exterior del sistema)
- Número de inventarios no contabilizados: $A = 0$ (Presión y nivel se deben controlar)

En resumen

$$\text{Grados de Libertad} = 2 + 2 + 1 - 0 = 5$$

Analizando el proceso se pueden identificar las siguientes listas de CV's y VM's

Variables controladas	Variables manipuladas
Temperatura (T)	Caudal de reactivo 1 (F1)
Presión (P)	Caudal de reactivo 2 (F2)
Nivel (L)	Caudal de producto líquido (C)
Capacidad de producción o carga (C)	Caudal de producto gaseoso (G)
Calidad del producto (Xc)	Calor intercambiado con el exterior ($Q_{t\acute{e}rmica}$)
Tabla 6. 1	

Nótese que la tabla anterior muestra el conjunto de CV's y MV's en orden aleatorio sin que por tanto quepa establecer ninguna relación entre las CV y la MV coincidente en cada línea. El emparejamiento adecuado para definir las estrategias de cada lazo de control se establecerá en puntos sucesivos tras analizar las relaciones entre ambas desde un punto de vista de proceso.

Cabe comentar que la simultaneidad del control de presión y temperatura es posible, incluso si existe equilibrio L-V, siempre que la consigna de presión sea superior al valor de la presión de vapor del líquido del reactor a la temperatura de consigna del controlador TIC, lo que significará que existe una cierta cantidad de incondensables presente junto con los vapores, de forma que la presión parcial de éstos contribuye a la presión total junto con la presión de vapor.

Si se hubiera contado con una única alimentación de reactivos, se habría reducido una variable manipulada, es decir, se tendrían 4 en total y, en ese caso, se debería argumentar que, para una alimentación determinada la calidad del producto está directamente relacionada con la T, P y tiempo de residencia (que a su vez es directamente dependiente del volumen del reactor, fijo, y de la capacidad de producción fijada) y por tanto no resulta independiente, reduciéndose también a 4 las CV. Cuando existen dos alimentaciones las anteriores relaciones de calidad también son ciertas pero, además, depende de la relación entre los reactivos, por lo que la composición de uno de los productos puede considerarse una quinta CV.

De igual forma si sólo existe una salida de productos, líquida o gaseosa, se reduce en una unidad el número de variables manipuladas pero también el de controladas. En efecto, si no existe salida ni entrada de productos en fase gas, la presión no será una posible CV ya que el reactor deberá permanecer a la presión de vapor correspondiente a su temperatura. Si no existe salida pero sí entrada de productos en fase gas, se tendrá el caso comentado más adelante (Figura 6. 26) donde se justifica que la presión se vincula con el caudal de entrada de reactivo gas y por tanto con la calidad del producto, dejando también en cuatro el número de CV's. Similares razonamientos se pueden hacer para justificar que en el caso en el que sólo exista salida de productos líquidos el nº de CV's se reduce a 4.

Las restricciones que, en términos generales, pueden identificarse son relativas al mantenimiento de las condiciones de seguridad. Las más generales y representativas será la máxima presión y temperatura admisibles, en función de los valores de diseño que se hayan considerado, y la concentración de ciertos productos que evite que la fase gaseosa entre en los límites de explosividad.

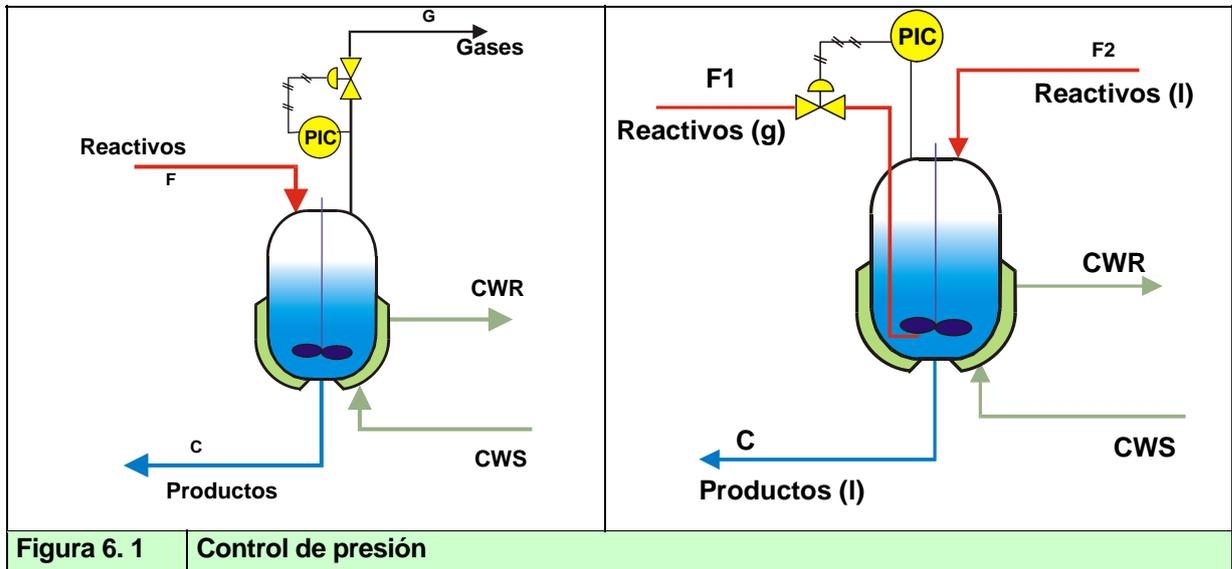
6.2. Preasignación de estrategias

El paso 3 de la metodología descrita incorpora el establecimiento a priori de aquellos lazos cuyas relaciones resulten incuestionables por razones de experiencia u obviedad. En el presente ejemplo de los reactores agitados se restringirá esta preasignación al control de presión, nivel y carga, sobre los que cabe hacer los siguientes comentarios:

6.2.1. Control de presión

La presión del reactor no siempre será una variable independiente ya que habrá que considerar su vinculación con la temperatura a través de las relaciones de equilibrio L/V, en otras palabras habrá que considerar que para cada sistema líquido en equilibrio existe una relación biunívoca entre la temperatura y la presión de vapor. Si esta presión de vapor es el único contribuyente a la presión del reactor, la temperatura y la presión no podrán fijarse independientemente ya que fijado uno cualquiera de ellos el otro se establecerá automáticamente. En este caso lo más habitual será controlar la temperatura y dejar que se establezca la presión de equilibrio.

En presencia de incondensables ajenos a la reacción, por ejemplo aire o en general inertes, o en reacciones en las que intervenga un gas como reactivo, por ejemplo oxidaciones o hidrogenaciones, sí será posible el establecimiento independiente de sendos valores de presión y temperatura. En estos casos la presión puede afectar al rendimiento y selectividad de la reacción por lo que deberán establecerse las estrategias adecuadas para mantener la presión en su punto de consigna.



Cuando existe una salida de gases, bien sean incondensables introducidos con la alimentación, generados en la reacción o exceso de gas reactivo no reaccionado, el control de presión se efectuará, si no existe máquina alguna de trasiego de gases (soplante, ventilador, compresor, sistema de vacío), mediante la estrangulación de dicho caudal de salida como se representa en la figura adjunta. Cuando el proceso incluya alguna de las máquinas mencionadas se seguirán los criterios establecidos en el control de éstas en el capítulo correspondiente.

Si no existe salida de gases la presión del reactor podrá controlarse manipulando la entrada de gas reactivo. Si se introduce éste en mayor cantidad de la que es capaz de reaccionar, se acumulará en la fase gaseosa del reactor tendiendo a aumentar la presión. Si se introduce en menor cantidad que la que reacciona la tendencia será a consumir parte el gas en disolución bajando en consecuencia la presión parcial de la misma y por ende la presión del reactor. Así pues la manipulación el caudal de gas entrante produce efectos deseados sobre la variable controlada.

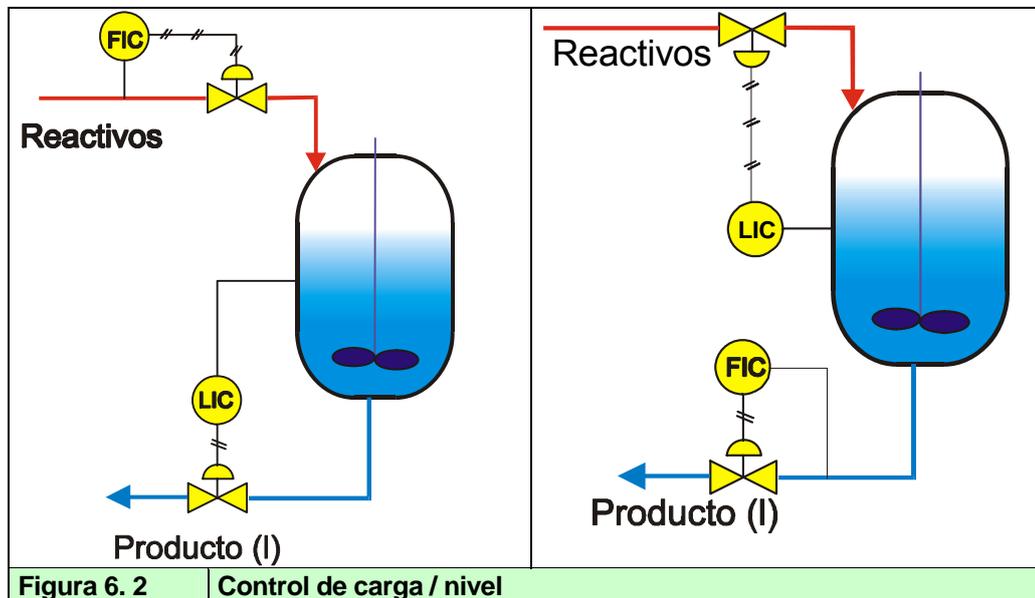
En la Figura 6. 1 adjunta se exponen los esquemas correspondientes a ambos casos.

Cuando la salida de gases se efectúa a través de un condensador, total o parcial, con reflujo al propio reactor o no, el control de presión de reactor se deriva al control de presión del condensador, para lo que existen numerosos esquemas que se verán en capítulos sucesivos.

6.2.2. Control de carga y de nivel

El control de la capacidad de producción vendrá dado fundamentalmente por el control de la entrada de reactivo limitante o por la salida de producto. Estos valores, si no están condicionados por lo que ocurra aguas arriba o por limitaciones debidas a la temperatura tal y como se comentan en el punto siguiente, serán normalmente controlados mediante un lazo de control en FIC, con el punto de consigna ajustado directamente por el operador (que, a salvo de lo indicado en el punto

siguiente, lo fijará siguiendo la capacidad de producción impuesta por directrices superiores del sistema jerárquico de control). Una vez fijada la capacidad de producción en función de la entrada o de la salida, quedará libre, respectivamente, la manipulación de la salida o de la entrada para establecer el control de nivel, ya que, como siempre, el balance de materia, es decir el aseguramiento de que lo que entra es igual a lo que sale, si no se desean acumulaciones, se materializa en la conservación de un nivel constante en un recipiente, en este caso en el reactor.



En ocasiones la capacidad máxima de carga vendrá condicionada por la capacidad de aportar o eliminar calor del sistema para mantener la temperatura adecuada. En estos casos podrá establecerse un esquema de manipulación de la alimentación similar al que se expone para los reactores discontinuos en el punto 6.5.1.

Para los restantes lazos, esto es, para el control de temperatura y de calidad, se requiere acudir al análisis de las ganancias entre las CV's y MV's potenciales ya que a priori, su idoneidad no resulta tan evidente.

6.3. Análisis de las ganancias y robustez (pasos 4 y 5 de la metodología general)

6.3.1. Control de temperatura

El control de temperatura suele resultar de la mayor importancia ya que de él puede depender el posible disparo (run-away), grado de conversión, la aparición de reacciones secundarias, la propia distribución de subproductos, grado de polimerización, etc. En definitiva seguridad, rendimiento y selectividad.

A priori, para una carga dada (capacidad de producción fijada), la variable manipulada para el control de temperatura puede pensarse que sea el caudal de fluido calefactor o refrigerante. Si la carga no es necesariamente fija, el control podría también establecerse mediante la introducción de mayor o menor cantidad de reactivos o catalizador. En cualquier caso lo que procede desde un planteamiento riguroso es el establecimiento de las ecuaciones que ligan la temperatura del reactor con cualesquiera otras variables que afecten al mismo.

Para definir estas ecuaciones deberá en primer lugar distinguirse entre reacciones exotérmicas y endotérmicas.

CONTROL DE TEMPERATURA CON REACCIONES EXOTÉRMICAS

En este caso el procedimiento más habitual de eliminación del calor de reacción será, en principio, la circulación de un fluido refrigerante a través de una camisa o serpentín, según el esquema de la figura 6.3, o a través de algún dispositivo exterior según se comentará más adelante. Para el estudio de la estrategia de control se considerará el ejemplo más sencillo en el que un reactivo A, que se considerará el limitante, reacciona con otro B en un reactor agitado de volumen valor V para dar un producto C. La temperatura del reactor deberá mantenerse en un cierto valor T.

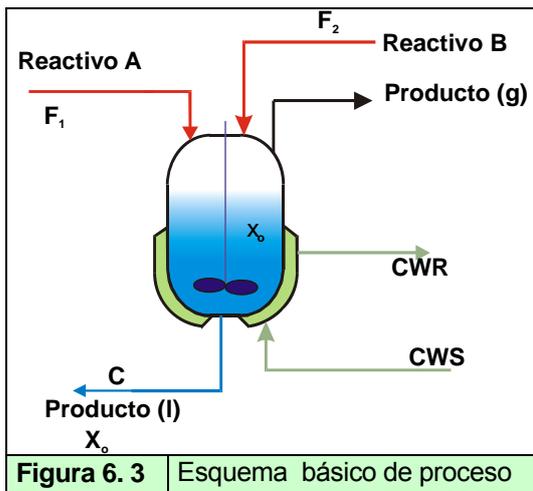


Figura 6.3 Esquema básico de proceso

Una reacción exotérmica libera calor que tenderá a subir la temperatura, lo que a su vez aumentará el grado de reacción y generará más calor, formando un círculo vicioso que puede hacer que la reacción se dispare en determinadas condiciones. A este fenómeno se le conoce como "run-away" y debe prestársele especial atención, por las implicaciones de seguridad que conlleva.

El disparo tendrá lugar siempre que el calor no se elimine al exterior tan rápidamente como se genera. En una reacción discontinua el disparo tampoco se produce si se consume antes el 100% del reactivo limitante.

Para una reacción dada en la que se conozca el equilibrio químico y la cinética de reacción (en general función del tipo de flujo, estado o características del catalizador, presión, etc.), puede determinarse el calor generado en función de la temperatura. En efecto, la carga térmica generada será:

$$Q_{\text{térmica generada}} = \Delta H_R \cdot x_F \cdot F \cdot \alpha$$

[Ecuación 6. 1]

Siendo ΔH_R el calor de reacción, x_F el valor ponderado de la composición del reactivo controlante A en la alimentación global $F = F_1 + F_2$ y α el grado de conversión en 0/1

Para determinar α en un reactor continuo de mezcla perfecta se deberá tener en cuenta que la concentración de reactivo controlante en el reactor es constante e igual a la concentración de salida, x_0 . Asumiendo además que la reacción es de 1er orden, o asimilable, se puede expresar la velocidad de reacción como:

$$r = k \cdot x_0$$

siendo k la constante de la velocidad de reacción (o velocidad específica) que, según Arrenius, viene dada en función de la temperatura según la expresión:

$$k = a \cdot e^{-E/RT}$$

siendo R la constante universal de los gases, a el factor de frecuencia o coeficiente pre-exponencial y E la energía de activación, estos dos últimos específicos de cada reacción. Desde un punto de vista de control es importante recordar que la energía de activación proporciona un

índice de cuán rápidamente varía la velocidad de reacción con la temperatura. A mayor energía de activación, mayor es la velocidad de cambio.

Puede llamar la atención la aparente independencia de la presión. Esto resulta efectivamente cierto en reacciones en fase líquida pero en reacciones en fase gaseosa sí existe esa dependencia aunque no aparezca explícitamente. La explicación es que la influencia de la presión se ejerce a través del término de concentración del reactivo, que deberá ser proporcional a su presión parcial.

La velocidad de reacción define la variación del reactivo controlante por unidad de tiempo y por unidad de volumen de reactor, V , por lo que $r \cdot V$ será la cantidad de reactivo desaparecido por unidad de tiempo que, por balance, se puede expresar también como $F \cdot (x_F - x_0)$. En definitiva:

$$F \cdot (x_F - x_0) = r \cdot V = k \cdot x_0 \cdot V$$

Despejando x_0 resulta:

$$x_0 = x_F / (1 + k \cdot V / F)$$

con lo que el grado de conversión buscado resulta

$$\alpha = 1 - x_0/x_F = 1 - 1 / (1 + k \cdot V / F)$$

con lo que considerando que V / F es el tiempo de residencia θ_R y sustituyendo los valores de k y α en la [Ecuación 6. 1] resulta ya posible expresar el calor generado en una reacción determinada, en un reactor de determinadas dimensiones, como una función exclusiva de la temperatura del reactor, como se ha hecho para un ejemplo concreto en la Figura 6. 4.

$$Q_{\text{térmica generada}} = f(T) = \Delta H_R \cdot x_F \cdot F \cdot [1 - 1 / (1 + (a \cdot e^{-E/RT}) \cdot \theta_R)]$$

Así mismo para un diseño de reactor determinado podrá calcularse el calor que es posible eliminar a través del área disponible A de camisa o serpentín, para un coeficiente global de transferencia U y con una diferencia logarítmica media ΔT_{lm} :

$$Q_{\text{eliminada}} = U \cdot A \cdot \Delta T_{lm}$$

$$\Delta T_{lm} = [(T - T_{R \text{ entrada}}) - (T - T_{R \text{ salida}})] / \ln [(T - T_{R \text{ entrada}}) / (T - T_{R \text{ salida}})]$$

La pendiente de la recta que representa la eliminación de calor será igual a $(U \cdot A)$ y su abscisa en el origen será aproximadamente la temperatura del fluido refrigerante, según se desprende de la simplificación de la ecuación anterior. En efecto, si en lugar de la media logarítmica media se considerase constante la temperatura del refrigerante, se utilizaría la expresión

$$Q_{\text{eliminada}} = U \cdot A \cdot (T - T_R)$$

con lo que la abscisa en el origen sería el valor de T_R .

De un balance entálpico alrededor del sistema del reactor y su sistema de eliminación de calor puede establecerse:

$$F_1 \cdot h_{F1} + F_2 \cdot h_{F2} + Q_{\text{térmica generada}} = C \cdot h_C + Q_{\text{eliminada}}$$

Si no existe cambio de fase, el valor de $(F_1 \cdot h_{F1} + F_2 \cdot h_{F2})$ será, aproximadamente el de $(C \cdot h_C)$, con lo que resulta como condición de equilibrio del balance entálpico que

$$Q_{\text{térmica generada}} = Q_{\text{eliminada}}$$

Representando los valores de ambas en las mismas coordenadas puede obtenerse una figura similar a la de la figura adjunta.

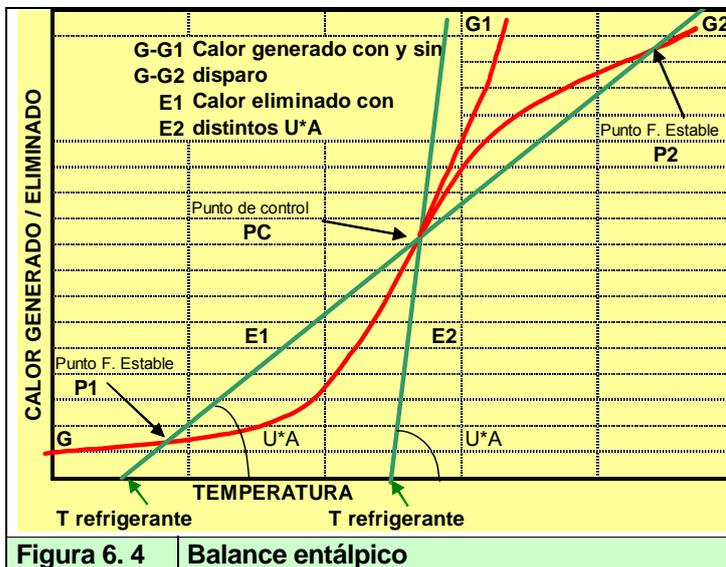


Figura 6. 4 Balance entálpico

La evolución del calor generado podrá tener la forma que presenta en la figura la curva G-G1, en cuyo caso si se sobrepasa una determinada temperatura el calor generado se dispara pudiendo provocar consecuencias catastróficas. Si la evolución del calor coincide con la curva G-G2, existe una auto-limitación del mismo debido, por ejemplo, a la aproximación de la reacción al 100% de conversión.

Respecto a la recta de eliminación de calor, si fuese la marcada como E2, en el punto de control, PC, se verifica que si se aumenta ligeramente la temperatura, el

calor evacuado del sistema será superior al generado y, por lo tanto, la temperatura tenderá a bajar, y viceversa. Estas condiciones de funcionamiento son autorregulables y se denominan **estables**. Sin embargo si la recta de eliminación coincide con la marcada como E1, ocurrirá lo contrario y sería un punto **inestable**, al aumentar la temperatura el calor generado resultará ser todavía mayor que el eliminado y las condiciones de funcionamiento se desplazarían hasta los puntos P1 ó P2 en los que nuevamente se dan condiciones estables, o se podría tener un disparo de la reacción si la curva representativa de la generación fuese la G-G1. Para el operador este fenómeno se traduciría en una situación inquietante en la que el sistema, para unas condiciones de las variables de entrada constantes, tiende a evolucionar por sí mismo pudiendo encontrar más de un punto de equilibrio estacionario (P1 ó P2). Estos puntos estables, distintos al seleccionado como punto de control, no son en general aceptables debido a que, en un caso la velocidad de reacción sería demasiado baja y en el otro debido a que la temperatura podría ser inadecuada por producirse reacciones secundarias o presiones inadmisibles.

Como se ha visto, la forma de la curva y recta que determina la estabilidad depende de las características de diseño del reactor: área de intercambio, temperatura del refrigerante y coeficiente global de transferencia. Esto es, la estabilidad o inestabilidad serán más un problema de diseño que de control. Esta es una primera conclusión de trascendentales consecuencias: un mejor esquema de control parte del requerimiento de un mejor diseño. Especialmente reseñable es el hecho de que temperaturas de refrigerante demasiado bajas pueden contribuir a la inestabilidad. Como puede verse en la figura adjunta, para valores de temperatura de refrigerante por debajo de T_{R1} se obtendrán condiciones inestables para el punto de control marcado, mientras que para temperaturas entre T_{R1} y T_{R2} se obtendrían condiciones de estabilidad. La horquilla de estabilidad viene definida conceptualmente por las condiciones de la recta tangente a la curva de generación en el punto de control, que define T_{R1} , y la temperatura de refrigerante máxima posible que sería la marcada como T_{R2} , coincidente con la temperatura de control, y que por tanto requeriría un área de transferencia infinita. Lógicamente cuanto menor sea el diferencial entre la temperatura del reactor y la del refrigerante mayor será el área de intercambio requerida. En definitiva, con un diseño inadecuado, el reactor habrá de controlarse en condiciones de inestabilidad dificultando enormemente su control o incluso haciéndolo imposible. En efecto, Shinsky ha demostrado que [Ref. 6.4] es posible mantener el control de una reacción en fase líquida en un punto inestable pero que resulta imposible si la reacción se lleva a cabo en fase gaseosa. La razón es, conceptualmente desde una óptica de proceso, que en el primer caso la

inercia térmica de la masa de líquido contenida en el reactor ralentiza la evolución térmica mientras que esa inercia no existe en fase gas. En términos de control la justificación se centra en el hecho de que en el caso del líquido el comportamiento del lazo viene dominado por la dinámica del retardo mientras que en el caso de gas lo predominante es el tiempo muerto.

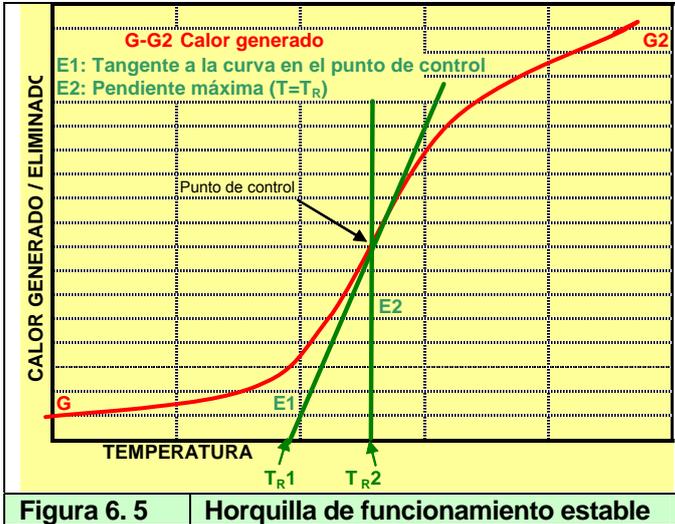


Figura 6.5 Horquilla de funcionamiento estable

En cualquier caso el control del reactor significará la capacidad de manipulación del punto de funcionamiento derivado del punto de corte entre las curvas de generación y eliminación de calor. No debe interpretarse que si el punto es estable no se requiere un lazo de control. Éste será necesario en todo caso para posibilitar la selección aleatoria de la consigna en función de los criterios de proceso aplicables en cada momento.

A la luz de las ecuaciones que ligan las relaciones entre las variables involucradas puede deducirse que dicho punto podría controlarse, en principio tanto con punto de

funcionamiento estable como inestable, por medio de las siguientes acciones:

A. Actuación sobre el calor generado. Esto significa manipular la carga o capacidad de producción ya que, como puede observarse en la expresión de la carga térmica generada, para un sistema y reactor determinados, ésta depende del caudal de alimentación F. La dependencia no es lineal ya que al variar F variará también, para un volumen de reactor fijo, el tiempo de residencia. Se obtienen pues, para cada valor de caudal de alimentación, distintas curvas con forma similar aunque no completamente paralelas como muestra la Figura 6. 6.

Esta solución será viable sólo cuando sea posible alterar la capacidad de producción. Puede ser el ejemplo típico de una planta piloto donde las necesidades de refrigeración pueden incluso ser objeto de investigación. En este caso sería la curva de generación de calor la que resultaría movida para adaptarse a las peticiones de control.

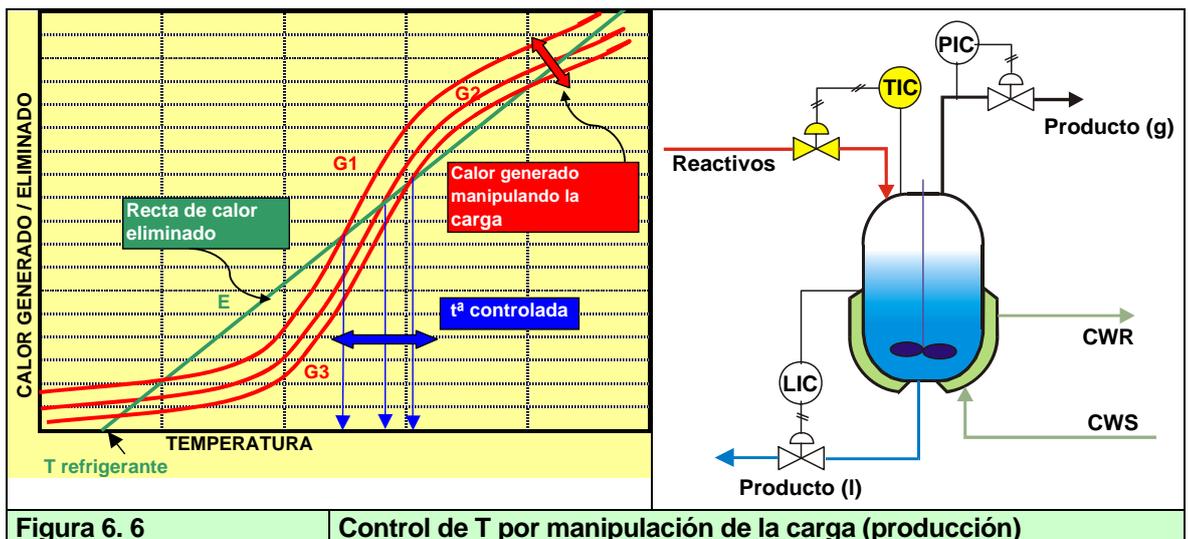


Figura 6. 6 Control de T por manipulación de la carga (producción)

B. Actuación sobre el calor eliminado. Esto afectaría a la manipulación del U, del A o del delta T

a. Actuación sobre U

La manipulación del coeficiente global requiere una variación en los coeficientes de película, bien exterior, bien interior, bien ambos, dado que, despreciando la resistencia de la pared,

$$1/U = 1/h_i + 1/h_o$$

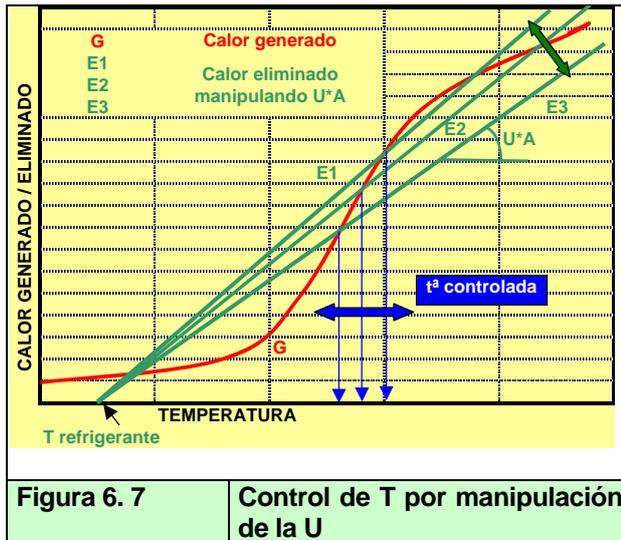


Figura 6.7 Control de T por manipulación de la U

La figura anterior establece la viabilidad del control de la temperatura mediante la manipulación del coeficiente global de transferencia, pero éste no es un valor sobre el que directamente se pueda actuar. Su manipulación debe ser indirecta a través de la actuación sobre alguna de las variables sobre las es posible colocar un elemento final de control (válvula, convertidor de frecuencia, etc). Al igual que se ha hecho con la relación entre la temperatura del reactor y el valor de U, habrán de estudiarse pues las ganancias relativas existentes entre la CV y cada una de las potenciales variables directamente manipulables o, alternativamente, la ganancia entre U y cada una de las mencionadas variables.

A continuación se analizan algunos esquemas posibles para conseguir dicha manipulación indirecta del U

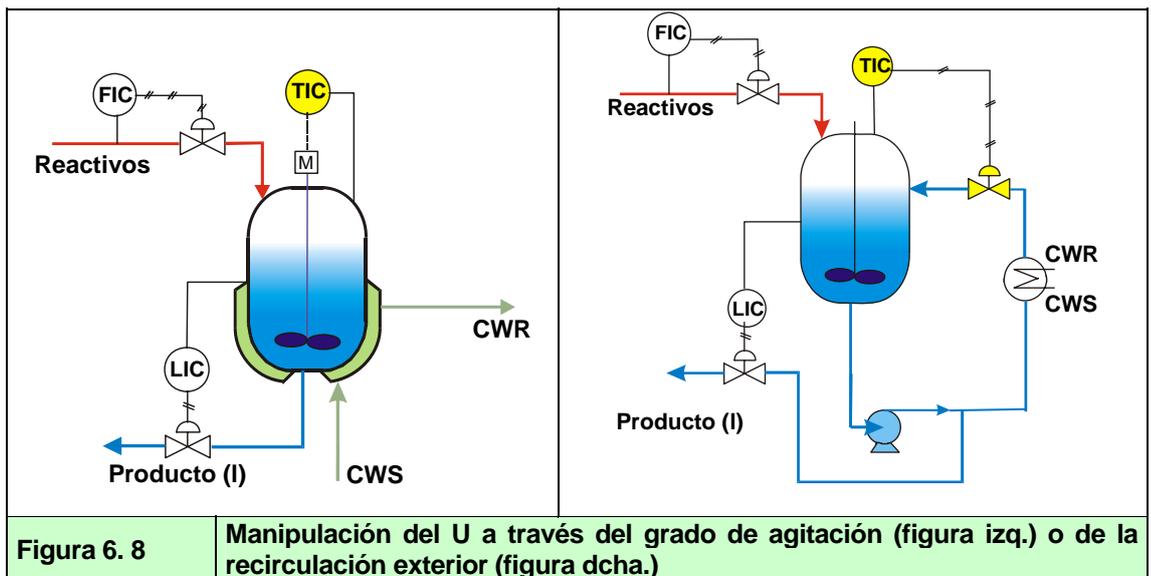


Figura 6.8 Manipulación del U a través del grado de agitación (figura izq.) o de la recirculación exterior (figura dcha.)

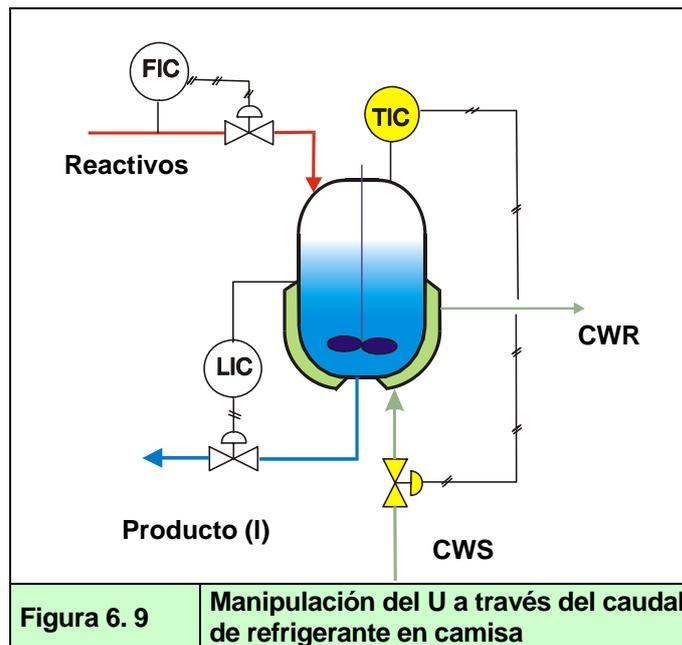


Figura 6. 9 Manipulación del U a través del caudal de refrigerante en camisa

La manipulación de la velocidad del agitador será sólo efectiva si se dan las siguientes circunstancias:

- El coeficiente de película interior es suficientemente sensible a variaciones en la velocidad de agitación y el coeficiente global es sensible a variaciones en el mismo.
- No existen otras condiciones que sean limitantes en la actuación sobre el grado de agitación como, por ejemplo, la necesidad de una homogeneización de composición, temperatura o concentración de sólidos en suspensión.

Como comentario general cabe decir que esta estrategia es raramente utilizada en la práctica.

Cuando exista recirculación a través de un cambiador de calor exterior, **la manipulación del caudal recirculado** será potencialmente aceptable en el rango de velocidades en el que exista sensibilidad en el valor de la U al caudal de dicha recirculación. Sensibilidad que habría de determinarse en función de consideraciones de proceso y diseño térmico.

La manipulación del caudal de refrigerante a través de la camisa o serpentín es el procedimiento más simple y quizá el más intuitivo de todos los que puedan plantearse y, curiosamente, es con frecuencia el menos recomendable. Para justificar esta afirmación pueden establecerse los siguientes razonamientos:

- La variación del caudal de recirculación afecta en principio a la velocidad de paso (más adelante se comentará su influencia sobre la temperatura logarítmica media). La velocidad de paso influye a bajo régimen, esto es esencialmente en régimen laminar, en el valor del coeficiente de película exterior pero casi no influye cuando se dan condiciones de régimen turbulento, que serán las más habituales.

- El coeficiente de película exterior afecta al valor del global de transferencia pero, dado que el coeficiente de película interior suele ser de menor orden de magnitud y por tanto, considerando que los valores inversos son los que intervienen en el cálculo, el valor del coeficiente exterior suele tener mucha menor influencia sobre U. Se afirma que el coeficiente de película interior es habitualmente de menor orden de magnitud que el exterior basándose en que el producto de reacción puede ser de

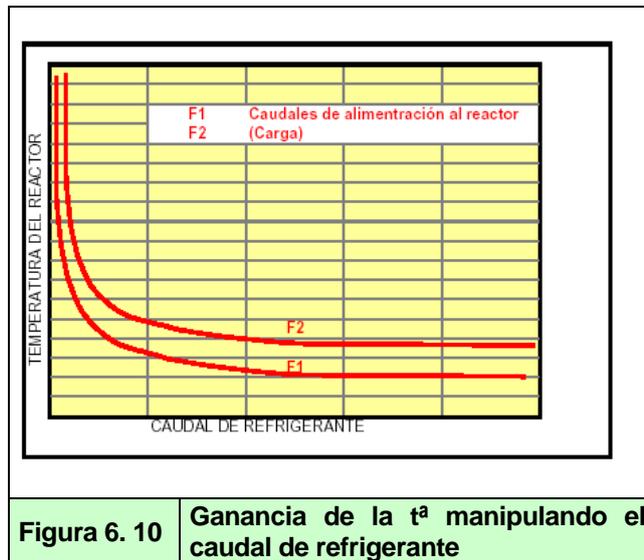
naturaleza orgánica, con sólidos en suspensión, alta viscosidad, sometido a bajas velocidades relativas, factores todos que proporcionan valores bajos de transferencia térmica.

- Si el refrigerante utilizado es agua de torre, la velocidad de paso a través de la camisa o serpentín viene horquillada por un mínimo recomendable para evitar incrustaciones y un máximo por razones de abrasión. Esta horquilla supone una restricción importante que limita las posibilidades de variación del coeficiente de película en condiciones de operación recomendables.

- Como casi único factor a su favor cabe comentar que el caudal de refrigerante afecta a la temperatura logarítmica media y, por medio de ésta, puede establecerse cierta sensibilidad entre dicho caudal y la carga térmica eliminada. En efecto un pequeño caudal de refrigeración provocará un cierto gradiente de temperatura entre entrada y salida del mismo pero el esquema mostrado no actúa explícitamente sobre dicho gradiente por lo que la controlabilidad se ve perjudicada. Por otro lado la existencia de un gradiente de temperaturas entre entrada y salida del refrigerante tenderá a provocar a su vez gradientes de temperatura en el interior del reactor lo que, en general, no será recomendable desde un punto de vista de proceso ya que hará aparecer zonas más frías en la proximidad de la entrada del refrigerante y zonas mas calientes en la proximidad a su salida. Un gran caudal de circulación tenderá a minimizar el valor de dicho gradiente y por ende su potencial influencia sobre la variable controlada como se comenta en el punto C)

- Dinámicamente la variación en el caudal de refrigerante ocasiona variación en el tiempo de residencia del refrigerante en el interior de la camisa y por ello en el tiempo muerto inherente a éste. Las constantes de sintonización del lazo deberían pues cambiarse en función del punto de funcionamiento.

Resolviendo las ecuaciones de balance entálpico y de transferencia reseñadas anteriormente puede obtenerse la curva de variación de la temperatura del reactor en función del caudal de refrigerante.

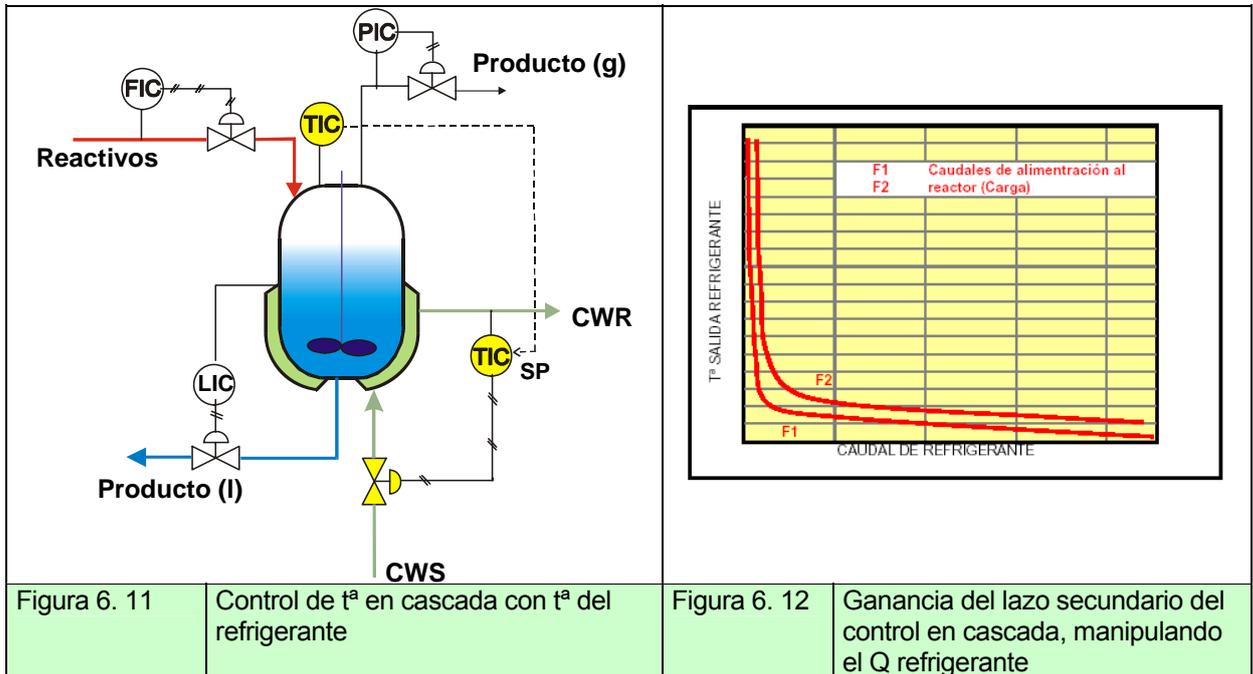


De la observación de las curvas de la figura adjunta (que muestran el resultado para un ejemplo concreto) puede deducirse la marcada dificultad de control utilizando esta estrategia. En efecto, la relación es altamente no-lineal y, a partir de ciertos valores de caudal, la ganancia es prácticamente cero.

Teniendo en cuenta que, como se ha comentado, la mayor influencia del caudal de refrigerante sobre la carga térmica eliminada tiene lugar por la dependencia de la temperatura de salida de

refrigerante, es posible el establecimiento de un control en cascada con un lazo secundario que controle la temperatura del refrigerante en función del caudal del mismo y un lazo principal que reajuste la consigna del secundario en función de la temperatura del

reactor, Figura 6. 11. Nótese que en este esquema no se está manipulando la U sino el Δt , como el resto de esquemas que se verán en el apartado c).



Este esquema proporciona las ventajas habituales como prevención en adelanto de determinadas perturbaciones como la temperatura o presión de entrada del refrigerante pero mantiene esencialmente los mismos inconvenientes como se deduce de la representación gráfica de la Figura 6. 12 adjunta. Dinámicamente el lazo secundario es más rápido que el primario por lo que en ese aspecto permitiría un adecuado control pero adolece de sensibilidad en la mayor parte del rango

LAZO EN CASCADA

Es el lazo de control múltiple más sencillo y más utilizado desde antiguo. Es una estrategia de control que utiliza dos controladores para la regulación de una variable principal y otra secundaria, mediante una arquitectura en la que un lazo, el secundario, se engloba en el otro, el principal. El punto de consigna del controlador secundario lo establece la salida del controlador principal. El lazo secundario suele prevenir el efecto de alguna perturbación sobre el principal, de forma que se adelanta a tomar las acciones necesarias para evitar que la variable principal se separe de su consigna, es decir, actúa antes de que se produzca el error que corregiría por realimentación el lazo principal. Por ello mejora la estabilidad del lazo principal. El lazo secundario debe tener una respuesta más rápida que el principal para que el efecto del control en cascada sea el adecuado.

En el ejemplo, el lazo secundario mantiene controlada la temperatura de salida del fluido refrigerante manipulando el caudal de éste. De esta forma se trata de evitar que perturbaciones en las condiciones de entrada del refrigerante lleguen a afectar a la temperatura del reactor. El lazo principal, cuyo objetivo es controlar la temperatura deseada en el reactor, asigna el punto de consigna de la temperatura del refrigerante.

Como parámetro indicador de la sensibilidad a perturbaciones se ha indicado en las dos representaciones anteriores la influencia del régimen de carga al que trabaje el reactor, cuyos resultados no requieren especial comentario.

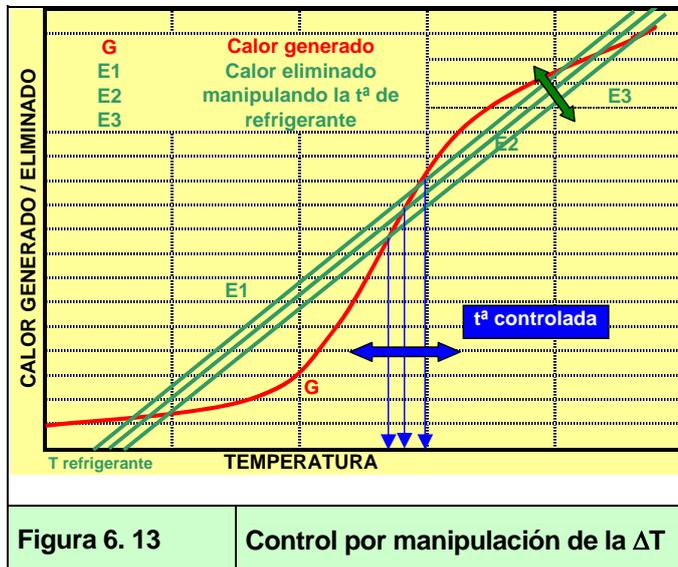
Para definir las curvas (o rectas) de ganancia se ha establecido un modelo donde se incorporan las ecuaciones que rigen las relaciones entre las distintas variables involucradas. El resultado del análisis de fluctuación realizado con este modelo se ha representado en las figuras adjuntas a cada caso anterior. Debe advertirse que la forma de las curvas mostradas se corresponden con un caso concreto para un reactor, sistema y condiciones determinadas, si bien, aunque se considera que en términos generales las conclusiones pueden ser cualitativamente extrapolables a otras circunstancias, debe insistirse en la conveniencia o necesidad de efectuar un análisis individualizado en cada caso que se pueda presentar.

b. Actuación sobre A

Para un reactor existente la variación del área de transferencia no es posible, sin embargo debería ser un factor a tener muy en cuenta cuando se está en la fase de desarrollo del proceso, es decir, cuando el diseño del reactor puede modificarse. De hecho, como se ha comentado anteriormente, si el diseño del reactor recae en condiciones inestables de funcionamiento la opción más recomendable es el cambio de diseño si, en las condiciones de operación, el reactor debiera funcionar en un punto inestable.

c. Actuación sobre ΔT

La modificación de la temperatura de refrigerante afecta a la ordenada en el origen de la recta de operación y por tanto al corte con la curva de generación de calor. La manipulación de esta temperatura se traduce en un cambio de las rectas de operación.



Desde un punto de vista de eficiencia energética es obvio que la manipulación de la temperatura del refrigerante sólo puede evolucionar hacia peores condiciones, es decir a temperaturas de refrigerante más altas y por tanto a mayores requisitos de área para una determinada carga térmica a eliminar. Es este un claro ejemplo en el que en aras de la controlabilidad se ha de sacrificar algo la eficacia o la economía. Bajo este prisma han de analizarse las distintas opciones descritas a continuación.

- **Circulación del refrigerante con bomba de recirculación y manipulación del aporte.** La recirculación de refrigerante utilizando una bomba proporciona mejores y más estables coeficientes de intercambio al conseguir velocidades de paso más adecuadas, sobre todo en camisa donde, a salvo de diseños con compartimentaciones internas, se suele dar una baja velocidad de paso y una redistribución deficiente, es decir una mala homogeneización. Adicionalmente proporciona una temperatura más uniforme en el interior de la camisa y derivadamente en el reactor, al tiempo que garantiza un tiempo muerto debido a la camisa constante. Las mencionadas ventajas inherentes a esta

solución y la mejora en la controlabilidad, que se comenta más adelante, deben compararse con el incremento de coste debido a la instalación, operación y mantenimiento de la bomba de recirculación.

La manipulación del caudal de recirculación, manteniendo valores adecuados de velocidad, conduciría a muy pequeñas variaciones de U por lo que no suele aplicarse. En general, la manipulación con esta disposición se llevará a cabo sobre el aporte de refrigerante R según se puede ver en la Figura 6. 14. La influencia sobre la carga térmica eliminada se fundamenta con este esquema no en una mejora del coeficiente de transferencia sino en la actuación sobre la temperatura logarítmica media. El análisis del comportamiento de esta estrategia que se desarrolla a continuación sigue esencialmente el razonamiento del artículo de C.L.Smith [Ref. 6. 1].

En este esquema la $T_{R\text{ salida}}$ coincidirá con la de la masa de refrigerante en recirculación que puede considerarse homogénea si el caudal en recirculación es suficientemente alto. La $T_{R\text{ entrada}}$ será la disponible en el sistema de planta existente, es decir, en general, la del agua de torre, y del balance de energía se deduce:

$$Q_{\text{ eliminado}} = U \cdot A \cdot \Delta T_{\text{In}} = U \cdot A (T - T_{R\text{ salida}})$$

luego manipulando la $T_{R\text{ salida}}$, a valores constantes de U y A , se conseguirá eliminar el calor deseado (en el equilibrio el valor que iguale el Q generado) pero además

$$Q_{\text{ generado}} = Q_{\text{ eliminado}} = R \cdot c_e (T_{R\text{ salida}} - T_{R\text{ entrada}}) \quad [\text{Ecuación 6. 2}]$$

Para un determinado Q eliminado siendo c_e y $T_{R\text{ entrada}}$ constantes es posible ajustar el valor de $T_{R\text{ salida}}$ por medio de la manipulación del caudal de aporte R , despejando,

$$T_{R\text{ salida}} = T_{R\text{ entrada}} - Q_{\text{ generado}} / (R \cdot c_e)$$

En resumen, la expresión anterior demuestra que se puede controlar la $T_{R\text{ salida}}$ y en definitiva el ΔT_{In} manipulando el caudal de aporte de refrigerante, R . Con ello se puede además tratar de evitar gradientes excesivos entre las temperaturas de entrada y salida del refrigerante que pudieran repercutir en la propia cinética de la reacción al permitir a su vez gradientes en la temperatura del reactor. Intuitivamente debe entenderse el problema considerando que el calor eliminado del sistema es fundamentalmente el dado por la [Ecuación 6. 2]. Si el aporte R es grande, la diferencia de temperaturas será pequeña y viceversa.

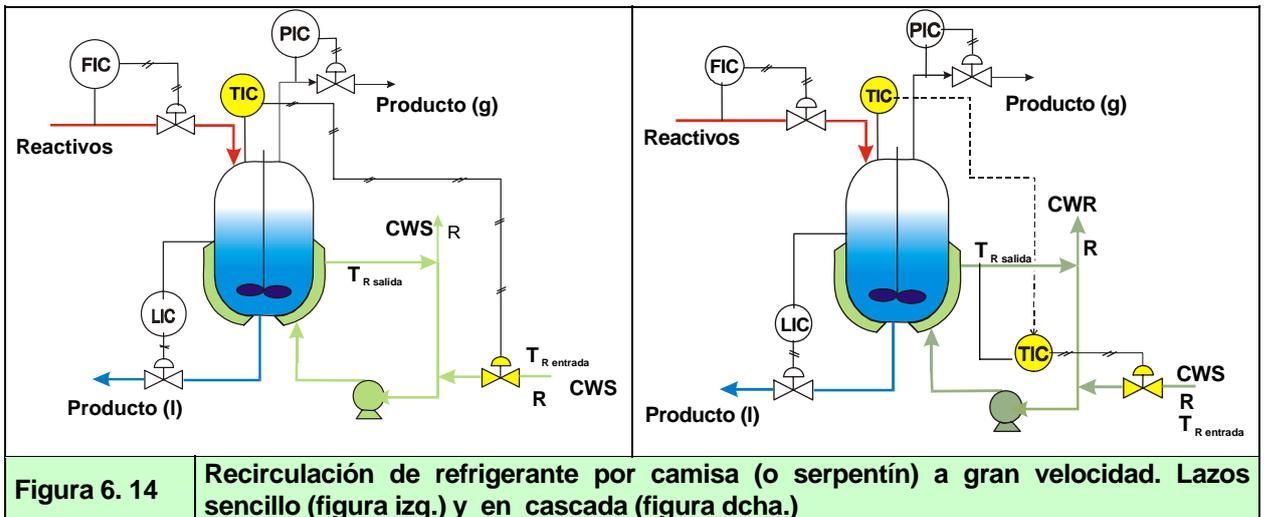
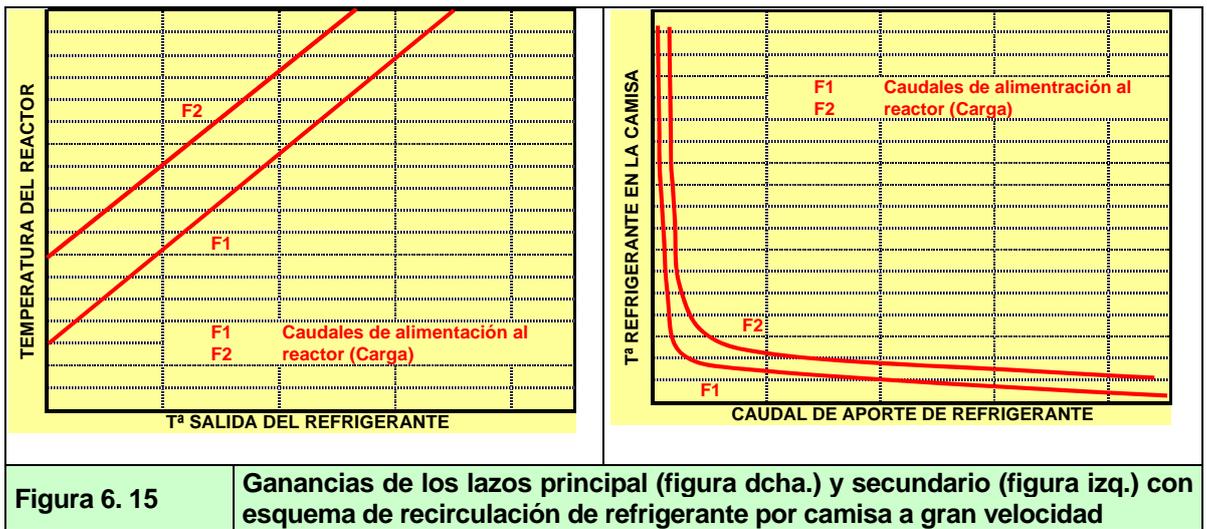


Figura 6. 14 Recirculación de refrigerante por camisa (o serpentín) a gran velocidad. Lazos sencillo (figura izq.) y en cascada (figura dcha.)

Al igual que en el caso sin recirculación, el esquema de control puede plantearse directo o en cascada. Considerando que el control de la temperatura del reactor se está estableciendo a través de la temperatura media del refrigerante, se está introduciendo un retardo en el circuito debido a la inercia que provoca la masa de refrigerante en recirculación. Este retardo puede verse mejorado al aplicar el control en cascada. El análisis del funcionamiento en cascada se debe hacer a través de las curvas de ganancias de cada lazo, a saber, variación de la temperatura del reactor con la temperatura del refrigerante: ganancia del lazo principal; y variación de la temperatura del refrigerante con el caudal del mismo: ganancia del lazo secundario. Ambas se representan gráficamente en las curvas adjuntas.



Matemáticamente las curvas representadas se justifican basándose en las siguientes ecuaciones:

En el equilibrio

$$Q_{\text{generado}} = Q_{\text{eliminado}} = U \cdot A \cdot (T - T_{R \text{ salida}})$$

de donde

$$T = T_{R \text{ salida}} - [Q_{\text{generado}} / (U \cdot A)]$$

Para un determinado Q_{generado} a eliminar y siendo U y A esencialmente constantes, dicha ecuación, representada en coordenadas T vs $T_{R \text{ salida}}$, es una recta de pendiente unidad, es decir

$$\delta T / \delta(T_{R \text{ salida}}) = 1$$

Es decir existe una relación lineal entre la CV y MV que facilitará la sintonización del lazo de control. Respecto a la ganancia del lazo secundario, es decir, entre el caudal de refrigerante y la temperatura de salida del mismo, recordando la ecuación deducida anteriormente

$$T_{R \text{ salida}} = T_{R \text{ entrada}} - Q_{\text{generado}} / (Re \cdot C_e)$$

de la que puede obtenerse la variabilidad de la temperatura del refrigerante respecto al caudal del mismo, matemáticamente

$$\delta T_{R \text{ salida}} / \delta R = Q_{\text{generado}} / (2 Re^2 \cdot c_e)$$

cuya representación gráfica se establece en la figura anterior. Como puede verse la temperatura del refrigerante es altamente no-lineal y fuertemente dependiente del caudal Re. Dinámicamente el lazo secundario es mucho más rápido que el primario, lo que favorece el aislamiento entre ambos, es decir, independiza el comportamiento del lazo principal de las no-linealidades del secundario.

En este caso el estudio de sensibilidad incluye nuevamente la influencia de la variación del caudal de alimentación al reactor, es decir, la carga a la que trabaja la unidad. La representación adjunta muestra la influencia de este factor, que aparece como parámetro en la familia de curvas representada.

Si se quisiera expresar directamente la variabilidad de la temperatura del reactor con el caudal de refrigerante, se debería establecer que

$$\delta T / \delta Re = \delta T / \delta(T_{R \text{ salida}}) \cdot \delta(T_{R \text{ salida}}) / \delta Re = 1 \cdot \delta T_{R \text{ salida}} / \delta Re = Q_{\text{generado}} / (2 Re^2 \cdot c_e)$$

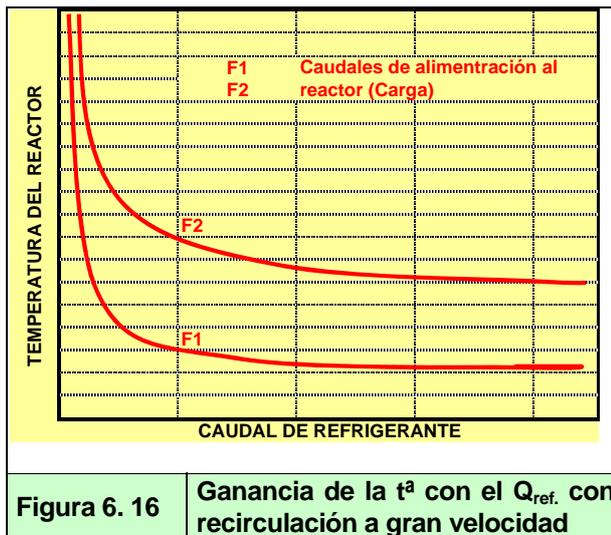


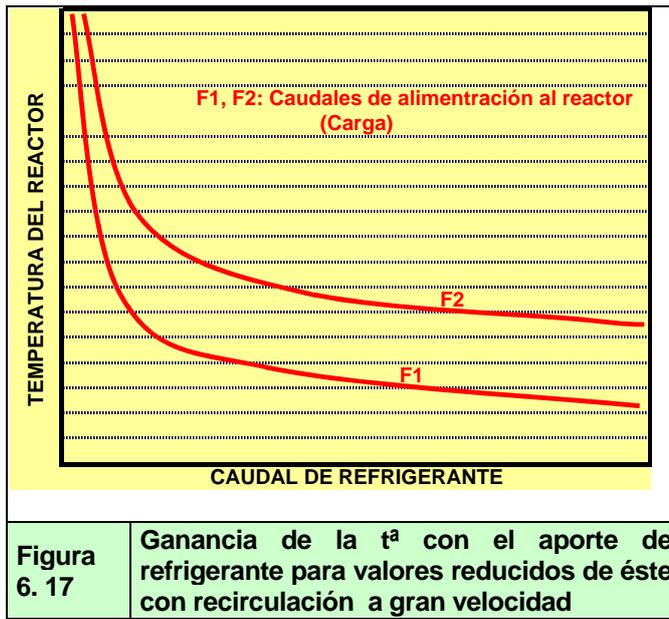
Figura 6. 16 Ganancia de la t^3 con el Q_{ref} . con recirculación a gran velocidad

es decir, dicha variabilidad es igual a la que existe entre la temperatura del refrigerante y su caudal, dado que la ganancia de la temperatura del reactor con la del refrigerante es la unidad. Por tanto son de aplicación los mismos comentarios efectuados para ese caso.

Aparentemente, según las ecuaciones matemáticas presentadas, no existen diferencias apreciables entre el comportamiento del esquema con recirculación a gran velocidad y el de paso único (visto en el apartado – a – como modificación del valor

de U). Sin embargo debe hacerse una ulterior puntualización no contemplada en el referenciado trabajo de Smith. En el caso de existir recirculación, el umbral admisible de caudal de refrigerante puede ser mucho menor que en el caso de paso único ya que la reducción de caudal no afectará a los valores de los coeficientes de transferencia (garantizados por la velocidad de recirculación).

En otras palabras el punto de control podrá establecerse en los valores más bajos de caudal de R donde, aunque no lineal, la ganancia es apreciable. Readecuando la escala del caudal de refrigerante a valores menores, de acuerdo con el anterior comentario, se obtienen las curvas de la Figura 6. 17 que muestran una mayor controlabilidad en el caso de recirculación que en el de paso único o directo.



En cualquier caso ha de tenerse en cuenta que el enfriamiento a través de la camisa o serpentín tiene limitaciones cuando se trata de grandes cargas térmicas y que, salvo que se trate de pequeñas instalaciones, la relación área de intercambio / volumen del reactor proporciona valores muy limitados (téngase en cuenta que la carga térmica depende de la capacidad de producción y ésta depende del volumen del reactor que varía con el cubo del radio del recipiente mientras que la superficie lateral, es decir la de la camisa, varía con el cuadrado, lo que justifica la

habitual presencia de problemas al cambiar de escala). En cuanto a la selección de camisa o serpentín está más condicionado por las necesidades de área de intercambio que por consideraciones de control. En cualquier caso puede recordarse que la camisa proporciona normalmente peores coeficientes de película y tiene su área condicionada por el volumen del reactor lo que representa un problema habitual para los cambios de escala, ya que la capacidad de producción crece con el volumen del reactor que depende del radio (del reactor) al cubo mientras el área de intercambio depende del cuadrado. Éste ofrece la posibilidad de aumentar el área mediante la utilización de varios haces concéntricos, lo que en fase diseño posibilita dotar al reactor del área adecuado para situarse alrededor de un punto de funcionamiento estable y permite más fácilmente el diseño para velocidades de circulación de refrigerante adecuadas. Como inconveniente puede citarse un mayor riesgo de fugas y ciertas restricciones al movimiento del producto y al tipo de agitador de que puede dotarse el reactor (no admite utilizar áncoras, por ejemplo).

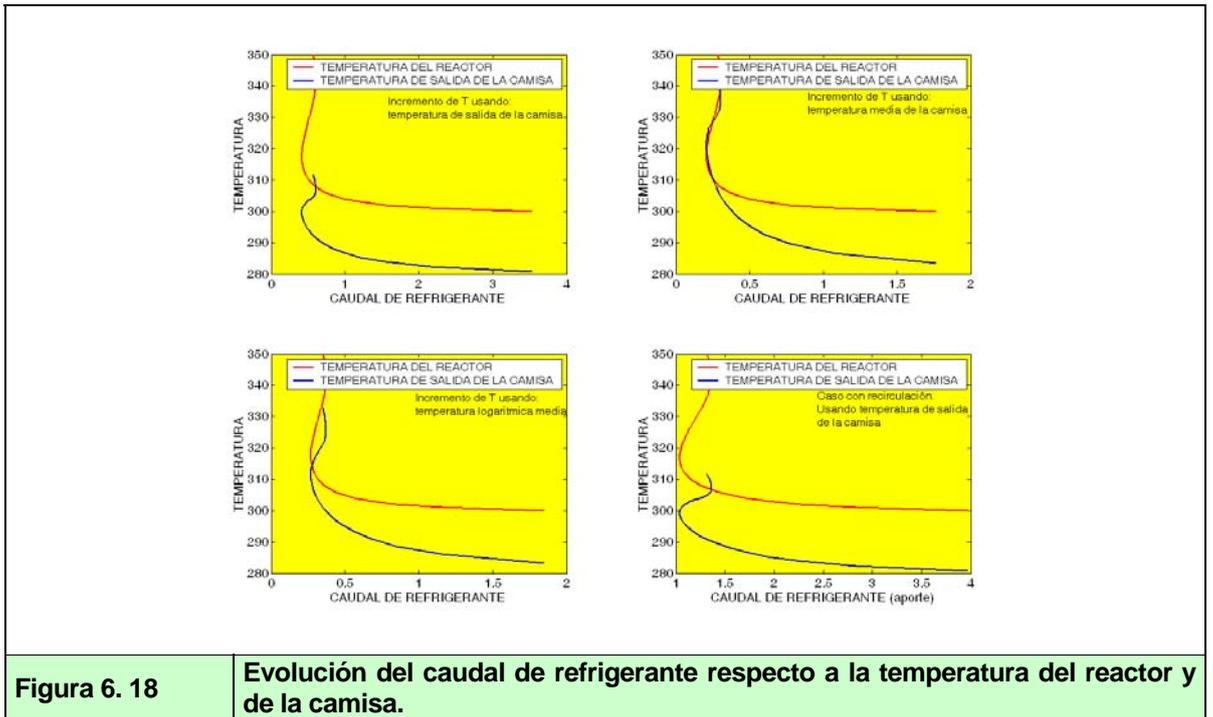


Figura 6. 18 Evolución del caudal de refrigerante respecto a la temperatura del reactor y de la camisa.

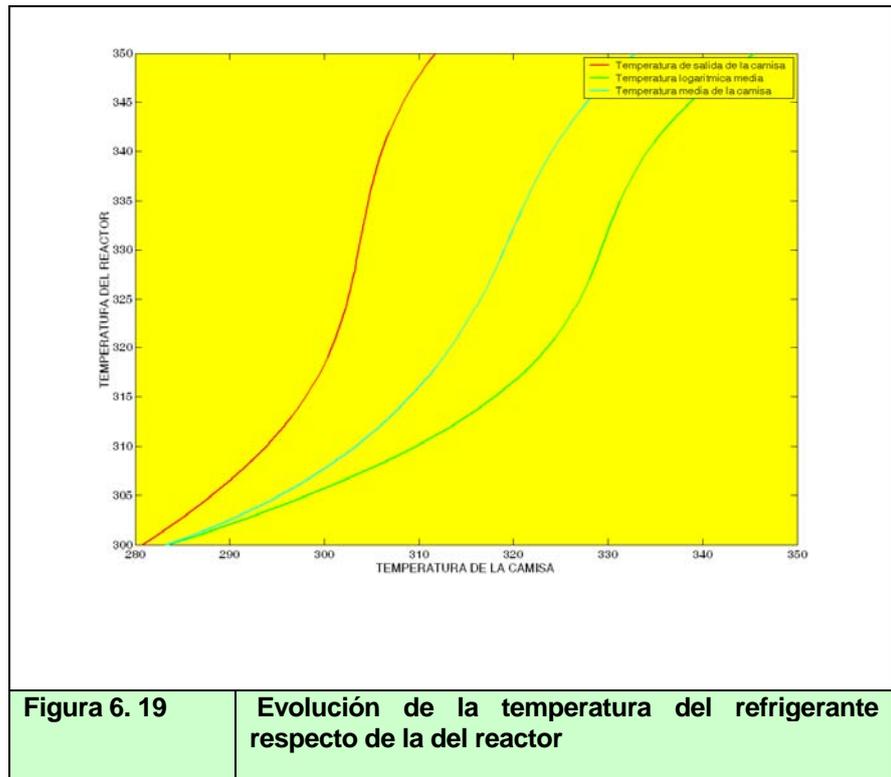
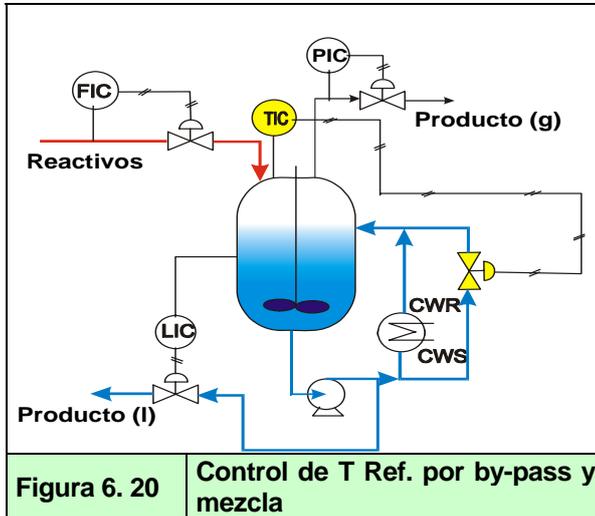


Figura 6. 19 Evolución de la temperatura del refrigerante respecto de la del reactor

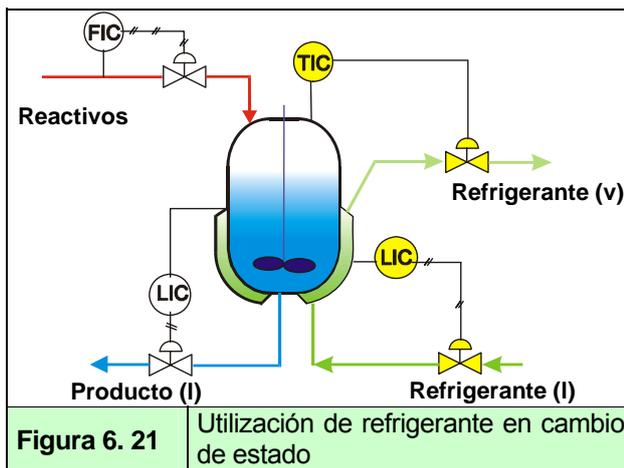
- **Circulación a través de cambiador de carcasa y tubos exterior y control de temperatura del refrigerante por by-pass y mezcla.**



Como se verá en el capítulo de intercambio térmico, el control de temperatura por mezcla directa resulta más eficaz que otras opciones de contacto indirecto. En el caso de utilización de un cambiador exterior de carcasa y tubos puede resultar de las opciones más interesantes a tener en cuenta. En efecto la presencia de un cambiador de carcasa y tubos confiere capacidades de eliminación de calor casi ilimitadas y su controlabilidad estaría garantizada por las bondades del control por mezcla directa.

Figura 6. 20 Control de T Ref. por by-pass y mezcla

- **Control de reacción exotérmica mediante fluido en evaporación.** Un sistema muy efectivo es el que utiliza un líquido en ebullición como refrigerante. Esto requiere que la temperatura de ebullición del líquido auxiliar seleccionado sea lo suficientemente baja como para servir de refrigerante al reactor. Con frecuencia estos líquidos son Etileno o Propileno pero su uso en condiciones económicas exige que dichos productos están ya presentes por otros motivos en el proceso en cuestión. Variando la presión de la camisa se modifica el punto de ebullición del fluido utilizado y con ello la Δt aplicada a la eliminación de calor.



Como mejora adicional debe destacarse el hecho de que un fluido en cambio de estado presenta coeficientes de transferencia notablemente superiores a los de líquido - líquido.

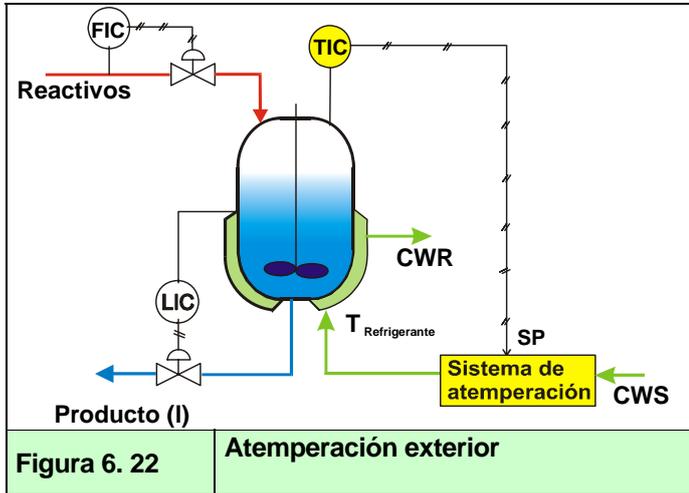
Por los mismos motivos resulta también muy efectiva la vaporización de los reactivos y/o productos. Este esquema utiliza un condensador colocado sobre el reactor que vierte los reactivos o productos condensados como reflujo al propio reactor.

Figura 6. 21 Utilización de refrigerante en cambio de estado

Lógicamente esto es posible solo cuando el proceso requiere o posibilita el trabajo en unas condiciones de equilibrio L-V que generen un caudal de vapores adecuado para eliminar el calor requerido por condensación de los mismos. De esta forma la energía se elimina en el condensador en forma de calor latente resultando mucho más eficaz y además altamente auto-regulado. En este caso el control de temperatura se vincula con el

control de presión en el condensador (y por tanto en el propio reactor). Las relaciones de equilibrio L-V condicionarán el funcionamiento ya que la presión de trabajo será la presión de vapor a la temperatura que se mantenga el reactor. Los detalles y alternativas del control con este esquema se verán al tratar del control de condensadores.

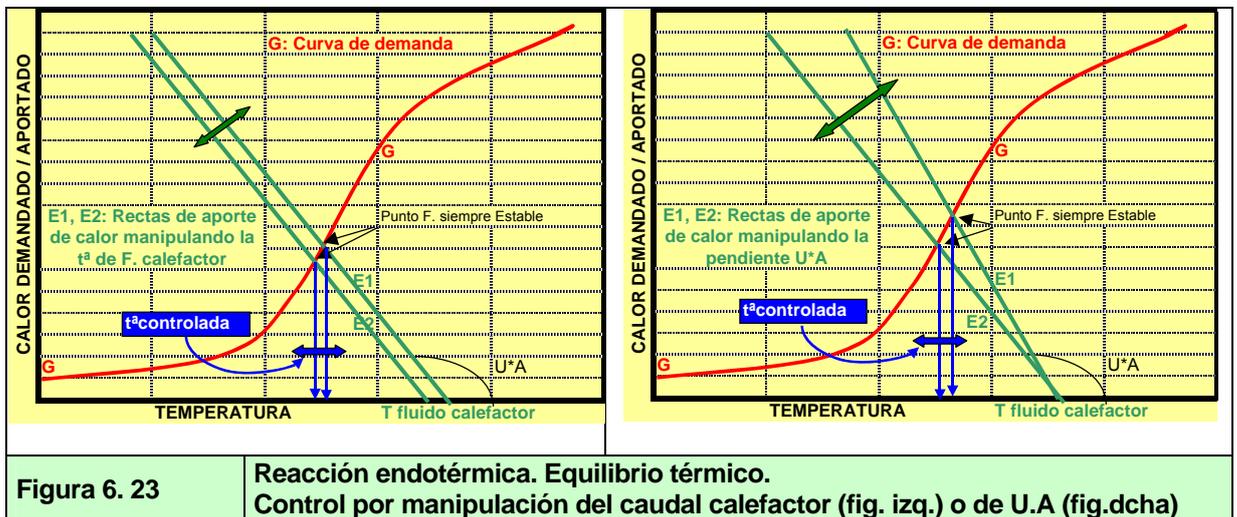
- Sistema de atemperación exterior de la temperatura del refrigerante.



Los sistemas de atemperación se dan más frecuentemente por razones de seguridad para evitar puntos de temperatura demasiado baja (o demasiado alta en las aplicaciones a reacciones endotérmicas) en los reactores o recipientes en los que el producto puede cristalizar y provocar problemas de circulación, degradación, explosión, etc. En todo caso, dentro del planteamiento global de opciones de control de temperatura no debe dejar de considerarse como una

alternativa viable y que consigue estabilidad, si bien de no darse alguno de los requisitos de seguridad mencionados suele resultar una opción económicamente poco atractiva. El refrigerante se mantiene normalmente en circuito cerrado y, al no existir pérdidas del mismo, puede seleccionarse un fluido de características adecuadas para evitar los problemas de abrasión o de ensuciamiento comentados para los circuitos que utilizan agua de refrigeración (de torre)

CONTROL DE TEMPERATURA EN REACCIONES ENDOTÉRMICAS



En el caso de reacciones endotérmicas el punto de corte entre la recta de aporte de calor y la curva de demanda siempre es único (siempre se dan condiciones estables) dado que ambas curvas tienen pendientes contrarias.

Esto quiere decir que el control será más estable y más fácil, no que no sea necesario en absoluto, ya que las condiciones de la curva oscilan en función de las perturbaciones y se necesita un mecanismo para establecer el punto de consigna deseado.

Si el aporte energético se hace mediante un aceite térmico, al variar el caudal de éste se modificará la U de intercambio y por tanto la pendiente, dentro de las mismas limitaciones mencionadas en el caso de las reacciones exotérmicas. En este caso es habitual establecer circuitos a gran velocidad mediante bombas de recirculación, como en el caso de la refrigeración anteriormente visto. Con este esquema la influencia principal estará no en la manipulación de la U sino en la de la diferencia logarítmica media efectiva. De igual modo el control también podría conseguirse mediante la manipulación directa de la temperatura del aceite.

Si el aporte se hace con vapor, la acción de la válvula de control se traduce fundamentalmente en una laminación (reducción de la presión) y por tanto de la temperatura de condensación y en definitiva de la abscisa en el origen de la recta representativa del aporte de calor. Es importante resaltar que siempre que se manipulen caudales de vapor en realidad se está actuando sobre la presión y por tanto, indirectamente a través del equilibrio termodinámico, sobre la temperatura de saturación del vapor condensante lo que al final redundará en una manipulación del gradiente de temperatura entre el fluido calefactor y el contenido del reactor.

Hasta aquí se ha revisado el comportamiento de la temperatura como variable controlada atendiendo a su comportamiento estacionario frente a diversas posibles variables manipuladas, en distintas hipótesis de funcionamiento o de esquemas de proceso.

6.3.1.1. Otros controles relacionados con la temperatura

Control de la Energía de Activación

La energía de activación en reacciones llevadas a cabo en continuo debe aportarse precalentando los reactivos, que puede realizarse de las siguientes formas:

- Independientemente para cada reactivo
- Conjuntamente, con fluido auxiliar
- Utilizando el propio producto

El primer caso será necesario cuando se trate de una reacción no catalítica, de forma que no resulte conveniente mezclar los reactivos para su precalentamiento antes de llegar al reactor, para que la reacción no comience en un lugar inadecuado (el propio equipo de intercambio).

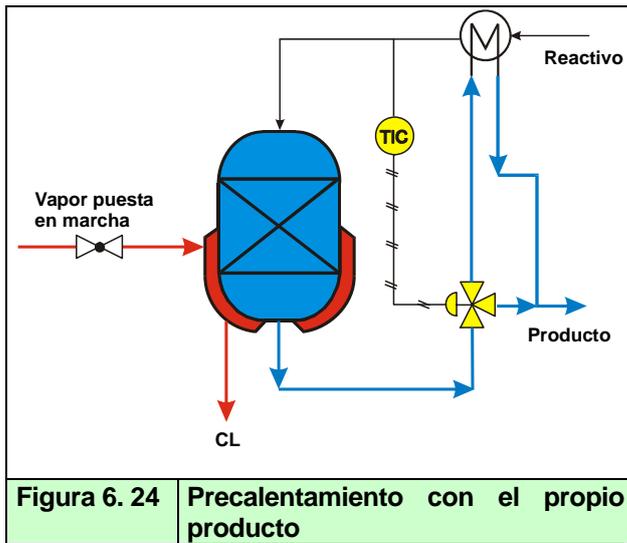


Figura 6.24 Precalentamiento con el propio producto

Si el comienzo de la reacción requiere la presencia de un catalizador, no existirá ningún inconveniente para que el precalentamiento se lleve a cabo conjuntamente, economizando equipo requerido.

Por último en las reacciones catalíticas debe considerarse la posibilidad de utilizar, en lugar de una fuente externa de calor, la propia energía del producto saliente, en un lazo como el representado en la figura. En este caso no debe olvidarse la necesidad de una fuente de calor auxiliar para la puesta en marcha. Este tipo de precalentamiento resulta energéticamente interesante pero desde el punto de vista de control puede afectar negativamente a la

auto-estabilidad de la temperatura del reactor.

6.3.2. Control de calidad

El control de calidad, una vez ajustados los valores de temperatura y presión adecuados, dependerá fundamentalmente de la relación entre reactivos, es decir, del grado de exceso del / los reactivos no limitantes. El tipo de control de entrada de los reactivos depende, entre otros factores, del tipo de reacción que se verifique, de acuerdo con la siguiente clasificación: a) Reactor de paso único b) Reactor con reciclo de reactivo c) Reactor con reciclo de medio inerte y d) Reactor con reciclo de dos reactivos

a) Control de calidad en reactores de paso único

Si la reacción se verifica al 100% o cercano a éste, los reactivos realizarán un solo paso por el reactor. En este caso cualquier error en la dosificación de los mismos representará una pérdida neta por lo que será necesario extremar la fiabilidad del control.

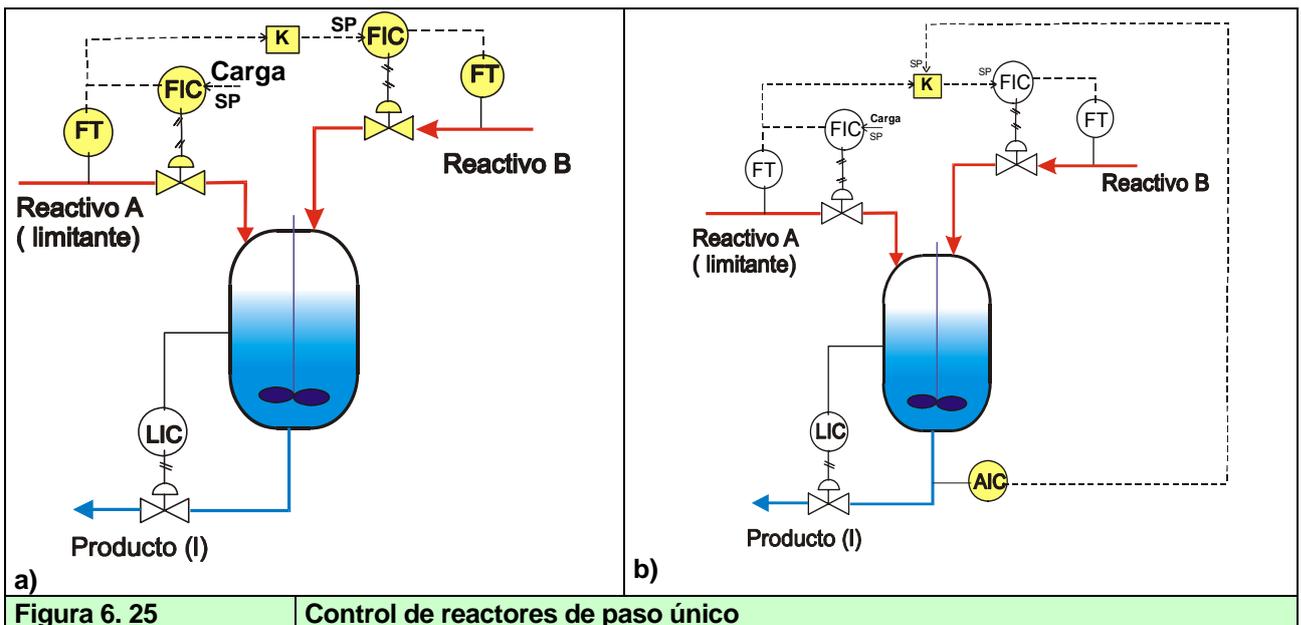


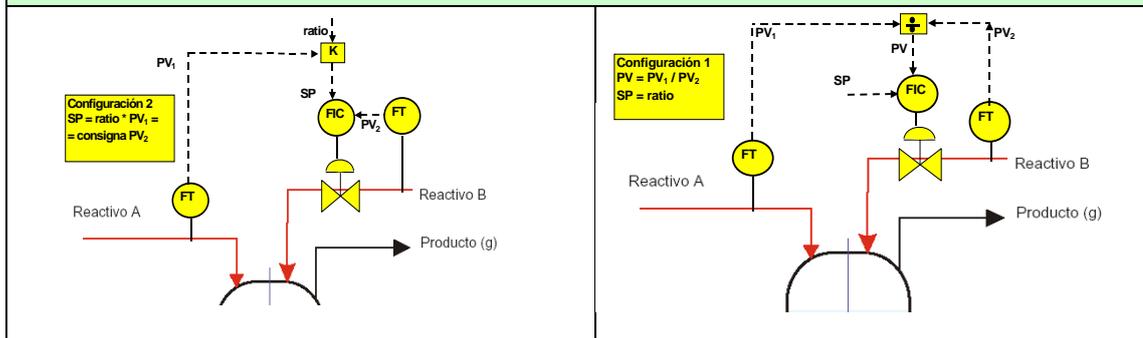
Figura 6.25 Control de reactores de paso único

El esquema más elemental, y también el menos fiable, consistirá en controlar la entrada de los reactivos mediante sendos FIC's, con sus consignas ajustadas independientemente según la relación estequiométrica deseada. En tal esquema es necesario ajustar dos consignas cada vez que se quiera cambiar la carga además de que cualquier error de calibración en las diversas medidas o cualquier perturbación en la composición de alguna de las alimentaciones, provocará una pérdida de rendimiento.

CONTROL DE RELACIÓN O RATIO CONTROL

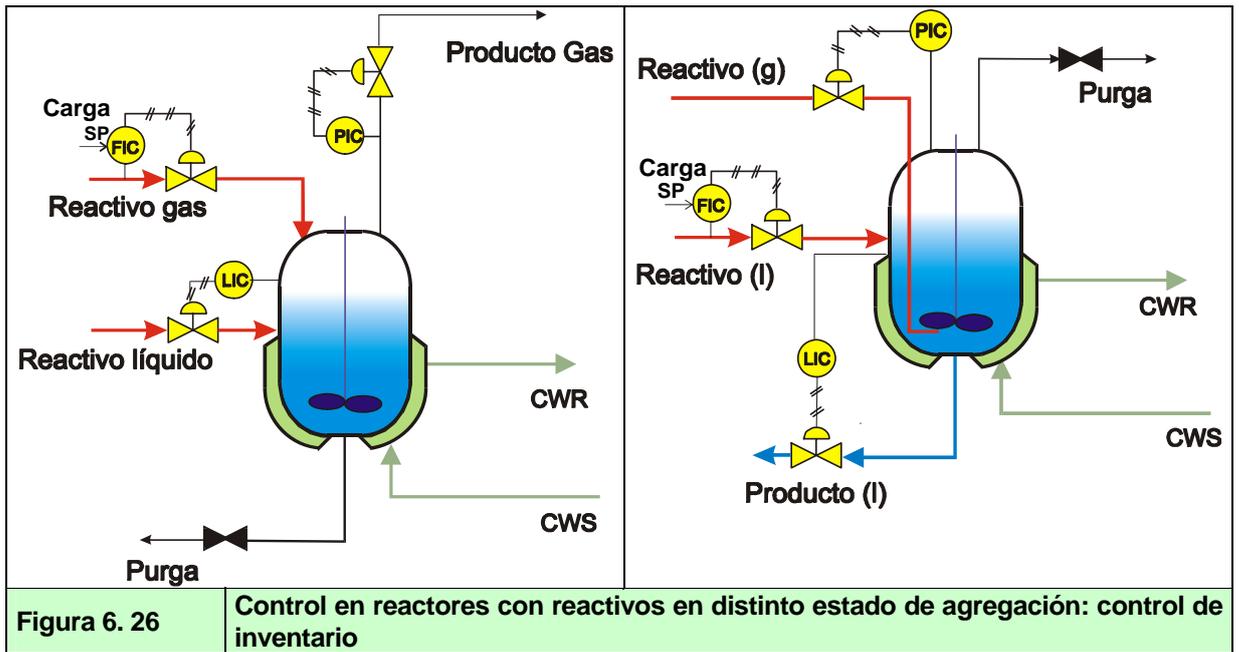
El ratio o relación es una estrategia de control que busca mantener constante la relación entre dos variables de proceso medidas (PV's).

El control de relación es uno de los mecanismos más habituales en procesos de mezcla o reacción entre dos o más ingredientes o reactivos. La "receta" del proceso exige una cierta estequiometría o un cierto exceso de uno de los componentes frente al limitante. El control independiente de cada uno de dichos componentes exige el ajuste de dos o más puntos de consigna de cada uno de los controladores de forma que se ajusten a la relación deseada. Una forma de mejorar el control es ajustar automáticamente el punto de consigna de uno de los controladores en función de la medida del componente independiente (que suele ser el reactivo limitante). Existen dos posibles configuraciones: 1) Dividir las dos señales y obtener el ratio como PV del controlador, que tendrá como consigna el ratio deseado o 2) Una de las señales se dota de un controlador. La otra se multiplica por el ratio, con lo que se obtiene el valor que se desea tenga la primera señal, por lo que el producto se introduce como consigna del controlador mencionado. Es decir la consigna del controlador es el valor que se desea para una de las variables.



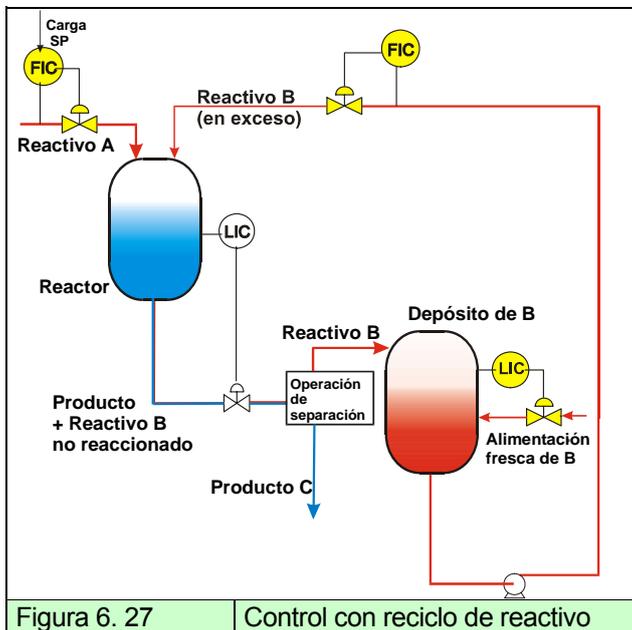
Una primera mejora podría consistir en la conexión en control de relación (ratio control) para ajustar la consigna de uno de los reactivos en función del caudal de entrada del otro (supuesto sean dos). Esta estrategia facilita la controlabilidad ya que es necesario fijar una única consigna, pero no evita los problemas mencionados frente a errores en la medida o perturbaciones. Cuando sea viable técnica y económicamente una medida directa o inferida de la composición de salida, podrá efectuarse una realimentación que ajuste el valor de la constante del ratio control.

Cuando uno de los reactivos se encuentre en un estado de agregación distinto al del resto y al de los productos su adición puede efectuarse, automáticamente, en exactamente el mismo grado en que sea consumido. En la siguiente figura se ilustran dos ejemplos según que el caudal manipulado sea un gas o un líquido.



En ambos casos se supone que la purga, de gas o de líquido respectivamente, se efectúa solo manual y esporádicamente.

b) Control de calidad con reciclo de uno de los reactivos



Si el reactivo limitante, A en la figura, se convierte totalmente y se recicla el otro reactivo, B en la figura, el control de su flujo no será en absoluto crítico, ya que se encontrará siempre en exceso. En este caso y supuesto que la separación del reactivo pueda ser prácticamente total (posibilidad real si se aplica una destilación por ejemplo), la adición de reactivo fresco se deberá realizar por balance, y el reactivo reciclado, actuará como control independiente de la capacidad de producción del sistema. Este esquema, al disponer el reciclo en FIC, mantiene el caudal de B (fresco mas reciclado) constante en cualesquiera circunstancias. De esta forma se evita el fenómeno que se conoce como efecto "bola de nieve", que se puede dar en todos los procesos en los que existen

reciclos. Este fenómeno se da cuando el caudal del reciclo se lleva a cabo en LIC, y consiste en que pequeñas perturbaciones en las condiciones de operación provocan importantes incrementos o decrementos de dicho caudal, sin que actúe ninguna de las estrategias de control. Respecto a la operación de separación habrá de tenerse en cuenta que es susceptible de optimización ya que cuanto más exhaustiva sea mayor será el coste de la misma pero menor será el volumen y por

tanto el coste del reactor, al disminuir o eliminar prácticamente la cantidad de producto C reciclado junto con el reactivo B.

c) Control de calidad con reciclo de medio inerte

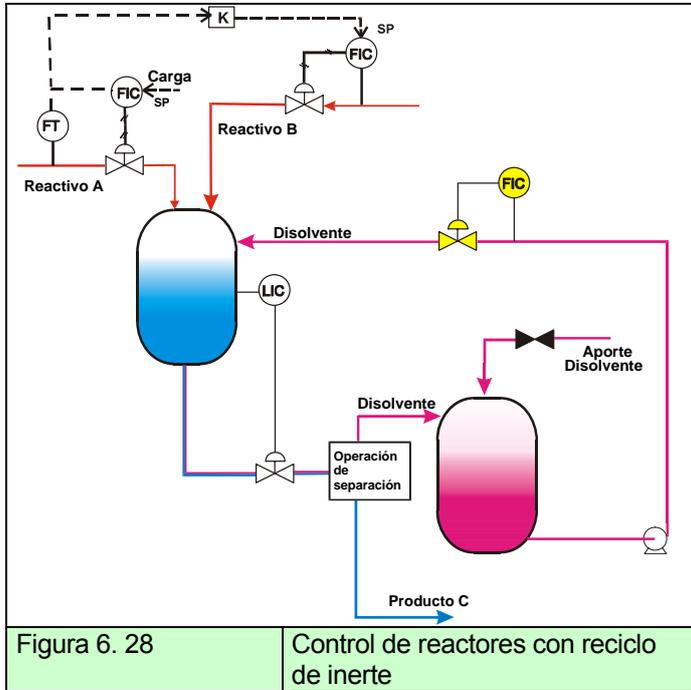


Figura 6. 28

Control de reactores con reciclo de inerte

Muchas reacciones se llevan a cabo en presencia de un medio inerte que actúa únicamente de moderador o portador. Este medio puede ser agua o un disolvente adecuado. Los productos abandonan el reactor en ese medio y deben ser separados del mismo y el inerte recirculado. Este esquema es el que se muestra en la figura adjunta.

El control de reactivos presenta en este caso de las mismas dificultades que en el reactor de paso único, ya que el único elemento de control autorregulable (por balance) es el disolvente. El aporte del medio inerte, que normalmente se consumirá en pequeñas cantidades debido sólo a las fugas o a las pérdidas con el producto, se suele hacer en discontinuo, utilizando un tanque pulmón como el mostrado en la

figura, cuyo nivel se permite oscilar entre un máximo y un mínimo. Si en algún proceso este consumo fuese más alto por cualquier razón, se iría normalmente a un aporte en continuo mediante un lazo LIC en el recipiente intermedio, que actuaría en este caso no como pulmón sino únicamente como tanque de aspiración de la bomba.

De disponer de analizadores en línea para determinar la calidad del producto, se podría realimentar el valor de la constante k, como se ha hecho en la Figura 6. 25 b).

d) Control con reciclo de los dos reactivos

Si la conversión del reactivo A no fuese completa, es decir se reciclara tanto A como B, la estrategia recomendada de control variaría esencialmente respecto a la presentada anteriormente debido a los siguientes elementos:

- En el reactor se encontrarían presentes ambos reactivos A y B así como el producto C. Esto afectaría a la cinética de reacción que dejaría de ser de primer orden para depender, en general, de las concentraciones de A y B

$$r = k \cdot x_A \cdot x_B$$

- Para un sistema y equipos determinados, siempre que el producto $x_A \cdot x_B$ se mantenga constante, se pueden obtener los mismos resultados con distintas concentraciones de A y B en el reactor. Esto tiene importantes repercusiones en el diseño y operación

del sistema de separación. Este fenómeno anuncia la importancia de la interacción entre los controles de sucesivas operaciones dentro de un proceso y la casi siempre imposibilidad de plantear un control independiente de las mismas, es decir, introduce o justifica el concepto de control de planta.

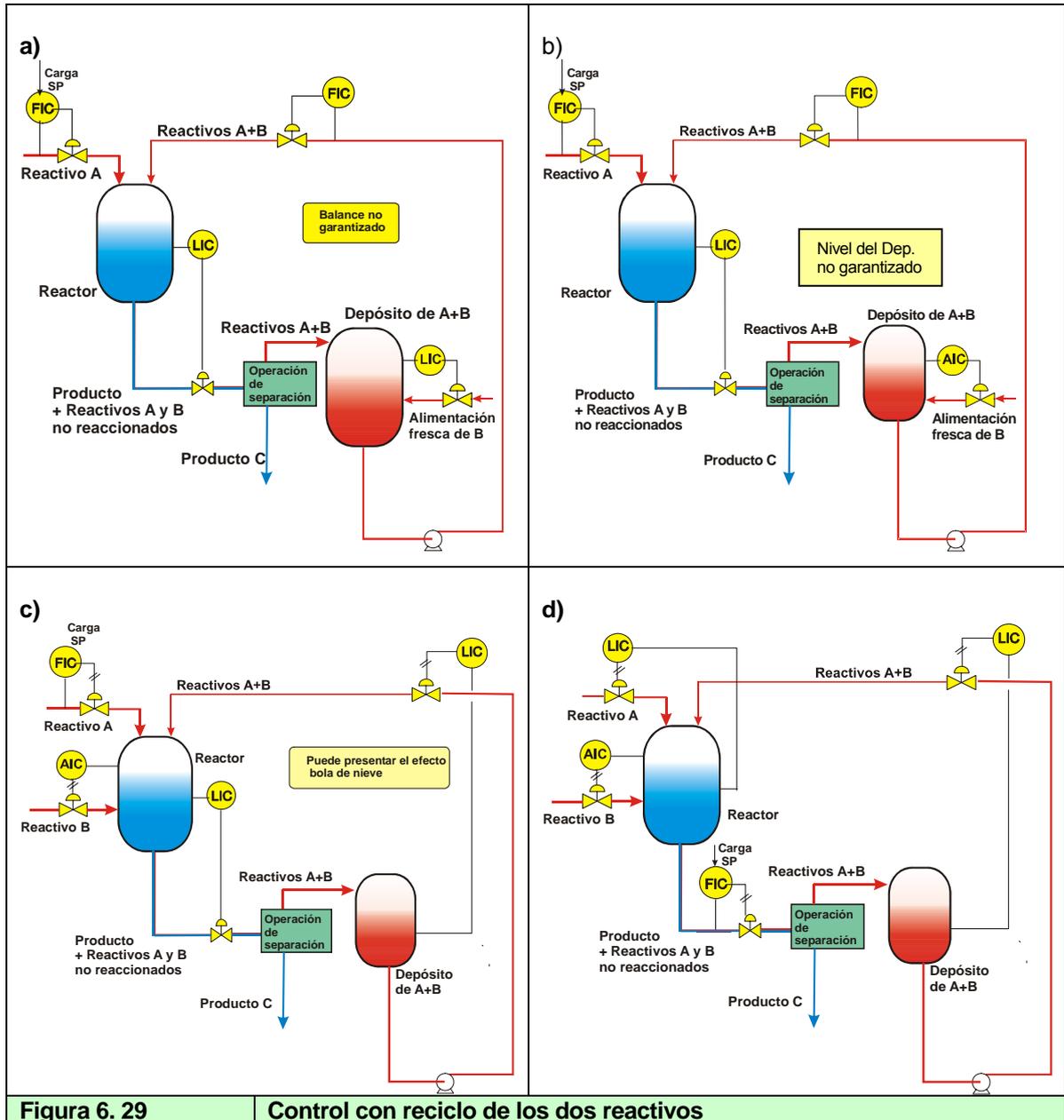


Figura 6. 29 Control con reciclo de los dos reactivos

Si se mantuviese en este caso la estrategia aplicada en el caso de reciclo de un solo reactivo, es decir la indicada en la Figura 6. 29 a, resultaría imposible asegurar el mantenimiento del balance de los reactivos, ya que, como se acaba de comentar, las concentraciones de A y B pueden ser variables en el reciclo y además éste puede contener ciertas cantidades (mayores o menores) de producto C, por lo que la alimentación de B por inventario puede ser inferior o superior a su consumo real. Es necesario pues establecer el control en función de algún análisis de composición en el circuito, bien en el tanque de reciclo, como en la Figura 6. 29 b, bien en el propio reactor como en la Figura 6. 29 c y d. En esta última disposición debe considerarse que la estrategia

mostrada como c) es susceptible de provocar el fenómeno de bola de nieve al estar el reciclo en LIC y por tanto no debiera utilizarse. En su lugar la estrategia d), simplemente estableciendo la carga de trabajo como consigna del caudal de salida de producto, en lugar de entrada de reactivo, consigue evitar dicho fenómeno al quedar el caudal de reciclo constreñido por el caudal fijado como salida del reactor. Por lo demás el control de carga efectuado en esta forma es en todo equivalente al anterior en el que se fijaba la entrada de alimentación.

Todos los esquemas anteriores presuponen que el reactor es capaz de atender la demanda de producción efectuada por la estrategia de control, es decir, que si aumenta la cantidad de reactivos introducidos por unidad de tiempo, aumenta la capacidad de producción. Esto, en general, será en realidad cierto sólo en un cierto entorno de la capacidad nominal, ya que asume que el tiempo de residencia y la cinética de la reacción permiten las variaciones de carga demandadas. En ocasiones la calidad y cantidad de producto generado deberá establecerse considerando simultáneamente con los caudales de reactivos otras condiciones de operación como temperatura, cantidad de catalizador, relación de reactivos, etc. Estas consideraciones darán lugar a estrategias más complejas que las mostradas en los ejemplos anteriores.

6.4. Control de reactores de flujo pistón

6.4.1. Control de temperatura

La problemática de las reacciones exotérmicas y el riesgo de disparo se presentan en los reactores tubulares de forma similar a la expuesta para los de mezcla perfecta aunque incluso con una mayor sensibilidad. Las ecuaciones que definen el comportamiento del reactor se ven afectadas sobre todo por el hecho de que la conversión varía a lo largo del mismo, en lugar de mantenerse constante como ocurría en los de mezcla perfecta. En consecuencia la velocidad de reacción no es constante sino que debe expresarse en forma diferencial; igualmente que en caso anteriormente estudiado, para una reacción de 1er orden o asimilable se tendrá:

$$r = dx / dt = -k \cdot x$$

Integrando entre un tiempo $t = 0$ y $t = \theta_R$, tiempo de residencia que será $\theta_R = V / F$, y entre x_F , concentración de reactivo en la alimentación y x_0 , concentración de reactivo a la salida, se tendrá,

$$dx / x = -k \cdot dt$$

$$\int_{x_F}^{x_0} dx/x = \ln x_0 - \ln x_F = \ln (x_0/x_F)$$

$$\int_0^{\theta_R} k \cdot dt = k \cdot \theta_R = k \cdot V / F$$

y por tanto

$$\ln (x_0/x_F) = -k \cdot V / F \rightarrow x_0 / x_F = e^{(-k \cdot V / F)} \rightarrow x_0 = x_F \cdot e^{(-k \cdot V / F)}$$

$$\alpha = 1 - x_0/x_F = 1 - e^{(-k \cdot V / F)}$$

Al igual que en el caso de los reactores de mezcla perfecta, se puede determinar mediante la [Ecuación 6. 1] y la expresión anterior obtenida para ∇ , la variación del calor generado con la temperatura. A igualdad de tiempo de residencia y de volumen de reactor, el calor generado será mayor en el reactor de flujo pistón ya que el grado de conversión resulta ser también mayor al ir disminuyendo la concentración de reactivo a lo largo del reactor. Esta influencia hace que la curva Carga térmica – temperatura tenga una mayor pendiente que en el reactor de mezcla perfecta, pero mantiene todos los criterios conceptuales descritos en éstos.

Los reactores PFR presentan una peculiaridad respecto a los de tanque agitado de especial importancia desde un punto de vista de control: La reacción evoluciona desde el punto de entrada a lo largo del reactor y por tanto el calor de reacción se va generando a lo largo del recorrido. Ello hace que la temperatura no sea homogénea y que exista incertidumbre respecto al punto en el que se presenta la mayor temperatura, que puede variar con el tiempo debido a diversas causas, entre las que puede destacarse la degradación paulatina del catalizador. Ese punto de máxima temperatura es además el crítico a la hora de evitar el potencial disparo de la reacción ya comentado en los reactores de tanque agitado y cuya problemática es idéntica en los reactores continuos. También es fundamental a la hora de evitar degradaciones o descomposiciones del producto y, en general, reacciones secundarias. El control de la temperatura máxima, sea cual sea el punto en que se produzca es por tanto muy importante desde un punto de vista de proceso por lo que debe buscarse la forma de llevarlo a cabo.

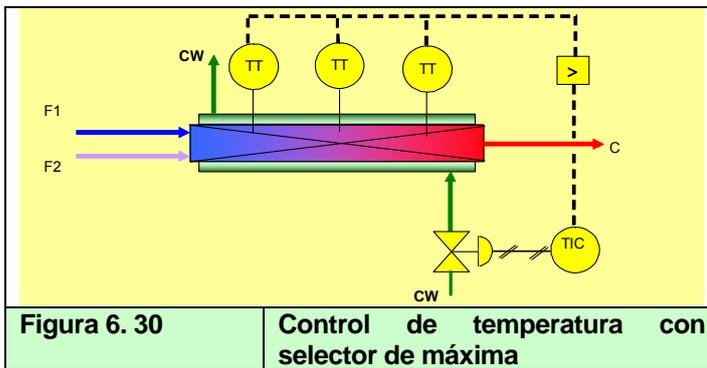


Figura 6. 30

Control de temperatura con selector de máxima

La forma más habitual es mediante la utilización de un módulo de selección de máxima como en el esquema de la Figura 6. 30. La manipulación de la válvula del refrigerante debe entenderse como representación genérica de cualquier estrategia de manipulación de la carga térmica eliminada, que puede presentar diversas estrategias como ya se ha comentado en el

apartado relativo a los reactores de mezcla perfecta.

CONTROL CON SELECTORES

La PV que interviene en un lazo de control puede seleccionarse entre varias señales medidas por sus correspondientes sensores. El módulo de selección actúa como en una subasta (el término en inglés es "auctioneering" es decir subastado en castellano) escogiendo la mayor o la menor de las señales que le llegan y transmitiendo ese valor al controlador.

Otra forma de control con selectores es la que elige entre el máximo o mínimo de las OP's generadas por dos o más controladores, siendo la señal seleccionada la que se envía hacia la válvula de control, que es única.

Otra particularidad de los reactores tubulares es la posibilidad de presentar lo que se denomina **respuesta inversa** frente a una perturbación en la temperatura de la alimentación. Este fenómeno puede darse dada la dinámica del flujo pistón, cuando, por ejemplo, entre la alimentación más fría. Entonces el grado de reacción en el tramo inicial del reactor se reducirá llegando pues con una concentración de reactivo más alta a las zonas medias del mismo donde, al no estar el reactor todavía enfriado por la perturbación y encontrarse con un flujo más rico en reactivo, se dará una mayor velocidad de reacción que redundará en un aumento de temperatura en esa zona. El sistema de control mostrado en la Figura 6. 30 reaccionaría entonces aumentando la refrigeración, es decir, al contrario de lo requerido por la perturbación. Una solución a este problema puede encontrarse en el establecimiento de control en adelante, que se verá en el capítulo dedicado a control avanzado, mediante el control de la temperatura de entrada cuando sea posible o por algún mecanismo más complejo que dependerá del estudio de las condiciones específicas que provocan la respuesta inversa en cada caso.

6.5. Control de reactores por cargas y semicontinuos

En un reactor por cargas la concentración del reactivo va disminuyendo progresivamente desde el comienzo de la carga, en el que la concentración es la de la alimentación, x_F , hasta el valor final cuando se da por concluido el lote al cabo de un cierto tiempo t de reacción.

Asumiendo como en los casos anteriores que la reacción es de primer orden se tendrá

$$r = k \cdot x = - dx/dt \quad \rightarrow \quad dx/x = - k \cdot t$$

si la temperatura se mantiene constante a lo largo del ciclo, el valor de k permanecerá constante y podrá integrarse entre un tiempo $t = 0$ y t , y entre el valor inicial de concentración x_F y el final x , resultando

$$\ln (x/x_F) = - k \cdot t \quad \rightarrow \quad x = x_F \cdot e^{-k \cdot t}$$

La figura adjunta muestra la evolución de la concentración del reactor con el tiempo de acuerdo con la anterior expresión.

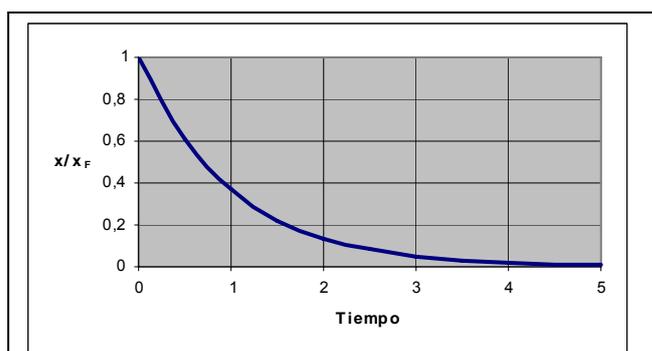


Figura 6.31

Variación de la concentración en un reactor discontinuo

Dependiendo de los criterios de diseño del proceso se habrá seleccionado un valor de concentración al que se quiere llegar al final del ciclo, pero ha de destacarse que la figura muestra la evolución en la hipótesis, como se ha comentado, de que la temperatura se mantiene constante. Si la temperatura subiese o bajase respecto a la inicialmente seleccionada, la curva se vería afectada. En la práctica el mantenimiento real de la temperatura en un valor constante dependerá de la capacidad de aporte o eliminación de

calor en las reacciones, respectivamente, endotérmicas o exotérmicas. Al seleccionar el tiempo de ciclo habrá de comprobarse que los dispositivos de aporte o eliminación de calor son suficientes para mantener la temperatura seleccionada, lo que puede ser especialmente complicado en las primeras fases de la reacción, cuando la concentración de reactivo es muy alta, y por tanto la velocidad de reacción. Cuando este mantenimiento resulta especialmente problemático, una solución habitual es trabajar en régimen semicontinuo.

6.5.1. Control de tiempo de ciclo

El control de los reactores discontinuos, como el de la mayoría de operaciones por cargas, se centra en la automatización de la secuencia de operación, que no va a tratarse en este texto. Cabe sin embargo destacar el control de uno de los objetivos habituales incluidos en aquella: la minimización del tiempo de ciclo (tiempo de ejecución de cada lote). La duración de este ciclo a menudo está condicionada por el tiempo de ejecución de la reacción, que a su vez suele depender de la capacidad de enfriamiento o calentamiento durante la misma, según se acaba de comentar. En reactores semicontinuos el procedimiento de minimización más elemental consiste en manipular la adición de reactivo/s para mantener la temperatura deseada con los caudales de refrigerante o fluido calefactor mantenidos constantes en su valor máximo. Este esquema, Figura

6. 32 a)., no es sin embargo aconsejable desde un punto de vista de control porque, como recuerda Shinsky en [Ref. 6. 6], acumula dos retrasos en serie en el lazo de temperatura: el retraso debido a la evolución de la concentración, y por tanto en la modificación de la velocidad de reacción, con la adición de reactivo debido a la inercia de la masa presente en el reactor, y el retraso debido al incremento de temperatura cuando la velocidad se incrementa, debido a la inercia térmica de la misma masa de reacción (y de la masa metálica del cuerpo del reactor y sus accesorios).

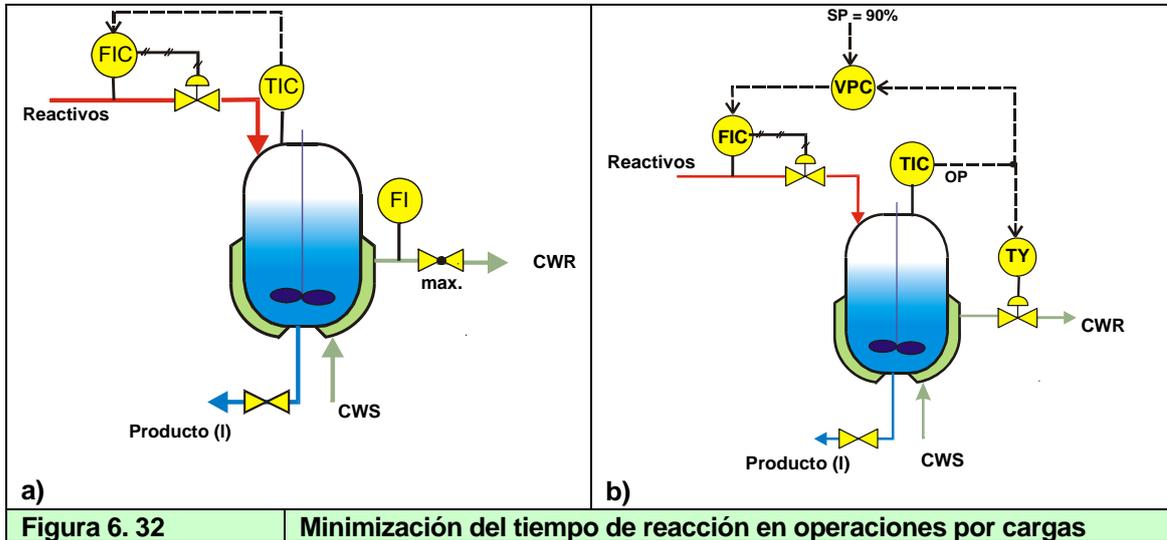
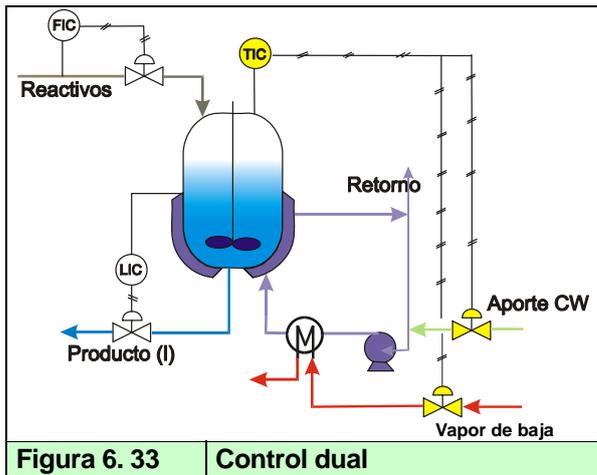


Figura 6. 32 Minimización del tiempo de reacción en operaciones por cargas

Como alternativa más recomendable al esquema anterior se puede incorporar un controlador de posición de válvula, como en la Figura 6. 32 b). Este controlador recibe como PV la OP del TIC del lazo principal y tiene como consigna un cierto porcentaje de apertura, 90 % por ejemplo, de forma que se mantiene el máximo caudal de entrada que es posible alimentar para mantener la temperatura deseada con una eliminación (o aporte) de calor muy cercano al máximo posible. El sistema de automatización deberá además incorporar los enclavamientos adecuados para evitar, por ejemplo, que la alimentación se inicie antes de alcanzarse la temperatura de la carga inicial adecuada, o que la alimentación cese al alcanzar la cantidad deseada por lote. El mismo esquema de la Figura 6. 32 b) podría aplicarse a reactores continuos en los que se desee maximizar la carga de trabajo.

6.5.2. Control con posibilidad de enfriamiento y calentamiento

En las operaciones por cargas con reacciones exotérmicas, frecuentemente, es necesario primero calentar el reactor hasta llegar a una cierta temperatura de cebado de la reacción, momento partir del que hay que comenzar a enfriar.



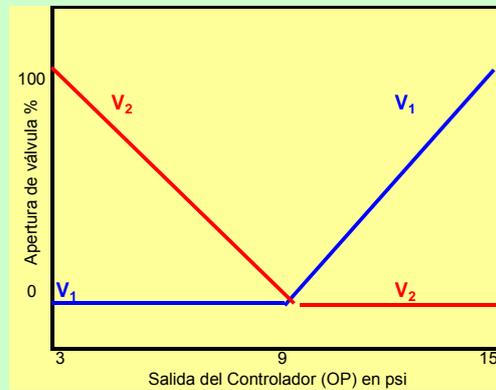
Para este funcionamiento puede adoptarse un control en rango partido como el mostrado en la Figura 6. 33.

Este fenómeno también puede darse en reacciones continuas durante la puesta en marcha, aunque en este caso es cuestionable si se requiere un sistema automático que efectúe el ciclo de temperatura como el mostrado requerido o es preferible efectuar el calentamiento inicial en manual. La decisión dependerá de lo frecuente que sean las operaciones de puesta en marcha.

Figura 6. 33 Control dual

CONTROL EN RANGO PARTIDO

Se trata de un lazo múltiple en el que existen dos válvulas (dos variables manipuladas) y un solo controlador. Cada una de las válvulas obedece a una fracción del rango total.. En el ejemplo la válvula de vapor funcionaría entre 3 y 9 psi y la de agua de refrigeración entre 9 y 15 psi. Fuera de los mencionados respectivos rangos de operación las válvulas permanecerían completamente cerradas.



6.6. Notación del capítulo

Sigla	Significado
α	Grado de conversión en 0/1
ΔH_R	Entalpía de reacción
ΔT_{lm}	Diferencia logarítmica media
θ_R	Tiempo de residencia
A	Área de intercambio
a	Factor de frecuencia de la ecuación de Arrhenius
C	Caudal de producto
c_e	Calor específico
E	Energía de activación
F	Caudal alimentación
h	Entalpía
h_o, h_i	Coefficiente de película exterior, interior
k	Constante de la velocidad de reacción
P	Presión
Q	Carga térmica
r	Velocidad de reacción
R	Constante universal de los gases
Re	Caudal de aporte de refrigerante
T	Temperatura
U	Coefficiente global de transferencia
x	Concentración
Subíndices	F: Alimentación R: Refrigerante 1,2: Corriente 1,2
Tabla 1	

6.7. Referencias

Ref. 6. 1 - Smith, C.L., "Consider process control a specialty within chemical engineering - Part 2," *Hydrocarbon Processing*, October 2002, p-75

Ref. 6. 2 - Smith, C.L., "Consider process control a specialty within chemical engineering - Part 3," *Hydrocarbon Processing*, December 2002, p-71

Ref. 6. 3 - Lipták, B.G., "Controlling and optimizing chemical reactors," *Chemical Engineering*, May 1986, p-69

Ref. 6. 4 - Shinskey, F.G., "Process Control Systems", 4th Ed., McGraw-Hill, New York, 1996, Chap.10

Ref. 6. 5 - Leggett, D., "Runaway reactions: Ignore the chemistry at your peril", *Chemical Engineering*, Aug 2000, p-78

Ref. 6. 6 - Shinskey, F. G., "Exothermic reactors: The stable, the unstable, the uncontrollable", *Chemical Engineering*, March 2004, p-54