

Reducción del riesgo en el diseño de plantas químicas

«Súbitamente recordó algo que uno de los diseñadores de la nave le había dicho con ocasión de haber estado discutiendo los sistemas de “Seguridad Total”: Podemos diseñar un sistema a prueba de accidentes y estupidez; pero no a prueba de malicia deliberada.»

2001, una odisea espacial, cap. XXVIII, Arthur C. Clarke.

Introducción

Es un lugar común el refrán: «Más vale prevenir que curar», y como ya se ha indicado en este libro, la mejor manera de evitar accidentes de cualquier tipo es eliminar la posibilidad de que tengan lugar. La reducción del riesgo debe comenzar desde la concepción de un nuevo proceso: a través del diseño de plantas intrínsecamente seguras y fácilmente controlables.

Kletz (1) propone seis pasos secuenciales para controlar los riesgos provenientes del manejo de materias peligrosas:

No usarlas (sustitución).

Usar menos cantidad (intensificación).

Usarlas en condiciones que las hagan menos peligrosas (atenuación).

Confinarlas (para que no pueda haber fugas).

Controlar las fugas (bloqueos de emergencia, facilitar la dispersión...).

Defenderse de las consecuencias de las fugas (protección contra incendios, brigadas contra incendios, edificios resistentes a las explosiones...).

La aplicación de estas reglas a lo largo de todas las etapas de un proyecto, desde la investigación y el desarrollo del producto y el proceso, hasta la ingeniería de detalle, pasando por la ingeniería del proceso puede ayudar a minimizar el riesgo que necesariamente, en mayor o menor grado, conlleva una planta química.

Investigación y desarrollo

Ésta es la primera etapa del desarrollo de cualquier proceso a escala industrial. Si desde su inicio se establecen los objetivos del trabajo de investigación, y entre ellos se incluye la seguridad intrínseca del proceso, se habrá avanzado un trecho considerable.

Frecuentemente, procesos que a nivel de laboratorio no son peligrosos por las pequeñas cantidades de producto que se manejan, por el tipo de materiales utilizados (vidrio, aceros especiales, cobre...) o por los procesos de separación usados, pueden ser mucho menos seguros a gran escala (grandes inventarios, efecto catalítico de algunos materiales, impurezas en las materias primas, fugas...). Todos estos aspectos deben ser cuidadosamente considerados en el cambio de escala, haciendo que la extrapolación implicada sea lo menor posible.

Existen numerosos casos de procesos mejorados en su seguridad mediante la investigación de vías alternativas, que trabajen en condiciones de reacción moderadas: presiones y/o temperaturas más bajas, eliminación de productos intermedios peligrosos, uso de catalizadores más selectivos, con menores tiempos de reacción (y, por tanto, menores inventarios en los reactores), etc.

En general deben considerarse en esta etapa, dentro del grado de concreción al que se pueda llegar, aspectos como los productos químicos a manejar, las reacciones que tienen lugar, las condiciones de trabajo, las operaciones básicas necesarias y la cantidad de productos involucrada (inventario).

Desarrollo del proyecto

Para el mejor desarrollo de cualquier proyecto es conveniente establecer fases claramente definidas, que aseguren que todos los datos y documentos necesarios para el diseño se van generando en su debido momento, y que sufren las revisiones establecidas para verificar su adaptación a los objetivos del proyecto.

En todas las fases existen oportunidades para reducir el riesgo, aunque los cambios a introducir son más efectivos y menos costosos en las etapas tempranas que más adelante, cuando exigen la repetición de trabajo ya realizado, la generación de nuevas revisiones de P&ID's, o cuando el equipo ya está comprado.

En cada etapa se deben aplicar las técnicas apropiadas, de entre las que se han descrito en los capítulos precedentes, para identificar y evaluar los riesgos y determinar las consecuencias. Según los resultados obtenidos se puede actuar para reducir el riesgo hasta un nivel admisible mediante cambios de proceso, diseño, control, distribución de los equipos o medidas de seguridad y protección.

Al final de cada una de las etapas que se tratan a continuación debe haber una revisión exhaustiva de todos los aspectos relacionados con la seguridad. En esta revisión o auditoría deben participar personas ajenas al equipo de proyecto, capaces de ofrecer una visión renovadora del mismo. Además debe haber personas conocedoras de la tecnología aplicada y expertos en seguridad. Una composición adecuada puede incluir al jefe de proyecto, el ingeniero de proceso/proyecto, un representante de fabricación, el jefe de seguridad, y un experto de proceso o seguridad de una planta similar.

Definición de bases

Estudio de alternativas

Previamente a la realización de cualquier proyecto hace falta establecer claramente tanto el producto deseado como la tecnología que se va a utilizar para su obtención. Lo normal es que un proyecto comience con la idea lanzada por un director de «¿cuánto costaría fabricar aquí ese producto X?» o «¿para cuándo podríamos tener en marcha una planta de Y?». Acto seguido, la persona delegada pone a trabajar intensamente al Departamento de Ingeniería de Procesos para conseguir una estimación de costes y una planificación preliminar del proyecto en el plazo más corto posible.

A menudo se presentan obstáculos importantes al desarrollo completo de esta fase. Algunos de los más importantes son:

- El deseo de un proceso probado y «seguro», el hacer las cosas «como siempre se han hecho», la amortización de un proceso ya desarrollado por una ingeniería.
- La necesidad de ofrecer el proyecto más barato para conseguir traerlo a la planta propia (en compañías grandes o grupos multinacionales).

- La urgencia por terminar con una primera fase que a menudo se considera tan sólo un trámite y poder comenzar con las siguientes fases.

En esta etapa suele carecerse de algunos datos importantes acerca del proceso a utilizar. Por ello a menudo se desprecia esta fase por su inconcreción, cuando en realidad es la más crítica en la optimización final de la planta. Es especialmente importante no dejar de considerar ninguna posibilidad aceptable. El uso, tradicionalmente extendido, del criterio de coste mínimo de la inversión es el mayor enemigo de esta etapa, y en general de todas. Aunque ya no se incluyen con frecuencia criterios de gasto energético, los gastos de mantenimiento, el impacto ambiental y la seguridad del proceso deben ser considerados ya en estas primeras etapas. La valoración de las distintas alternativas disponibles es imprescindible, pero puede resultar complicada, por lo que deben establecerse de antemano los aspectos críticos a considerar y las prioridades existentes entre ellos. Este punto es importante debido a que normalmente debe alcanzarse una solución de compromiso entre dos o más de ellos.

Algunos temas a tener en cuenta especialmente son:

- Seguridad del proceso: altas presiones, reacciones exotérmicas, máquinas rotativas a alta velocidad, inventario de productos peligrosos...
- Materias primas necesarias: toxicidad, inflamabilidad, capacidad de almacenamiento requerida...
- Almacenamiento de los productos intermedios y finales.
- Controlabilidad del proceso.
- Producción de efluentes líquidos, emisiones gaseosas y residuos sólidos.
- Relaciones con la comunidad.
- Espacio.

Ingeniería de proceso

Con el proceso ya elegido, se reduce bastante el abanico de posibilidades de mejora, apareciendo numerosas restricciones. Esta mayor concreción facilita, por otra parte, el estudio de alternativas tangibles en los puntos más débiles.

En general, en esta etapa se trata de diseñar el proceso utilizando equipos u operaciones básicas más seguras, condiciones de trabajo más suaves, compuestos más estables, equipos más pequeños y compactos y cualquier otro medio que nos ayude en nuestro objetivo final.

En todos estos campos existen dificultades a vencer, por ejemplo: la creencia en la necesidad de la existencia de inventarios altos para garantizar el buen control de los procesos. Ciertamente los grandes tanques pulmón amortiguan las fluctuaciones en las propiedades de las corrientes, pero a menudo se puede operar los procesos sin estos inventarios y el riesgo añadido que conllevan.

Algunas de las herramientas citadas en capítulos anteriores son de gran utilidad en esta etapa. Especialmente los análisis de riesgo y operabilidad (HAZOP) aplicados en las diferentes etapas del proyecto ayudan a detectar a tiempo los puntos débiles de un diseño.

Nos centraremos en las peculiaridades de algunos equipos y operaciones básicas, comenzando por un tema que afecta a todos ellos, el control de la planta.

Estrategia de control

Desde que se aborda el diseño de la planta debe tenerse en cuenta la manera en que se va a controlar. Las difíciles condiciones de puesta en marcha o la poca estabilidad del proceso pueden hacer que una planta, que en principio pudiera parecer más segura intrínsecamente, resulte más difícil de operar y, por tanto, más propensa a sufrir un accidente. En general puede minimizarse el riesgo a través de una estrategia de control adecuada, que considere las circunstancias previsibles.

Cada vez más, las plantas se regulan mediante complejos sistemas programables de control a base de ordenadores o autómatas. Estos sistemas facilitan enormemente el control de las plantas, pero introducen un grado de complejidad que los hace difícilmente accesibles a un profano. A menudo se atribuyen los fallos en la operación de la planta a errores «humanos», cuando realmente los son de diseño del sistema de control (29), como se discute en el capítulo 8. Muy a menudo los incidentes se producen por pequeños errores en el programa, normalmente en zonas que no se utilizan demasiado frecuentemente (y que además suelen ser las menos probadas). Es necesario que la persona que realiza la programa-

ción tenga un conocimiento suficiente del proceso, bien por sí mismo o por el apoyo de otro componente del equipo de proyecto.

Es por ello que el ingeniero de proceso ha de tener en cuenta en todo momento las posibilidades de control existentes. En el inicio del proyecto deben establecerse las líneas básicas de control, incluyendo los parámetros críticos y las variables sobre las que se actuará. Todas las condiciones que razonablemente pueden ocurrir en el funcionamiento de la planta, incluyendo puesta en marcha, parada de rutina y parada de emergencia tienen que ser consideradas.

Los elementos y sistemas de control deben seguir siempre el criterio de fallo-seguro (*fail-safe*), es decir, en caso de fallo de algún instrumento o falta de algún suministro deben quedar en la situación más segura. Es el caso típico de las válvulas de control, que en caso de fallo eléctrico o falta de aire comprimido pueden quedar cerradas o abiertas, según sea más conveniente.

El cruzamiento de señales (*interlocks*) se puede utilizar para evitar que se lleven a cabo operaciones incorrectas. Impide que se realice una operación si no se da una determinada condición, o activa una acción determinada si se da otra. Se usa frecuentemente en puestas en marcha y paradas, instalaciones de carga con abundante valvulería y, en general, siempre que haya una secuencia establecida de puesta en marcha, parada u operación.

También tienen que considerarse los posibles fallos en instrumentos, ya sea debido a desgaste normal o a errores de instalación, fallos de mantenimiento, malas condiciones ambientales, etc. Igualmente, en el funcionamiento normal o de emergencia de los equipos, debe estudiarse desde el principio qué instrumentos deben considerarse como críticos y cuáles deben ser duplicados o triplicados para una total fiabilidad.

A menudo las alarmas pueden convertirse en un arma de doble filo. Es necesario que el sistema de control avise al operario cuando hay un fallo, o se requiere su decisión. Pero si hay demasiadas a la vez, o son repetitivas, pueden llegar a ser ignoradas por el operario, con el consiguiente riesgo.

Los riesgos con consecuencias potencialmente más graves pueden prevenirse mediante sistemas automáticos de actuación en caso de emergencia (*Trips*). Estos sistemas deben ser especialmente fiables, por lo que deben someterse a un programa especial de mantenimiento. Su finalidad es detener el proceso antes de que se pierda el control. Pueden afectar a unidades individuales o a la planta completa.

Ejemplo 7.1:

Una columna de destilación tiene el calderín calentado por vapor, mientras que el condensador está enfriado por agua proveniente de una torre de refrigeración. En caso de producirse un fallo en el suministro de agua, la presión subiría hasta la de apertura de la válvula de seguridad al no poder condensarse el destilado, produciendo una emisión de vapores. Si se instala un sistema de control que, antes de llegar a la presión de consigna, cierre la válvula de vapor al calderín, se evitará o al menos se reducirá el problema.

Ejemplo 7.2:

En un tanque de almacenamiento puede producirse una reacción exotérmica, lo que daría origen a la apertura de la válvula de seguridad y al consiguiente venteo. Se controla la temperatura del tanque mediante refrigeración con agua a través de una camisa. Podría instalarse además un sistema que, al subir la temperatura o la presión por encima de un valor determinado, abriera una válvula en el fondo del tanque, dirigiendo el contenido a una zona alejada controlada. Otra posibilidad es la adición de un compuesto inerte que detenga la reacción o enfríe el medio lo suficiente (quenching).

Los códigos de diseño no permiten la sustitución de los dispositivos de alivio de emergencia reglamentarios por sistemas de control. En todo caso se puede reducir su tamaño, al eliminar un escenario grave por poder considerarse improbable. El criterio del ingeniero de proceso es el que debe marcar cuándo un riesgo es lo suficientemente probable, según las normas que se describen más adelante.

Bombas

En cualquier planta química, por pequeña que sea, hay decenas cuando no centenares de bombas. La incorrecta selección del tipo de bomba

adecuado para un fluido inflamable o tóxico es una causa segura de fugas, por tratarse de un equipo rotativo.

El punto más crítico de una bomba es el cierre. Existen varios tipos de bombas según el cierre que usen (24):

- Bombas con cierre mecánico simple.
- Bombas con cierre mecánico doble: en tándem o en serie.
- Bombas sin cierre o «enlatadas»: encierran el motor y la bomba en una misma carcasa, de modo que no es necesario un cierre alrededor del eje. El motor está sumergido en el fluido bombeado.
- Bombas con acoplamiento magnético. Como su nombre indica, sustituyen el eje por un acoplamiento magnético entre el motor y el rodete, eliminando la necesidad del cierre. El motor no está en contacto con el fluido bombeado.

Cada día más, se tiende a usar bombas sin cierre o de acoplamiento magnético para fluidos peligrosos, ya que su mayor coste inicial es compensado con creces en su vida útil por su menor mantenimiento y su seguridad. Los cierres simples no permiten la detección de la fuga, mientras que con los dobles se detecta por un aumento en el nivel del líquido lubricante.

En determinadas condiciones el aporte de calor de una bomba puede ser suficiente para iniciar una reacción no deseada, por lo que es importante prestar atención a los casos en que puede quedar bloqueada la línea de descarga con la bomba en funcionamiento o a muy bajo caudal.

Ejemplo 7.3:

Una bomba centrífuga manejaba un fluido que a 100° C se descompone exotérmicamente. Para evitar que la bomba se dañara por cierre de una válvula corriente abajo, se instaló en la descarga una válvula de seguridad que, en caso de haber una sobrepresión, devolvía el fluido a la aspiración de la bomba. En esa circunstancia la bomba estuvo recirculando —y calentando— el mismo fluido hasta que se produjo una explosión.

Nunca se debe permitir que una válvula de seguridad se utilice como elemento de control: es un equipo de emergencia. Si se deseaba

Ejemplo 7.3 (continuación):

mantener la bomba en marcha sin avanzar fluido se debería haber previsto la necesidad de refrigeración y hacerlo mediante un juego de válvulas al efecto.

Motores y equipos eléctricos

Los equipos eléctricos son fuentes potenciales de ignición de mezclas explosivas. Según el riesgo de incendio o explosión existente en el lugar donde van a instalarse debe utilizarse un grado de protección adecuado. La clasificación de motores y equipos eléctricos según su grado de seguridad está definida en Normas Europeas (EN) basadas en recomendaciones de la Comisión Electrotécnica Internacional (CEI), que regulan las características que debe cumplir cada categoría. En España, los equipos instalados en zonas de determinado riesgo deben estar respaldados por un certificado de conformidad (52) con la norma UNE correspondiente (equivalente a la EN). El coste de los equipos eléctricos crece rápidamente conforme su grado de seguridad aumenta.

Se distinguen tres clases de zonas eléctricas según los productos que puedan estar presentes en ellas:

- Clase I: Líquidos inflamables (*flash point* menor que 37,8° C). Líquidos combustibles por encima de su *flash point*. Gases inflamables.
- Clase II: Polvos combustibles o explosivos.
- Clase III: Fibras.

Dentro de la clase I se distinguen dos o tres tipos de zonas eléctricas, según la norma que se considere. Según la CEI existen tres zonas, y así se define en algunas normas europeas (UNE 20.322-86, VDE 0165), mientras que otras, incluyendo las estadounidenses (API RP 500A y NFPA 70/497 A), no contemplan la zona 0. Estas zonas son:

- Zona 0: Zonas donde hay atmósfera explosiva siempre o por largos períodos. Los requisitos de seguridad para en estas zonas son máximos. Se requiere el uso de equipos intrínsecamente seguros (Ex)i, que no pueden producir ignición, al ser la energía de cualquier chispa que pudieran producir inferior a la energía mínima de ignición de cualquier mezcla inflamable presente en la zona.

— Zona 1: Zonas donde puede haber atmósfera explosiva frecuentemente u ocasionalmente. Se suelen usar equipos de envolvente anti-deflagrante (Ex)d, que están provistos de una carcasa que impide la propagación de una deflagración, o del tipo (Ex)e, de seguridad aumentada (*increased safety*, con sistemas que reducen la probabilidad de formación de arcos o chispas en condiciones anormales).

— Zona 2: Zonas donde raramente hay atmósfera explosiva, y cuando la hay, es por un corto período de tiempo. Se permiten los mismos tipos anteriores.

Existen otros tipos de equipos eléctricos: los presurizados internamente con gas, (Ex)f; los de inmersión en aceite, (Ex)o ... En general, los requisitos de un equipo de la misma categoría para ser instalado en áreas diferentes son distintos y dependen también de los productos presentes. Para una correcta selección es necesario especificar, además del tipo de equipo eléctrico, la zona donde va a estar instalado y el tipo de gases o vapores a los que va a estar expuesto. En la Instrucción Técnica Complementaria MIE BT 026 (52) se detallan las normas a seguir para la especificación de equipos eléctricos instalados en locales con riesgo de incendio o explosión.

Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor (IC) están entre los equipos más abundantes en una planta química. El uso del tipo más adecuado y la correcta asignación de los fluidos es de vital importancia, buscando el compromiso óptimo entre coste, pérdida de carga e inventario.

Entre los tipos más comunes, los de placas y los de carcasa y tubos, los primeros suelen tener un volumen menor para el mismo área de intercambio, permiten el uso de materiales más resistentes a la corrosión por la menor cantidad de éstos necesaria para su construcción y son más sencillos de limpiar. En su contra está la necesidad de encontrar un material adecuado para las juntas y las bajas presiones de trabajo permisibles (hasta unos 30 bares).

A menudo se diseñan ICs para varias funciones, eligiéndose el diseño final en función de la capacidad para trabajar en las circunstancias más desfavorables. Son casos que abundan especialmente en plantas discontinuas, donde se calienta y se enfría con el mismo equipo, o se trabaja

a diferentes temperaturas según el tipo de proceso a llevar a cabo. Es necesario en estos casos realizar una simulación del comportamiento del diseño final en todos los supuestos, así como considerar los efectos del cambio de proceso y/o fluido para evitar situaciones peligrosas.

Cada vez más, se diseñan intrincados sistemas de intercambio de calor para mejorar la eficiencia energética de las plantas. Los métodos utilizados para su diseño, Pinch o similares, parten siempre de situaciones de estado estacionario. En todos los casos, y más aún cuanto más complejo sea el sistema, es imprescindible tener en cuenta las situaciones de puesta en marcha o parada de una unidad durante el diseño.

Ejemplo 7.4:

Una reacción exotérmica se lleva a cabo en un reactor de lecho fijo. Para eliminar el calor generado, los productos se enfrían en un IC con la alimentación, precalentándola así hasta la temperatura necesaria para iniciar la reacción. A no ser que la velocidad de reacción sea apreciable ya a la temperatura de la alimentación fría, hará falta proveer medios alternativos de calentamiento durante la puesta en marcha, y diseñar el sistema para ambas condiciones, no sólo para la más desfavorable térmicamente. Por otro lado, si la velocidad de reacción es importante a temperaturas bajas, será necesario tener en cuenta la reacción que ocurra dentro del IC.

Está muy extendido el uso de factores de ensuciamiento o «de seguridad». Es muy común que las plantas puedan incrementar su capacidad hasta un 50 por 100 o más simplemente cambiando equipos críticos, como torres de destilación, grandes compresores, reactores... Esto es debido a que los elementos menos caros suelen diseñarse mucho más grandes de lo que sería necesario. Los ICs suelen estar entre esos elementos. El abuso de estos factores puede ser muy negativo para la seguridad en la operación posterior de los ICs, llevando a:

- Velocidades inadecuadas de los fluidos, que si son demasiado bajas llevan a un ensuciamiento mayor del normal.
- Ensuciamiento acelerado, por bajas velocidades o altas temperaturas de pared del tubo.

- Temperaturas de tubo distintas de las esperadas, favoreciendo el ensuciamiento, la formación de puntos calientes, o la creación de zonas frías de alta viscosidad y que se convierten en zonas muertas.

Uno de los puntos más débiles de los intercambiadores de carcasa y tubos son las juntas de expansión. Cuando existe una diferencia de temperatura importante entre la carcasa y los tubos, la dilatación crea tensiones que, si no se introdujeran elementos de flexión en la carcasa, podrían dañar muy severamente el intercambiador, produciendo deformaciones de los tubos, fugas en las uniones de los tubos con la placa tubular o incluso roturas. Desde la etapa de diseño puede evitarse el uso de juntas de expansión en numerosos casos:

- Cambiando la disposición de los fluidos, de manera que tanto la carcasa como los tubos estén a una temperatura similar. Es muy importante realizar el cálculo de las temperaturas de un modo riguroso.
- Usando cabezales flotantes o tubos «en U» en vez de placas tubulares fijas. De esta manera se elimina el problema, al dejarse libertad para dilatarse a uno de los extremos del haz tubular.
- Considerando el cambio de materiales, en caso de que el de los tubos se dilate mucho más que el de la carcasa, por otros que compensen sus respectivas dilataciones.

Cuando uno de los fluidos sea especialmente peligroso, tóxico o ambos sean incompatibles, existe la posibilidad de usar la doble placa tubular, con lo que cualquier fuga en la inserción de los tubos en la placa sería detectada inmediatamente y los dos fluidos no entrarían en contacto (ver figura 7.1).

Una de las causas más frecuentes de la rotura de los tubos de un IC es la vibración. Un diseño adecuado puede evitar en la mayoría de los casos que exista este tipo de problemas. Los estándares de TEMA (3) proporcionan las normas a seguir para la detección de los posibles problemas de vibración en la etapa de diseño.

Normalmente el fluido a mayor presión se coloca en el lado tubos. Cuando se produce una rotura de uno de éstos, se produce una presurización de la carcasa. A veces, al despresurizarse el fluido del lado tubos, también puede producirse una ebullición repentina. Esta posibilidad debe tenerse en cuenta aumentando la presión del diseño de la carcasa o en el diseño de la válvula de seguridad correspondiente.

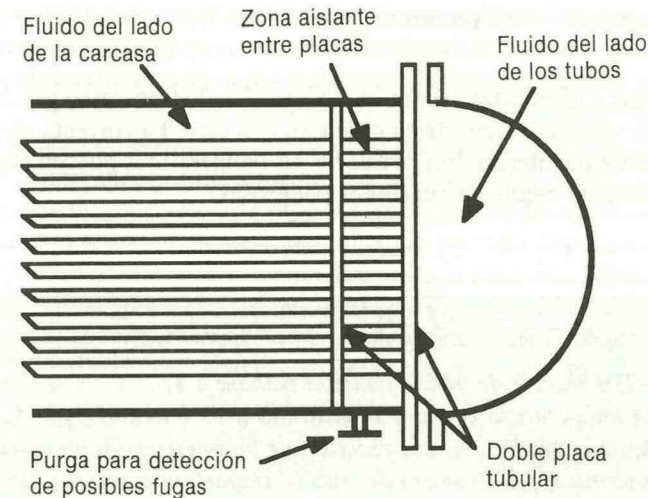


Figura 7.1. Detalle de un cabezal de un intercambiador de calor de carcasa y tubos con doble placa tubular.

En caso de fluidos incompatibles (por razones de contaminación, reacción química, toxicidad) es recomendable la consideración de la posibilidad de usar un circuito cerrado intermedio con un fluido de intercambio adecuado compatible con ambos. El control de la composición del fluido intermedio permite la detección de las fugas antes de que haya contaminación de los fluidos. Trabajando a mayor presión en el lado del proceso, se evita que éste se contamine con el fluido de servicio.

Los ICs de carcasa y tubos se consideran recipientes a presión, por lo que es obligatorio legalmente (2) que tengan válvula de seguridad en sus dos lados (del diseño de estas válvulas hablaremos en un apartado posterior en detalle). En el caso de los ICs de placas no es necesario legalmente instalar válvulas de seguridad. Esto no significa que no deben existir, para proteger su integridad y por razones de seguridad, aspecto además recogido en la normativa existente. No están regulados normativamente porque los códigos más importantes no los consideran recipientes a presión, por tratarse de una sucesión de placas y juntas mantenidas unidas por la presión de un bastidor.

Fluidos térmicos y refrigerantes

Aunque suelen estar separados físicamente del proceso, pueden en ciertas circunstancias entrar en contacto con éste. La correcta elección de los fluidos de intercambio de calor y sus temperaturas pueden eliminar completamente algunas situaciones peligrosas.

Ejemplo 7.5:

Un reactor de polimerización trabaja a 120° C, y se obtiene esta temperatura con vapor saturado a 13 bares. A 150° C comienza a producirse una reacción de polimerización no deseada, exotérmica, por lo que es de especial importancia permanecer por debajo de dicha temperatura.

El uso de vapor saturado a 13 bares (190° C) para calentar el reactor podría sobrecalentar la mezcla reaccionante por encima de la temperatura de inicio de la reacción no deseada, por lo que sería más seguro reducir la presión del vapor, de modo que nunca se pudiera superar la temperatura considerada como segura.

Se piensa (1) que algo parecido pudo ocurrir en el accidente de Seveso en 1976 (ver apéndice). La temperatura de comienzo de la reacción exotérmica no deseada de la mezcla reaccionante era unos 190° C. La reacción se llevaba a cabo en un reactor agitado encamisado, calentando con vapor a 190° C y a presión atmosférica para que la temperatura de ebullición del líquido fuera de 160° C y no se pudiera llegar, por tanto, al comienzo de la reacción peligrosa. Probablemente cuando se detuvo la agitación y se dejó el reactor sin refrigeración durante un fin de semana entero hubo puntos (especialmente aquellos más cercanos a la superficie del líquido donde el metal de la pared estaba más caliente por estar en contacto con vapor, que tiene una conductividad térmica menor que la del líquido) donde la temperatura excedió los valores permisibles y se produjo una reacción fuera de control. Los mecanismos de seguridad previstos funcionaron, descargando una nube de vapores de unas dos toneladas, que contenía del orden de 1 kg de dioxina, la cual dio origen a las consecuencias de todos conocidas.

Siempre que sea posible debería evitarse el uso de aceites o hidrocarburos inflamables como fluidos térmicos. A menudo pueden ser sustituidos satisfactoriamente por otro tipo de compuestos no inflamables o incluso vapor o agua caliente. Esta última solución suele ser la más sencilla y barata. Hay que tener en cuenta que los aceites térmicos usados como medio calefactor suelen necesitar una caldera especial, aparte de la de generación de vapor normalmente existente en todas las plantas, con el consiguiente riesgo añadido por una duplicidad que, a veces, puede ser innecesaria. En muchos casos la posibilidad de aumentar el rendimiento global de la producción de vapor con la instalación de una planta de cogeneración puede ser económicamente beneficioso.

El etileno o el propileno que se usan en algunos sistemas de refrigeración se pueden sustituir por amoníaco y otros compuestos de la familia de los freones. De esta forma se reduce el inventario de productos inflamables considerablemente, aunque sigan siendo necesarias medidas de protección ambiental.

Destilación

Las columnas de destilación contienen grandes cantidades de líquidos en ebullición, lo que puede suponer un peligro importante si son inflamables o inestables. En una columna, el líquido se acumula en tres zonas: el condensador y tanque de reflujo, el fondo de la columna y los platos o relleno.

En cuanto a la torre propiamente dicha, según el tipo de relleno o platos que tenga, puede haber diferencias significativas de retención de líquido. Kletz (1) da valores de 40-100 mm por etapa para platos, 30-60 mm para rellenos normales y menos de 20 mm para platos de película. Es necesario tomar en consideración este factor a la hora de seleccionar el relleno para una torre, además de la eficacia y la pérdida de carga. En general, cuanto menor sea la retención de líquido por etapa, menor será el inventario, aunque también influye el diámetro de la columna.

El tanque de reflujo y el condensador pueden a veces integrarse en un solo equipo, con la bomba de reflujo conectada directamente al nivel del condensador. Esta alternativa pasa por la eliminación del «tradicional» tanque de reflujo. Aunque éste tiene su razón de ser, actuar como pulmón en la aspiración de bomba de reflujo evitando fluctuaciones, existen medios para asegurar el buen funcionamiento

mediante un correcto diseño del condensador, proveyendo suficiente nivel de líquido en el lado carcasa y pasando el refrigerante por dentro de los tubos. También puede reducirse su tamaño sin llegar a eliminarlo. Otra alternativa más es usar deflegmadores (ICs internos en la torre de destilación que además son etapas adicionales de equilibrio).

La integración del calderín en el fondo de la columna o la reducción del diámetro (y, por tanto, la capacidad) del fondo de la torre ayudan a reducir el inventario de producto de fondo. Pueden utilizarse ICs tipo bayoneta, insertados lateralmente en el fondo de la torre, o incluso termosifones, aunque éstos siguen manteniendo un inventario importante. Asimismo, la reducción del diámetro del fondo no afecta apenas al diseño mecánico de la columna, y mantiene la misma carga de aspiración de la bomba de producto con una cantidad de producto mucho menor.

Poco a poco van desarrollándose a escala industrial procesos alternativos a la destilación y que operan en condiciones menos peligrosas, como la adsorción y los procesos de membrana. De todos modos sus aplicaciones son todavía escasas, y no parece estar próximo el día en que, por ejemplo, las grandes plantas de etileno sustituyan en sus zonas de separación la destilación por otras operaciones básicas. Entretanto será necesario aumentar el nivel de seguridad en el diseño de columnas de destilación o incluso utilizar destilación no convencional [como, por ejemplo, la destilación en campo centrífugo (1)].

Almacenamiento

Debe prestarse siempre especial importancia a la posibilidad de eliminar o disminuir el almacenamiento de los productos peligrosos. Las razones que suelen esgrimirse a favor de la necesidad de grandes cantidades de producto (tanto final como intermedio o materia prima) almacenado, en proceso o en reserva son de flexibilidad de la producción, de facilidad de control o estratégicas. Además del menor riesgo, las razones financieras y de gestión de producción (sistemas *Just in time*) justifican, incluso económicamente, la reducción de inventarios. Se ha demostrado que la pérdida de flexibilidad es mínima y que lo realmente necesario suele ser un cambio en la manera de trabajar.

Normalmente hace falta una determinada capacidad de almacenamiento. A partir de aquí la manera de minimizar el riesgo consiste en

escoger las condiciones de almacenamiento más favorables, tanto en cuanto a la materia almacenada como a la instalación:

- Almacenamiento de otro compuesto químico menos reactivo que pueda ser fácilmente convertido en el agente activo deseado, para evitar riesgos de reacción química incontrolada. Almacenamiento de pastas en vez de sólidos pulverulentos para evitar el riesgo de explosión de polvo. Almacenamiento en otra concentración o con otro disolvente.
- La presión, temperatura, inertización, aislamiento del exterior, tipo de tanque, y otros elementos del diseño pueden seleccionarse de modo que el riesgo final sea mínimo.
- Los sistemas de contención pueden impedir la extensión de las consecuencias a otras zonas de la planta.

La normativa española sobre almacenamiento de productos químicos se encuentra recopilada en el «Reglamento sobre almacenamiento de productos químicos e instrucciones técnicas complementarias» (53), donde se incluyen además los criterios mínimos de diseño para algunos productos especialmente peligrosos.

Reacción

Constituye el centro de la mayoría de los procesos químicos. Todos los aspectos de los que hemos hablado hasta ahora son aplicables al diseño de los reactores. Además hay aspectos exclusivos de éstos, como son la estabilidad, la cinética y la generación de calor. Debido a la extrema complejidad de la elección del reactor más adecuado y a la gran variedad de factores a considerar en cada caso, no vamos a entrar en una descripción de las características de cada tipo de reactor. Existen numerosos textos de Ingeniería Química que tratan el tema en profundidad (18), (19), (20).

En algunos casos se consigue suavizar la elevada reactividad de un compuesto gracias al uso de disolventes en grandes cantidades. Cuando estos disolventes son inflamables, el riesgo de incendio es mayor en esta opción, por lo que conviene determinar qué es preferible.

Los reactores en fase gas trabajan normalmente con menores inventarios que los de fase líquida y los continuos que los reactores por cargas (en *batch*).

Muy a menudo los diferentes criterios contraponen sus respectivas soluciones. Éste es el caso típico de una reacción exotérmica que presenta una descomposición tipo *runaway* por encima de 180° C. La operación muy por debajo de esta temperatura (120° C) exige que el reactor de mezcla perfecta utilizado tenga un volumen mayor para mantener la conversión deseada, con el consiguiente aumento del riesgo, mientras que trabajando a 160° C habría un inventario menor, aunque el riesgo de perder el control aumentaría. En casi todos los casos acerca de seguridad de los reactores, la estrategia de control juega un importante papel, permitiendo mantener los parámetros de la reacción dentro de la zona segura.

Se han producido numerosos accidentes graves debidos a pérdidas de control de reactores, normalmente en reacciones exotérmicas. En estos procesos la energía liberada por la reacción se invierte en aumentar la temperatura de la mezcla reaccionante, aumentando aún más la velocidad de reacción y con ella la temperatura de la mezcla, llegándose a un punto en el que puede producirse una explosión o una pérdida de contención del recipiente si no existen sistemas de emergencia adecuados.

Más adelante se tratarán en detalle las características de los sistemas reactivos y el diseño de sistemas de alivio de presión para casos de reacción química fuera de control.

Ingeniería de detalle

Es la etapa final del diseño de la planta. En ella los cálculos, especificaciones, diagramas y planos pasan del papel a la realidad. Saber realizar esta transformación de la manera más adecuada y segura es siempre un reto para el ingeniero de proyecto.

Esta labor la realizan los especialistas de cada sección: recipientes a presión, tuberías, instrumentación, equipos rotativos, electricidad, civil... Muchos de los procedimientos a seguir están recogidos en códigos o normas de diseño.

En este punto la coordinación cobra su máxima importancia. La calidad y puntualidad de la información que necesita cada equipo para trabajar es vital. En un momento dado, varias especialidades suelen estar trabajando a la vez sobre el mismo equipo. Si no hay un intercambio fluido de información, se pueden cometer errores, en apariencia pequeños, pero que pueden afectar a la seguridad de la planta en el futuro.

Pequeños detalles

Su pequeña entidad hace a veces pasar inadvertidos detalles de diseño o montaje que pueden ocasionar problemas en la operación, u ocasionar modificaciones posteriores, siempre más costosas. Normalmente son observaciones obvias, pero que, sin embargo, pueden pasar inadvertidas por el gran volumen de información que se maneja en un proyecto y por la facilidad con que se hacen las cosas sobre el papel. Un caso típico es la accesibilidad a los equipos que requieren mantenimiento, como instrumentación, válvulas de seguridad, bocas de hombre, etc.

A continuación se dan unos pocos ejemplos. En modo alguno es ésta una lista exhaustiva, que está fuera del alcance de un libro como éste.

— Un caso típico es el del tanque de la figura 7.2. Si no se hace un pequeño orificio en el punto más alto de la tubería de llenado del tanque grande, podría sifonarse el contenido de éste al pequeño cuando se pare la bomba.

— Los termopares no deben introducirse nunca directamente en el proceso si hay líquidos inflamables. Ha habido numerosos accidentes al desenroscarse el termopar para mantenimiento y producirse una fuga y el consiguiente incendio. El uso de una vaina soldada o embreada, dentro de la cual se inserta el termopar, reduce la probabilidad de estos incidentes.

— Debe reducirse al máximo el uso de conexiones roscadas, por su mayor propensión a las fugas y roturas. Igualmente debe reducirse el uso de tuberías de pequeño diámetro a ras de suelo (25 mm o menos) para fluidos peligrosos, debido a su fragilidad.

— A menudo se utilizan válvulas antirretorno para evitar que haya flujo en una determinada dirección. Si es imprescindible evitar esta circunstancia, no debe confiarse en estas válvulas, pues la probabilidad de que fuguen es elevada, y deben sustituirse por un sistema alternativo.

— Muchos equipos pueden montarse en dos posiciones: válvulas de control, válvulas antirretorno, medidores de caudal, etc. En caso de mal montaje, la mayoría de ellos pierden precisión o son inútiles.

— Debe preverse el aislamiento de los equipos de instrumentación para una calibración y ajuste seguros. Una manera es el sistema de bloqueo y purga que se muestra en la figura 7.2.

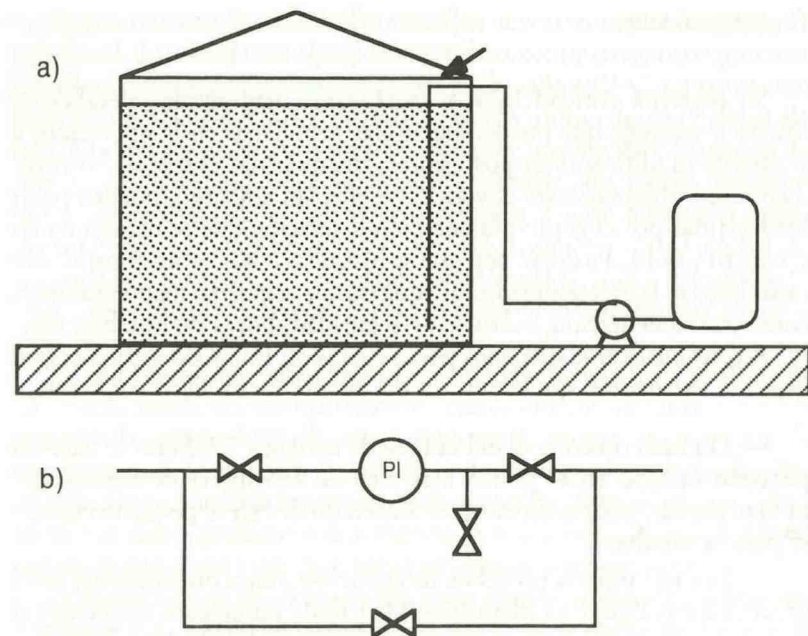


Figura 7.2. a) Orificio antisifón. b) Bloqueo y purga.

— Debe prescindirse siempre que sea posible de elementos de vidrio, como mirillas, niveles de tubo, rotámetros, etc., cuando se trabaja con fluidos peligrosos, ya que su fragilidad puede provocar fugas.

— La electricidad estática es una posible fuente de ignición de mezclas inflamables. Debe evitarse la caída libre de líquidos, mediante tuberías de llenado que entren bajo el nivel mínimo del líquido en los tanques o recipientes de proceso. Cuando sea necesario, debe conectarse el equipo a tierra, o incluso puede ser necesario instalar equipos de humidificación para aumentar la conductividad eléctrica del aire.

A menudo, al diseñar modificaciones sobre instalaciones ya existentes no se conocen todos los detalles de éstas y se cometen errores. La carencia de una buena documentación o la prisa son frecuentemente la causa de estos pequeños fallos.

Un caso típico es el del vertido de Sellafield (29). Probablemente por una modificación, se utilizaba en ocasiones una línea de 50 mm para retornar a la planta vertidos que no se podían enviar al mar, compartiendo un tramo de otra línea de 250 mm usada para verter residuos tolerados al mar. En el tramo de 250 mm se decantaron parte de los sólidos por la baja velocidad del fluido en esa zona y fueron más tarde arrastrados al mar. El informe oficial dictaminó «error humano».

Implantación

La implantación, es decir, la distribución de los equipos sobre el espacio disponible, es el resultado de la correcta interpretación de un gran número de variables. Es, por tanto, difícil definir unas reglas que lleven sistemáticamente a la distribución óptima de una planta. Desde el viento, pasando por el mantenimiento, accesos, vecindario, plantas o equipos ya existentes, almacenamiento, carga y descarga, oficinas, hasta la interrelación de las distintas unidades, todos los aspectos se unen a la seguridad global de la planta o complejo para determinar la mejor manera de distribuir las unidades de proceso. Mecklenburg (21) y Kern (35) han tratado el tema en profundidad.

El primer enemigo de una implantación segura es la falta de espacio. Hace falta una separación adecuada, tanto entre las unidades y oficinas, como entre la planta y el vecindario. Además hay que garantizar el acceso cómodo a todos los puntos donde sea necesario llegar, por mantenimiento, prevención de incendios o transporte. Las unidades de proceso deben tener acceso por, al menos, dos caminos. Se recomienda que todas las zonas que requieran acceso de tráfico rodado estén localizadas en la periferia del complejo.

Las consideraciones acerca de la seguridad en la implantación, en primera aproximación, se expresan comúnmente en forma de distancias mínimas entre unidades de proceso. En una primera etapa es necesario agrupar los equipos en grupos de proceso que deben estar juntos, por ejemplo, una unidad de destilación, una unidad de hidrogenación, etc. También hay que identificar la criticidad de cada grupo, fijando un orden de prioridades. Con estos grupos se elabora una distribución según las distancias recomendadas (ver tabla 7.1).

**Tabla 7.1. Distancias mínimas recomendadas entre unidades.
Wells y Rose (33)**

	Desde unidades similares (m)	Desde la unidad más cercana (m)	De una posible fuente de ignición (m)
Almacenamiento a presión			
Etileno	15*	60	60
C3	15*	45	45
C4	15*	30	30
Almacenamiento de líquidos inflamables			
<400 m ³ , flash point <66° C	5+	15	30
>400 m ³ , flash point <66° C	8+	45	60
flash point >66° C	5+	45	30
Tubería de crudo	7,5	8	30
Destilación de hidrocarburos			
ligeros	7,5	8	60
Reformado catalítico	15	30	30
Unidad de alquilación	30	45	60
Autoclaves de >20 bares y 0,3 m ³	7,5	15	30
Hidrogenación >68 bares	15	15	20
Polimerización catalítica	15	15	45
Polimerización térmica	15	15	30
Lavado cáustico de gasolinas	7,5	7,5	30
Extracción de SO ₂	15	15	30
Centrifugación de ceras	15	45	60
Caldera	SL	30	SL
Caseta de bombas contraincendios	SL	45	SL
Torre de refrigeración	SL	30	SL
Decantadores de aguas residuales	SL	20	20
Chimeneas de venteos	SL	15-30	60
Edificios en general	SL	10-60	SL
Antorchas	SL	60	SL
Terminales de cargas	SL	15-60	60
Oficinas y comedores	SL	30	SL

SL - Sin limitación.

* Usar 1/4 de la suma de los diámetros de los tanques adyacentes, si es mayor.

En la tabla 7.2 se presentan las distancias entre equipos recomendadas al hacer una distribución preliminar. Debe quedar muy claro que éstas

son distancias estimativas, y deben ser siempre reconsideradas cuando haya razones que indiquen que esto es conveniente. Especialmente en casos de tanques de almacenamiento, reactores o riesgos especiales de incendio o explosión, hay que calcular las distancias detalladamente, según el escenario que se pueda plantear. De esta forma se proporciona una base más racional a la implantación, al determinar las distancias a una unidad teniendo en cuenta, por ejemplo, la onda expansiva o el alcance de los proyectiles formados en caso de explosión de la misma.

Cada vez más, se huye de la aplicación de tablas, y se exige una evaluación detallada de los riesgos. Una vez que se tienen una o varias distribuciones alternativas preliminares, se debe llevar a cabo un análisis de riesgos exhaustivo. Según las conclusiones de éste se selecciona la

Tabla 7.2. Distancias entre equipos recomendadas para distribuciones preliminares, Wells y Rose (33)

	Desde unidades similares (m)	Espacio libre horizontal (m)	Espacio libre vertical (m)
Bombas	0,8-1,5	0,8-1,5	4
Compresores	anchura media	3	4
Torres de destilación	5	1,5	—
Recipientes verticales	1/2 diámetro	1,5	—
Recipientes horizontales	1/2 diámetro	2	1,5
Intercambiadores de calor	1-1,5	1,5	1
Hornos	3	3	—
Reactores, recipientes agitados	7,5	1	—
Centrifugas, molinos	5	3	—
Calles principales hasta el límite del complejo	—	9	5,5
Calles secundarias hasta el límite del complejo	—	7,5	5
Vías de tren hasta el límite del complejo	—	4,5	7
Haz de tuberías principal	—	4,6	4,9
Haz de tuberías secundario	—	3	3,7
Otros haces de tuberías elevados	—	3	2,1

implantación óptima, o se mejora la propuesta inicial. El proceso se detiene cuando se considera que el riesgo es suficientemente reducido, o no puede disminuirse más.

Para calcular los riesgos o las distancias seguras de una manera rigurosa pueden emplearse las técnicas de evaluación de consecuencias descritas en capítulos anteriores. Asimismo, el índice Dow de fuego y explosión puede ser utilizado para determinar el riesgo existente en diferentes distribuciones en planta, y discriminar entre distintas posibilidades.

Algunas prácticas antes comunes se sustituyen por otras alternativas más seguras. Normalmente, los tanques de almacenamiento solían rodearse de un muro de la altura adecuada para contener cualquier derrame que se produjera, más el agua contraincendios que fuera necesaria. El problema de este diseño es que confina el fuego alrededor del tanque o tanques que se encuentran dentro del cubeto. Se recomienda sustituir los cubetos por pendientes adecuadas y zanjas que conduzcan la fuga a una zona suficientemente alejada de otros equipos, donde se pueda controlar el vertido de manera adecuada.

Códigos de diseño

A lo largo del capítulo han sido citados numerosos códigos de diseño y normas aplicables al diseño de una planta química. Cabe distinguir entre los que son de obligatorio cumplimiento, como el Reglamento de Aparatos a Presión [RAP (2)], el Reglamento sobre Almacenamiento de Productos Químicos (53), el Reglamento de Baja Tensión [RBT (52)] y los que constituyen meras recomendaciones o códigos de buena práctica.

En el capítulo 10 de este libro, junto con la normativa legal vigente, se incluyen algunas normas y prácticas recomendadas que pueden ser de interés. También se dan las direcciones de instituciones y asociaciones profesionales que pueden proporcionar información.

Sistemas de alivio de emergencia

Cuando no ha sido posible eliminar totalmente una situación peligrosa durante el diseño, es necesario adoptar medidas de seguridad que

impidan accidentes mayores. Un caso típico es el aumento de la presión por encima de la que un recipiente puede soportar.

Los recipientes a presión que se utilizan en la industria química (tanques, intercambiadores de calor, columnas de destilación, separadores líquido-gas, etc.) están diseñados para soportar una cierta presión (llamada de diseño) a una cierta temperatura (también llamada de diseño). Aunque los códigos y normas utilizadas para el cálculo de su resistencia utilizan factores de seguridad de hasta cuatro o más, la mayoría de ellos exige la instalación de dispositivos de alivio de presión para evitar situaciones peligrosas.

Esencialmente, un dispositivo de alivio de presión consiste en un elemento mecánico de cierre, elástico o rígido, cuya resistencia es vencida a una cierta presión prefijada, permitiendo la apertura de una vía lo suficientemente amplia como para dar salida a un determinado caudal de fluido, que ha de ser suficiente para evitar que la presión siga subiendo por encima de los límites tolerables.

El Reglamento de Aparatos a Presión (2) exige que para todos los elementos incluidos en su ámbito de aplicación se instalen elementos de alivio de emergencia diseñados conforme al código de diseño elegido (ASME, DIN, AD-Merkblätter...). Normalmente se entiende por elemento el equipo o conjunto de equipos no separables mediante dispositivos que puedan permitir el bloqueo de su conexión. Éste sería el caso de una columna de destilación y su condensador si no existiera válvula alguna entre ambos.

En general hace falta un elemento de alivio de emergencia:

- En todos los recipientes o elementos de tubería que puedan estar expuestos a una presión o vacío superiores a los de diseño.
- Los tanques de almacenamiento (tanto para presión como para vacío).
- La descarga de bombas de desplazamiento positivo, compresores o turbinas.

Terminología

Existe una serie de términos específicos, algunos de ellos definidos en los reglamentos y normas aplicables al diseño, que hace falta definir

previamente. En la figura 7.3 se muestran las equivalencias e interrelaciones de los diferentes parámetros.

La presión a la que está diseñado para abrirse el dispositivo de emergencia se denomina «presión de consigna» o P_{set} (*Set pressure*).

La máxima presión permisible en el recipiente considerado a la temperatura de diseño es la «presión de diseño», P_d o *MAWP* (*maximum allowable working pressure*).

El máximo incremento de presión por encima de la de diseño, normalmente expresado como porcentaje sobre la presión de diseño manométrica, que se permite durante un proceso de venteo de emergencia es la *acumulación*. El código ASME permite un 33 por 100 para tuberías, un 21 por 100 en caso de fuego y un 10 por 100 en los demás casos.

El equivalente a la acumulación, pero referida a la presión de consigna, es la *sobrepresión*.

La presión que existe en la descarga de la válvula de seguridad es la *contrapresión* (P_b). Puede ser impuesta o de flujo. La primera es constante, por ejemplo, la atmosférica, o la existente en un colector de antorcha. La segunda es la debida a la pérdida de carga en la línea de descarga de la válvula, y sólo existe durante el venteo.

La diferencia entre la presión de consigna y la contrapresión de diseño es la *presión diferencial de consigna*.

La diferencia entre la presión de consigna y la presión a la que vuelve a cerrar la válvula (es decir, la bajada de presión necesaria para que la válvula vuelva a cerrarse), expresada en porcentaje de la presión de consigna (manométrica), se denomina *blow-down*. Un valor típico es un 6 por 100 de la presión diferencial de consigna (o de la presión manométrica de consigna, si la única contrapresión es la presión atmosférica).

Determinación del escenario de diseño

El primer punto a considerar en el diseño de un sistema de alivio de emergencia es el escenario: para qué situación vamos a diseñar el sistema.

El escenario de diseño fija las condiciones en las que vamos a diseñar los dispositivos de alivio de emergencia. Para que el sistema final sea seguro, el escenario final debe ser el acontecimiento o la cadena de ellos que, siendo creíble, requiera el mayor elemento de alivio de emergencia.

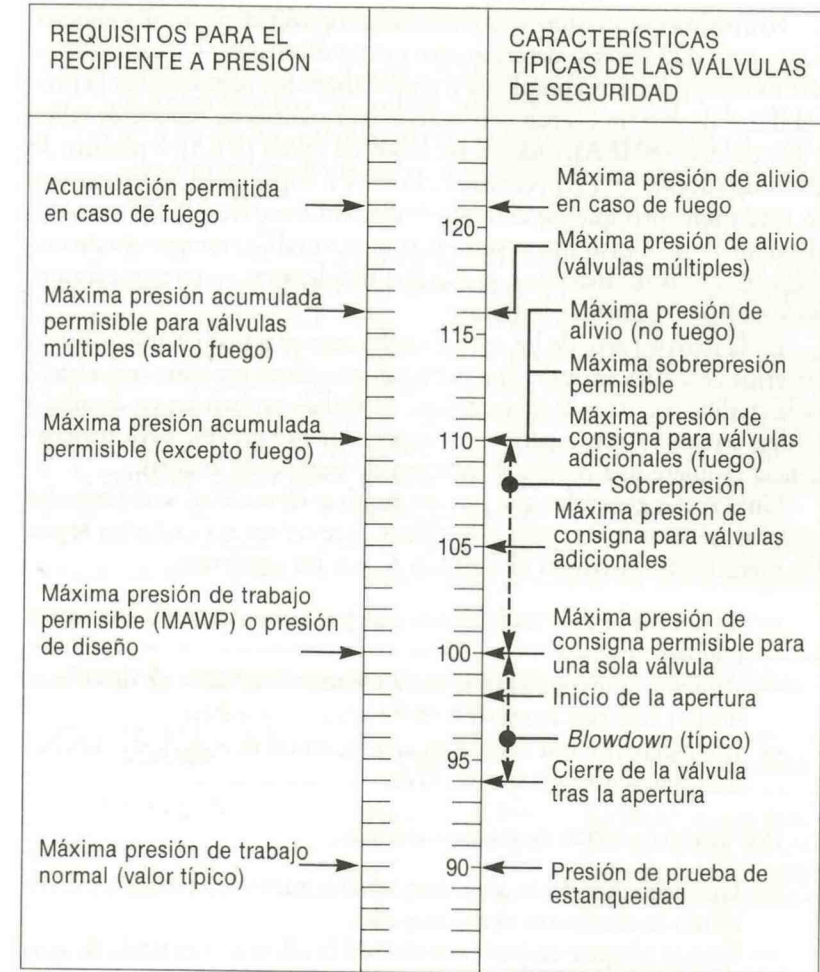


Figura 7.3. Terminología y relaciones entre diferentes presiones usadas en diseño de sistemas de alivio de presión. (Adaptado de API RP 521, 1990.)

Notas:

- La presión de consigna puede tomar valores por debajo de la presión de diseño si la presión de trabajo lo permite.
- La presión de operación puede ser más baja si se desea.

Normalmente existen varios escenarios posibles para cada equipo. Pero, ¿con qué criterio determinamos si un escenario es «razonable» o no? Existen métodos complejos y muy elaborados para calcular la probabilidad de que un evento ocurra, como el análisis de modos de fallos y sus efectos (FMEA), análisis de árbol de fallos (FTA) y análisis de árbol de sucesos (ETA) (ver capítulo 2). Es importante hacer constar en este momento que no estamos buscando exactitud, pues vamos a elegir siempre el caso que resulte más desfavorable, aunque sea menos probable que otros más leves, por lo que simplemente queremos eliminar posibilidades realmente remotas.

En la mayor parte de los casos resulta más práctico establecer unos criterios generales a seguir, que permitan una discriminación más rápida de la credibilidad o no de un escenario. El análisis probabilístico detallado se deja exclusivamente para casos especialmente graves, cuya trascendencia requiere una mayor dedicación de tiempo de análisis.

Unas reglas generales que pueden resultar de utilidad, con todas las reservas necesarias en casos específicos, que deben ser tratados según los métodos descritos en el capítulo 6, son las siguientes:

- Todos los hechos individuales que puedan ocurrir son escenarios creíbles.
- Aquellos que requieran la coincidencia *simultánea* de dos o más hechos independientes no son escenarios creíbles.
- Los escenarios que requieran una secuencia de *más* de dos hechos independientes no son creíbles.

Por ejemplo, serían escenarios creíbles:

- Un fuego que afecte al exterior del recipiente en estudio, provocando la ebullición del contenido.
- Que se bloquee en posición cerrada la válvula de entrada de agua de refrigeración a un reactor.
- Que haya un fuego estando un recipiente bloqueado y lleno, con la consiguiente expansión térmica.
- Que, *como consecuencia de un fuego*, falle una válvula de control y una bomba (simultáneos, pero no independientes).
- La rotura de una válvula de control, provocando su apertura total y la entrada de un fluido a alta presión.
- La rotura de un tubo de un intercambiador de calor.
- Que un operario cometa un error.

Serían escenarios poco probables:

- Que se declare un fuego y falle una válvula de control en ese instante por una razón ajena al fuego.
- Que fallen dos válvulas distintas a la vez por diferentes causas.
- Que fallen simultáneamente dos sistemas de refrigeración alternativos.

En la tabla 7.3 se muestran algunas causas que pueden usarse como ayuda a la hora de desarrollar escenarios. El desarrollo de un buen conjunto de escenarios creíbles exige intuición y conocimiento de los problemas reales de la operación de la planta. Existen una serie de «escenarios estándar» que pueden aplicarse siempre a una familia de equipos, pero normalmente los más importantes son específicos de un proceso o una reacción determinados. Un programa de HAZOP aplicado en la etapa de diseño puede ayudar a la detección de riesgos no considerados y al desarrollo de nuevos escenarios.

Una vez conocidos los escenarios aparentemente más graves que concurren en el diseño, hay que evaluar el caudal de alivio requerido

Tabla 7.3. Algunos escenarios de diseño típicos para sistemas de alivio de presión

Concepto	Causas	Capacidad requerida
REACCIÓN QUÍMICA	<ul style="list-style-type: none"> — Reacción exotérmica fuera de control (<i>runaway</i>). — Paro del agitador. — Falta de inhibidor. — Mezcla de compuestos incompatibles. — Entrada de aire. — Generación de gases incondensables. 	Cantidad de gas o vapor generada, por la reacción o por el calor desprendido por ésta.
CALENTAMIENTO EXTERIOR	<ul style="list-style-type: none"> — Fuego externo. — Válvula de vapor abierta. — Resistencias eléctricas. 	Cantidad de gas o vapor generada.

Tabla 7.3. Continuación

Concepto	Causas	Capacidad requerida
FALTA DE REFRIGERACIÓN	<ul style="list-style-type: none"> — Falta de medio refrigerante. — Falta de reflujo. — Falta de corriente al motor del aerorrefrigerante. 	Cantidad de gas o vapor generada y no condensada.
BLOQUEO DE LA LÍNEA	<ul style="list-style-type: none"> — Línea taponada. — Fallo en la bomba de salida. — Válvula de salida cerrada. 	Caudal de entrada.
EXCESIVO FLUJO	<ul style="list-style-type: none"> — Rotura de válvula de control. — Fallo de controlador. — Rotura de tubo. 	Diferencia entre las condiciones normales y las de emergencia.
EXPANSIÓN O CONTRACCIÓN TÉRMICA	<ul style="list-style-type: none"> — Proceso bloqueado y refrigerante abierto o viceversa. — Cambios de temperatura. 	El necesario para evacuar la variación del volumen por unidad de tiempo.
ENTRADA DE PRODUCTOS VOLÁTILES	<ul style="list-style-type: none"> — Entrada de agua o hidrocarburos ligeros en tanques o equipos con aceites pesados. 	Cantidad de vapor generada.
FALTA DE SERVICIOS	<ul style="list-style-type: none"> — Falta de electricidad. — Falta de agua de refrigeración. — Falta de vapor. 	Diferencia entre el vapor generado en condiciones normales y en emergencia.

para cada uno de ellos. El principio básico a aplicar es que la presión del sistema no supere la acumulación permitida.

La traducción práctica de este principio suele ser simple, siempre y cuando el sistema sea sencillo. La API Recommended Practice 521 *Guideline for pressure-relieving and depressuring systems* (5) da una guía para la selección de escenarios y cálculo de caudales de alivio requeridos. En muchos casos con garantizar una eliminación del caudal de vapor o gas generado a la presión de acumulación es suficiente. En casos de fuego, la norma NFPA 30 (36) recoge la manera de calcular el flujo de calor hacia los equipos afectados.

Cuando se trata de sistemas complejos, con variaciones importantes de temperatura o de composición, hace falta un planteamiento específico del problema en forma de balance de materia y energía, y a partir de él calcular el caudal de alivio. Cuando se calcula de esta manera, se encuentra normalmente que el caudal requerido no es siempre el mismo, sino que varía a lo largo del desarrollo del venteo. Es importante recordar que no siempre el mayor caudal lleva a un elemento de alivio más grande (por la influencia de la presión, temperatura, composición, fracción de vapor...), por lo que el criterio a tener en cuenta para determinar cuáles son las condiciones de diseño debe ser el mayor área de orificio requerida.

Ejemplo 7.6:

Calcular el caudal de alivio requerido en caso de fuego para un tanque cilíndrico horizontal de 5 m de longitud y 3 m de diámetro.

$\Delta H_v = 300 \text{ kJ/kg}$. Está rodeado por un cubeto y no está aislado ni tiene sistemas antiincendios.

Siguiendo la norma NFPA 30, calcularemos primero la superficie externa. (Suponiendo que los cabezales son aproximadamente semiesferas.)

$$A = \pi DL + \pi D^2 = 75,4 \text{ m}^2$$

Según el tipo de recipiente, la superficie expuesta al fuego (A_{exp}) que se debe tomar en los cálculos posteriores es un porcentaje de la externa, según se muestra a continuación.

Esfera 55 por 100.
Tanque horizontal 75 por 100.

Ejemplo 7.6 (continuación):

Tanque vertical 100 por 100 hasta 9,1 m de altura, excluyendo el cabezal superior.

En nuestro caso $A_{exp} = 0,75 * 75,4 = 56,6 \text{ m}^2$

Ahora calcularemos la cantidad de calor absorbida del fuego. Existen cinco fórmulas, dependiendo del área expuesta, que dan Q (W):

$A_{exp} < 18,6 \text{ m}^2$	$Q = 63.092 A_{exp}$
$18,6 \text{ m}^2 < A_{exp} < 92,9 \text{ m}^2$	$Q = 224.168 A_{exp}^{0,566}$
$92,9 \text{ m}^2 < A_{exp} < 260 \text{ m}^2$	$Q = 630.353 A_{exp}^{0,338}$
$A_{exp} > 260 \text{ m}^2$ y $Pd > 0,07$ bares rel.	$Q = 44.192 A_{exp}^{0,82}$
$A_{exp} > 260 \text{ m}^2$ y $Pd < 0,07$ bares rel.	$Q = 4.103.000 W$

Aplicando la segunda se obtiene

$$Q = 2,20 \text{ MW}$$

Ahora, el caudal másico a aliviar (W) se calcula como

$$W = F Q / \Delta H_v$$

ΔH_v es la entalpía de vaporización del producto y F es un «factor de crédito», dependiente de las medidas de protección que se hayan adoptado:

Drenaje adecuado, según NFPA 30 (incluye una pendiente mínima de 1 por 100 dirigida hacia un área remota) y A_{exp} mayor de $19,6 \text{ m}^2$...	$F = 0,5$
Drenaje más <i>spray</i> de agua que sea capaz de resistir el incendio (NFPA 15)	$F = 0,3$
Aislamiento capaz de resistir el fuego (NFPA 30)	$F = 0,3$
Drenaje más <i>spray</i> más aislamiento	$F = 0,15$
Ninguno de los anteriores	$F = 1$

Tomaremos $F = 1$, pues el cubeto no es válido como protección y obtenemos que el caudal que sería necesario ventear en caso de fuego sería

$$W = 7,33 \text{ kg/s} = 26.400 \text{ kg/h.}$$

Ejemplo 7.7:

Para la refrigeración del contenido de un tanque se utiliza un serpentín de 20 mm de diámetro interno. Calcular el caudal de alivio necesario en caso de rotura del serpentín si la presión de consigna de la válvula de seguridad del tanque es de 4 bares relativos y la presión del agua es de 7 bares relativos (densidad = 1.000 kg/m^3).

Supondremos rotura total del serpentín que produciría el flujo a través de las dos secciones abiertas. Haremos los cálculos para una sola y al final tomaremos el doble.

Para un ensanchamiento, las pérdidas de carga vienen dadas por la ecuación de Borda-Carnot, por lo tanto, si se llega hasta velocidad nula ($A_1/A_2 = 0$), se tiene

$$-\Delta P = \rho (u_1^2/2) (1 - A_1/A_2)^2 = \rho u_1^2/2$$

Donde $-\Delta P$ es la diferencia de presión disponible, ρ la densidad del fluido y u_1 la velocidad en la tubería.

Tomando una sobrepresión del 10 por 100, la presión de alivio será 4,4 bares, luego en nuestro caso $-\Delta P$ es $(7 - 4,4)$ bares, lo que equivale a 260 KPa.

Sustituyendo y despejando, u_1 es 22,8 m/s, que equivale, multiplicando por la sección a $0,0072 \text{ m}^3/\text{s}$, ó 25.800 kg/h .

Aunque la velocidad es muy alta, esto es debido a que el cálculo corresponde al instante inmediatamente posterior a la ruptura.

Teniendo en cuenta los dos extremos rotos, el caudal máximo total a aliviar será de 51.600 kg/h .

Ejemplo 7.8:

Calcular el caudal de alivio requerido si una válvula controladora de agua se rompe y queda completamente abierta, suministrando agua a 10 bares absolutos a un recipiente con una válvula de seguridad tarada a 6 bares. absolutos.

$$C_v \text{ de la válvula} = 0,000015 \text{ m}^3/\text{s Pa}^{1/2}. \text{ Densidad } 985 \text{ kg/m}^3.$$

El caudal a través de una válvula de control se puede calcular, con una ecuación análoga a la de flujo a través de un orificio,

Ejemplo 7.8 (continuación):

como

$$Q = C_v F(x) \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho/\rho_{ref}}}$$

Donde $F(x)$ es una función de la apertura de la válvula que varía de 0 a 1. ρ_{ref} es, si no se dice lo contrario, la densidad del agua, 1.000 kg/m³. C_v es el coeficiente de capacidad de la válvula (dimensional), valor suministrado normalmente por el fabricante. Si no se conoce, puede estimarse a partir del diámetro del asiento (D) como

$$C_v \text{ (m}^3\text{/s Pa}^{1/2}\text{)} = 0,022 D^2 \quad (D \text{ en m})$$

La presión de alivio, considerando una sobrepresión del 10 por 100, será

$$P = (6 - 1,013) 0,1 + 6 = 6,5 \text{ bares}$$

puesto que la sobrepresión es siempre sobre presiones relativas. Aplicando la fórmula para $F(x) = 1$, $\Delta P = 350.000 \text{ Pa}$ y $\rho/\rho_{ref} = 0,985$ se obtiene un valor de 0,0090 m³/s o 31.900 kg/h.

Selección del tipo de elemento

Existen diferentes clases de elementos de alivio de presión. Todos ellos tienen ventajas e inconvenientes. La elección de uno u otro tipo depende de las características del sistema en el que va a ser instalado. Cometer un error en esta elección puede comprometer gravemente la seguridad de la planta. A continuación se presentan las características de los más importantes.

Válvulas de seguridad

Consisten básicamente en un resorte que mantiene un disco presionado contra un asiento, cerrando la salida al fluido hasta que la presión

del sistema es capaz de vencer la presión ejercida por el resorte. En la figura 7.4 se puede ver una válvula de seguridad convencional. El principal problema de este tipo de válvulas es que, al ser mayor el área del disco de cierre en el lado de salida que en el de entrada, cualquier contrapresión tiene un doble efecto: retrasar la apertura de la válvula (contrapresiones impuestas) y hacer que se cierre antes de lo debido (contrapresiones de flujo). Un fenómeno típico que se produce cuando la contrapresión es demasiado alta es la apertura y cierre rápido de la válvula, produciendo daños importantes muy rápidamente. Esto se debe a que cuando la válvula está cerrada y no hay contrapresión de flujo la válvula se abre,

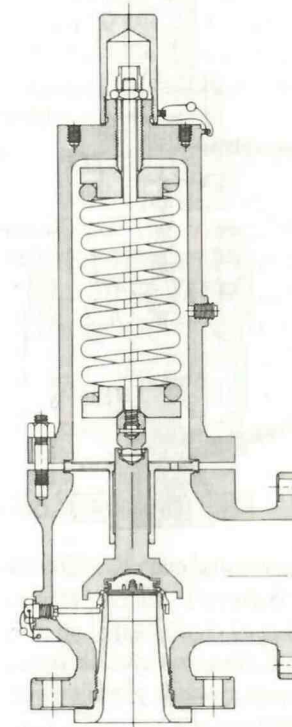


Figura 7.4. Esquema de una válvula de seguridad convencional. (Cortesía de Walthon Weir Pacific, S. A.)

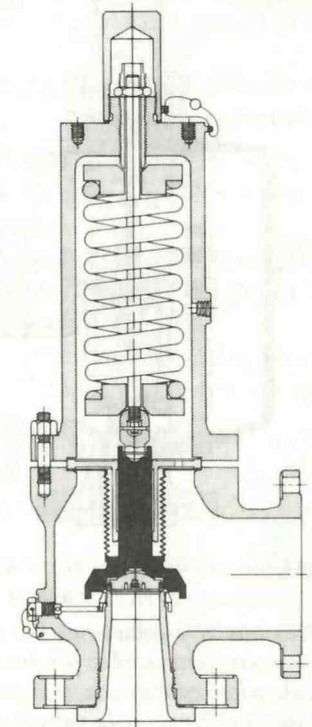


Figura 7.5. Esquema de una válvula de seguridad balanceada (con fuelle). (Cortesía de Walthon Weir Pacific, S. A.)

pero en cuanto se establece el flujo, la contrapresión de flujo aumenta lo suficiente como para volver a cerrar la válvula.

Para reducir la influencia de la contrapresión en el funcionamiento de las válvulas de seguridad, se desarrollaron las válvulas balanceadas (ver figura 7.5), que se caracterizan por la inclusión de un muelle que hace que una parte del área del disco no sufra la contrapresión.

Cuando lo que desea es una apertura de la válvula independientemente de la contrapresión, se utilizan válvulas pilotadas (ver figura 7.6).

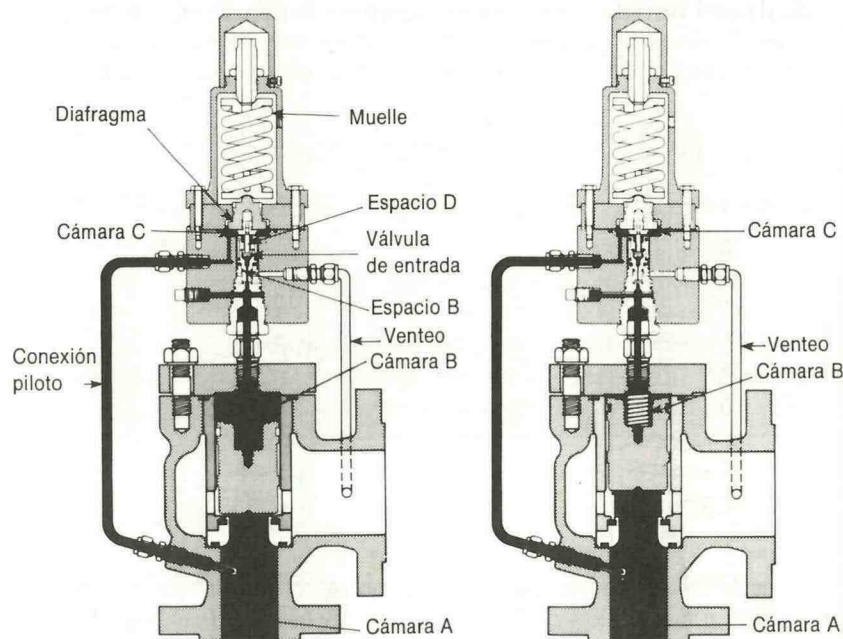


Figura 7.6. Funcionamiento de una válvula de seguridad pilotada. (Cortesía de Walibon Weir Pacific, S. A.)

a) Mientras la presión es menor que la de consigna, las cámaras A, C y B permanecen comunicadas por los espacios D y E. En estas circunstancias, la válvula piloto está cerrada, y la presión del muelle es ayudada por la presión del sistema para mantener la válvula principal cerrada.

b) Cuando la presión del sistema llega a la de consigna, la válvula piloto se abre, cerrando el espacio D y E, y abriendo la línea de venteo de la cámara B. Al despresurizarse la cámara B el pistón pierde la presión que lo mantenía cerrado, abriéndose.

El principio consiste en una válvula auxiliar (o piloto) que hace que, mientras la presión del sistema está por debajo de la consigna, el muelle sea ayudado a cerrar por la presión del sistema. En el momento en que la presión sube por encima de la presión de consigna, la válvula auxiliar se abre, dejando a la válvula principal sin presión que ayude al muelle, abriéndose entonces. Cuando la presión baja y la válvula auxiliar se cierra, se vuelve a restablecer la presión en el lado del muelle y la válvula principal se cierra de nuevo.

Mientras que para las válvulas convencionales la capacidad de alivio baja drásticamente a partir de una contrapresión de un 10 por 100 (calculado sobre la presión de consigna manométrica), para las balanceadas baja mucho más despacio, siendo la pérdida significativa a partir de un 20-30 por 100. Para las válvulas pilotadas el límite está en alrededor de un 50 por 100, que es aproximadamente el valor para el que el flujo de gas deja de ser crítico.

Existe otra clasificación de válvulas de seguridad según el fluido que manejan:

- PSV (*Pressure safety valve*) o válvulas de seguridad. Están diseñadas para trabajar con fase gas. Se abren completamente un 10 por 100 por encima de la presión de consigna.
- PRV (*Pressure relief valve*) o válvulas de alivio. Están diseñadas para trabajar con fase líquida y se suele conceder un 25 por 100 de sobrepresión para que se abran por completo.
- SRV (*Safety relief valve*) o válvulas de alivio de seguridad. Son válidas para trabajar tanto con líquido como con gas o con dos fases.

Discos de ruptura

Un disco de ruptura es una lámina de material diseñada para soportar una cierta presión. Por encima de ésta se rompe, abriendo totalmente la sección de la tubería en la que está instalado. La principal diferencia entre un disco de ruptura y una válvula de seguridad es que, mientras las últimas se cierran una vez que la presión vuelve a sus valores normales, el disco de ruptura permanece abierto, dejando escapar la totalidad del contenido del recipiente si no se coloca en serie con una válvula de seguridad.

Las principales ventajas de los discos de ruptura son que no sufren fugas, al no tener partes móviles, su mantenimiento es barato, se fabrican

en una gran variedad de materiales resistentes a la corrosión y existen en tamaños mucho mayores que las válvulas de seguridad, a precios menores. Su principal desventaja es que hay que reponerlos tras cada venteo. Aun con todo, su bajo coste sigue haciendo su uso más barato que el de una válvula de seguridad.

Existen cinco tipos principales de discos de ruptura según su diseño. Algunos de ellos se muestran en la figura 7.7:

— *Convencionales*: Son los más baratos. Consisten en una lámina de metal abombada con la concavidad en el lado del proceso y con el espesor adecuado para soportar una presión determinada. Permiten una presión de operación de hasta el 70 por 100 de la de ruptura. Sufren fatiga si la presión de operación es muy variable. Al romperse se fragmentan y pueden dañar equipos que se encuentren corriente abajo, como válvulas de seguridad. Si por error se colocan al revés disminuye la presión de ruptura.

— *Convencionales ranurados (Pre-scored)*: Similares a los convencionales, pero debilitados a lo largo de varias líneas para controlar su apertura y evitar la fragmentación. Igualmente que los anteriores, si se montan al revés, disminuye la presión de apertura.

— *Convencionales compuestos (Composite)*: Igual que los anteriores, pero compuestos de varias capas, normalmente tres, de distintos materiales, con lo que se consigue una mejor adaptación a las condiciones de los fluidos corrosivos. Las capas exteriores suelen estar pre-cortadas, siendo la intermedia la que hace de cierre. Estos discos y los dos tipos anteriores, en caso de que puedan estar sometidos a vacío o a contra-presión, requieren un soporte especial para evitar que colapsen.

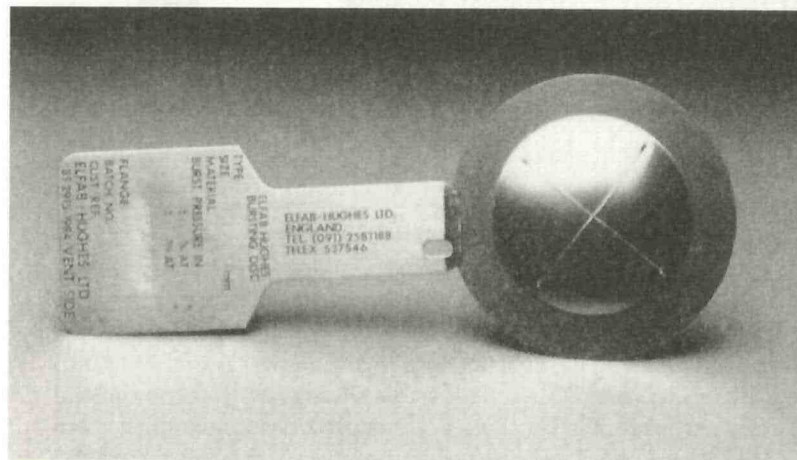
— *De ruptura invertida ranurado*: Al contrario que los convencionales, se instalan con el abombamiento hacia el lado de la presión. Son los más caros de todos los citados anteriormente. No se fragmentan y pueden trabajar hasta a un 90 por 100 de la presión de ruptura. En general son más fiables que los convencionales, ya que no rompen por resistencia del material, sino por colapso del abombamiento, aunque si se instalan al revés, la presión de ruptura aumenta. Los discos de ruptura invertida no requieren soporte de vacío.

— *De ruptura invertida (Reverse buckling) con hojas de corte*: En el exterior tienen unas hojas que cortan el disco al abrirse, evitando su

fragmentación. Pueden trabajar hasta el 90 por 100 de la presión de ruptura. Otro inconveniente es que si las cuchillas sufrieran corrosión podrían también abrirse a una presión mayor que la de diseño.



a)



b)

Figura 7.7. Diversos tipos de discos de ruptura. (Cortesía de Elfab-Hughes Ltd.): a) Convencional. b) Convencional tallado.



c)



d)

Figura 7.7. Diversos tipos de discos de ruptura. (Cortesía de Elfab-Hughes Ltd.): c) Compuesto ranurado. d) Invertido con hojas de corte.

— *Planos de grafito*: Tienen como principal ventaja su resistencia a la corrosión a un coste reducido y permiten obtener presiones de rupturas bajas. Al romperse se desintegran, pudiendo afectar a equipos situados corriente abajo si no se toman precauciones, por lo que no deben usarse corriente arriba de una válvula de seguridad.

Los discos más fiables son los de rotura invertida ranurados, aunque su precio es un inconveniente. Para evitar problemas de montaje invertido suele diseñarse el disco y las bridas de soporte de modo que esto sea físicamente imposible.

Lo más común es utilizar discos convencionales ranurados o compuestos. Normalmente se intenta evitar los de rotura invertida con hojas de corte, ya que presentan mayores oportunidades de error de instalación y fallo en la apertura. En cualquier caso, lo mejor es consultar a los fabricantes, que pueden ayudar en la selección entre la amplia gama de discos de ruptura existentes.

Válvulas de respiración (presión-vacío)

Este tipo de válvulas (ver figura 7.8) se utilizan normalmente para tanques de almacenamiento atmosféricos. Tienen dos orificios, uno, para casos de sobrepresión, y otro, para casos de vacío. Normalmente se usan para casos de llenado y vaciado del tanque, y no para casos de fuego o reacción química.

Ejemplo 7.9: [Kletz (54)]

A menudo se tiene un concepto erróneo de la fortaleza de un tanque de almacenamiento, como vamos a ver a continuación.

Un tanque de almacenamiento atmosférico suele estar diseñado para una presión interior (aparte de la columna de líquido) de 203 mm de columna de agua (mm c.a.) (la presión que hay en el fondo de una jarra grande de cerveza) y 63,5 mm c.a. de vacío, que equivalen, respectivamente, a 0,02 y 0,006 bares relativos, presiones realmente pequeñas en comparación con las que puede producir una bomba convencional.

Una persona normal puede soplar o absorber aire con los pulmones a una presión de hasta 0,06 bares, lo que significa que

Ejemplo 7.9 (continuación):

podríamos reventar por presión o colapsar por vacío un tanque de almacenamiento sólo con nuestros pulmones (si fuéramos capaces de aguantar un largo tiempo soplando). Por supuesto que para cualquier bomba introduciendo o sacando fluido del tanque es mucho más fácil que para nosotros.

Comparando la resistencia de una lata de judías blancas pequeña con la de un tanque de 1.000 m³, las paredes del tanque son 8 veces más débiles, y el techo, 57 veces. Es fácil hacer la prueba de aplastar la lata con dos dedos. Para un tanque de 100 m³, los factores son 4 y 11, respectivamente.

La resistencia de los tanques de almacenamiento es suficiente para las condiciones normales de diseño, pero hay que evitar mediante dispositivos de respiración de presión y vacío salirse de ellas, porque cualquier exceso de presión o de vacío puede, como hemos visto, fácilmente dañar el tanque.

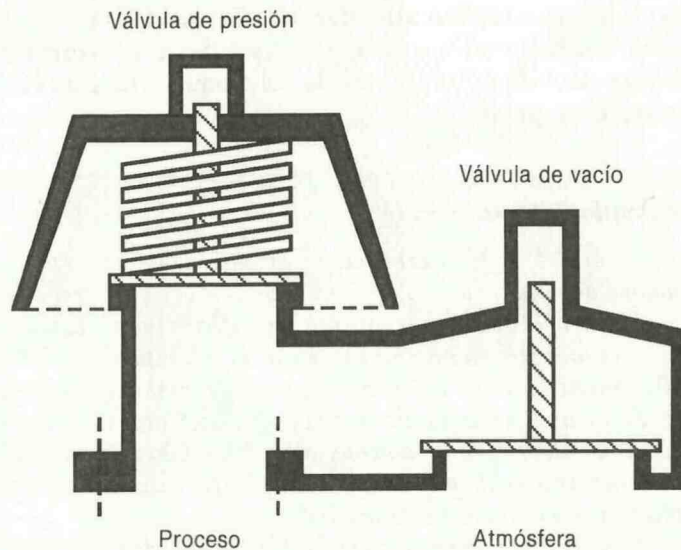


Figura 7.8. Esquema de una válvula de respiración (presión-vacío).

Venteos de emergencia

Cuando la válvula de respiración no es suficiente para evacuar el caudal requerido para un caso determinado, fuego, por ejemplo, se suelen utilizar este tipo de venteos, que no son más que una boca de hombre con el peso calculado para que se abran a una cierta presión, normalmente un poco superior a la de consigna de la válvula de respiración.

Válvulas de varilla (pin)

Son una válvula de seguridad en la que se ha sustituido el muelle por una varilla de material, longitud y diámetro calculados para que colapse a la presión de consigna. Una vez abierta ya no vuelve a cerrarse, como un disco de ruptura. Permite presiones de consigna muy bajas (hasta 0,01 bares) y presenta menos fallos por fatiga que los discos de ruptura.

Otros

Los paneles de explosión son zonas de pared de tanque, edificios o conducciones que se sustituyen por un material más débil para que la sobrepresión se libere a través de ellos y no dañe el resto de los equipos e instalaciones. Se utiliza frecuentemente para explosiones de polvo en silos y transportes de sólidos.

En algunos tanques de almacenamiento se utiliza una soldadura más débil que el resto entre el techo y las paredes, para que en caso de explosión o sobrepresión el tanque se rompa por ese punto primero.

Combinaciones

A menudo se usan combinaciones de discos de ruptura y válvulas de seguridad, especialmente cuando el fluido del recipiente o el del exterior tienen características tóxicas, corrosivas o incompatibles:

a) Disco de ruptura corriente arriba de una válvula de seguridad

Normalmente se usa el disco de ruptura para proteger a la válvula del proceso y evitar fugas o corrosión; o bien la válvula para evitar que se pierda todo el contenido del recipiente. Hace falta asegurar que ningún resto de la ruptura del disco puede bloquear la válvula y que no existen fugas a través del disco que puedan dañar la válvula e impedir la apertura del disco (suele instalarse un manómetro entre ambos para detectar cualquier incremento de presión). A la hora de realizar el diseño, el código ASME (44) establece que la capacidad del sistema es 0,8 veces la de la válvula si no hay pruebas certificadas del sistema disco-válvula.

b) Disco de ruptura y válvula de seguridad en paralelo

Normalmente se diseña la válvula para incidentes menores. Se deja la presión de consigna del disco algo más elevada y se diseña para un caudal mayor. Éste es el caso típico de un almacenamiento de un producto reactivo en atmósfera inerte. El disco se diseña para una reacción descontrolada de descomposición o polimerización, mientras que la válvula tiene un tamaño mucho menor y se diseña para el caso de fallo en el control de presión del nitrógeno usado en la inertización. Otras veces el disco es una reserva de la válvula, por si ésta fallara.

c) Disco de ruptura corriente abajo de la válvula de seguridad

Es similar al primer caso, pero cuando la atmósfera que puede atacar a la válvula está en el lado de la descarga de ésta. Es importante prestar atención a la contrapresión que pueda crear la línea de descarga con el disco de ruptura.

Selección

En la figura 7.9 se muestra un diagrama de flujo para la selección del tipo de elemento de alivio o la combinación de éstos más adecuada a cada situación, propuesto por Parry (9). Está basado en los criterios descritos anteriormente.

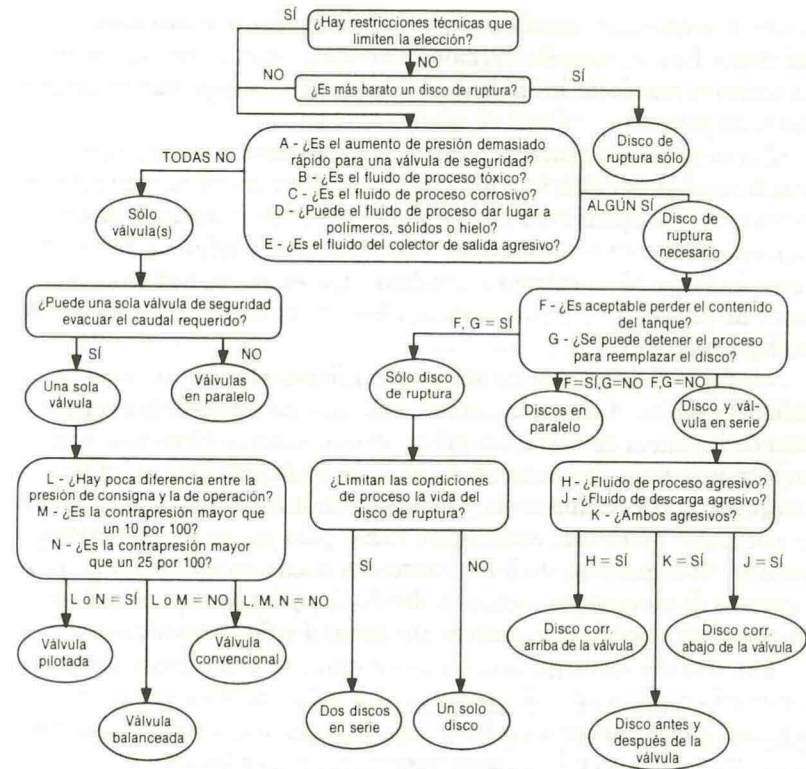


Figura 7.9. Diagrama de flujo para la selección de elementos de alivio de presión. [Adaptado de Parry (9).]

Dimensionamiento del sistema de alivio de presión

Datos de diseño

Una vez conocidos para los diferentes escenarios los caudales de alivio requeridos, es necesario calcular el tamaño del elemento de alivio. Los principales datos necesarios son:

— Caudal de alivio requerido. Proveniente de los escenarios de diseño más desfavorable. Ya se ha descrito cómo se calcula en los apartados anteriores.

— *Composición, estado físico, propiedades físicas y termodinámicas del fluido.* La composición y estado físico suelen conocerse con precisión suficiente a través de los balances de materia y energía de la planta o datos de proceso.

Las propiedades físicas y termodinámicas pueden ser los datos que más limiten la fiabilidad de los resultados. Para la mayor parte de los productos que aparecen en la producción de los productos químicos más importantes existen valores y correlaciones fiables en numerosas bases de datos. Si no existen estos datos, que es lo más frecuente en los casos de productos menos comunes, hace falta estimarlos para poder realizar el diseño (15).

— *Tipo de elemento de alivio y configuración de las tuberías de entrada y salida.* A menudo durante el diseño de proceso, la configuración de las líneas de entrada y salida no es conocida. Debido a su gran importancia para un diseño correcto (principalmente por su influencia en la contrapresión impuesta, y la de ésta en la capacidad de la válvula) es necesario tener una estimación fiable para no tener que corregir diseños. Es especialmente importante una buena coordinación entre el ingeniero de proceso y el equipo de diseño de *pipng* para que la influencia de cualquier cambio que pudiera afectar al diseño sea evaluada.

Las pérdidas de carga en la línea de entrada de una válvula no deben, como criterio general, sobrepasar el 50 por 100 del *blow-down*, lo que equivale normalmente a un 3 por 100 de la presión diferencial de consigna. Para válvulas pilotadas se recomienda seguir las indicaciones del fabricante.

En cuanto a la línea de descarga, en el caso de válvulas convencionales para gases es recomendable permitir una contrapresión máxima de un 10 por 100 de la presión de consigna para asegurar que la válvula trabaja en flujo sónico y a plena capacidad. No obstante, en las fórmulas de cálculo de válvulas suele estar ya introducido este factor de corrección. Si la contrapresión es alta o la presión de consigna baja, el sistema puede entrar dentro del flujo compresible no crítico, lo que haría que cualquier pequeño aumento de contrapresión disminuyera la capacidad de la válvula.

— *Presión de consigna, presión de diseño, contrapresión impuesta.* Son datos que, aunque a menudo se dan como prefijados, pueden ser variados a lo largo del diseño del sistema de alivio, pues influyen mucho en el tamaño del elemento a instalar. Sobre todo cuando existe la posibilidad de reacciones fuera de control con generación de vapor, es

es recomendable considerar la instalación de al menos un equipo que se abra bastante por debajo de la presión de diseño, para permitir que la evaporación comience a eliminar calor del recipiente lo antes posible.

En los casos más sencillos (flujo de líquido o de gas), los mismos fabricantes dan en sus folletos técnicos tablas y fórmulas para calcular la capacidad de sus productos. Hay que ser muy cuidadosos a la hora de usar estos datos, pues, aunque suelen ser fiables, no siempre reproducen las condiciones en que el equipo va a ser instalado, o incluyen datos de fluidos de referencia dentro de las constantes utilizadas.

Existen numerosas referencias donde se describen métodos relativamente sofisticados, con fórmulas finales más o menos complicadas. Aquí se tratan los métodos que se consideran como estándares industriales y son aceptados por las entidades reguladoras como ASME o API. En general, para líquido o vapor no hay grandes discrepancias entre los distintos métodos y básicamente derivan todos del flujo a través de un orificio. El flujo bifásico lo describiremos en un apartado posterior por su especial importancia y complejidad.

Para definir el elemento elegido el dato primordial es el tamaño del orificio. Para válvulas de seguridad existe una serie de tamaños de orificio estándar, que se nombran mediante una letra según el estándar

Tabla 7.4. Dimensiones nominales de orificios de válvulas de seguridad (API 526)

Identificación	Área nominal (cm ²)	Área nominal (in ²)
D	0,710	0,110
E	1,26	0,196
F	1,98	0,307
G	3,25	0,503
H	5,06	0,785
J	8,30	1,287
K	11,9	1,838
L	18,4	2,853
M	23,2	3,60
N	28,0	4,34
P	41,2	6,38
Q	71,3	11,05
R	103	16
T	168	26

API 526 (ver tabla 7.4). En esta misma norma se regulan las principales características de las válvulas para cada orificio: diámetro de la entrada y la salida, tipo de conexiones y presión de diseño.

Selección de válvulas de seguridad para flujo de gas

Lo primero que hay que comprobar es si el sistema está dentro del rango del flujo sónico o crítico. Esta situación se da si la presión en la descarga, P_2 , es menor que la presión máxima para que establezca flujo crítico, P_{fc} . En P_2 hay que tener en cuenta también las sobrepresiones producidas por el flujo a través de la línea de descarga.

$$P_2 = P_{\text{contrapresión de flujo}} + P_{\text{contrapresión impuesta}}$$

El tiempo de paso a través de la válvula es habitualmente lo suficientemente corto como para que el proceso pueda considerarse adiabático. En esas condiciones,

$$P_{fc} = P_1 \left[\frac{2}{k+1} \right]^{\frac{k}{k-1}} \quad [7.1]$$

donde P_1 es la presión de alivio del sistema (presión de consigna más sobrepresión). El valor de k se calcula para gases ideales como

$$k = C_p/C_v \quad [7.2]$$

Nunca se debe utilizar el cociente de capacidades caloríficas para un gas real a altas presiones, ya que puede introducir grandes errores, sino que en ese caso debe usarse el coeficiente de expansión adiabático o politrópico.

Cuando la presión de consigna es muy baja, es imposible trabajar dentro del intervalo del flujo crítico. En estos casos, al igual que cuando

hay grandes contrapresiones, el tamaño de la válvula es mucho mayor que el que se necesitaría con flujo crítico.

La expresión a utilizar puede deducirse a partir del flujo a través de un orificio. Si el sistema se encuentra en flujo crítico, el área de alivio requerida (A) resulta

$$A = \frac{W}{C_D \chi K_b P_1} \sqrt{\frac{Tz}{M}} \quad [7.3]$$

donde W es el caudal másico a aliviar, M es el peso molecular de la corriente venteadada, z su factor de compresibilidad y T es la temperatura de alivio. χ es un coeficiente que se calcula por la expresión:

$$\chi = \sqrt{\frac{k}{R} \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{(k+1)}{k-1}}} \quad [7.4]$$

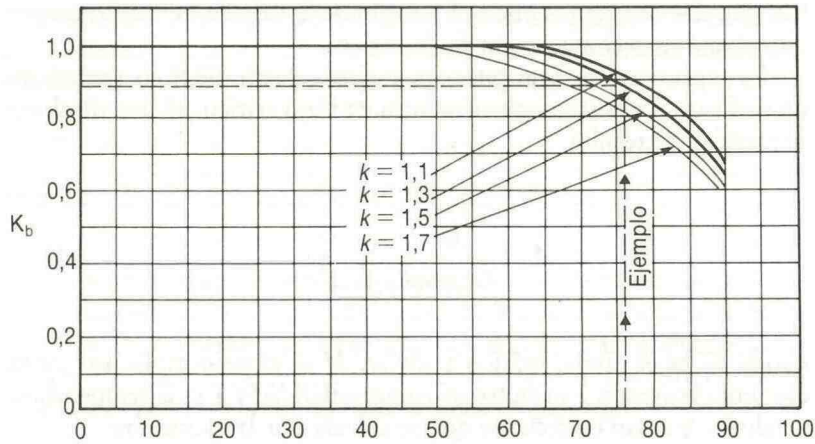
donde R es la constante del gas ideal.

C_D es el coeficiente de descarga para el flujo a través del orificio de la válvula. Se suele tomar el valor de 0,95 para flujo de gas, si no hay datos de la válvula, aunque siempre que sea posible deben utilizarse los datos del fabricante.

K_b es un factor de corrección por contrapresión para válvulas convencionales y balanceadas. Está recogido en gráficas. (API RP 520, ver figuras 7.10 y 7.11.)

Aunque la expresión anterior incluye el efecto de la contrapresión a través de K_b , cuando el flujo no es crítico no pueden usarse las figuras 7.10 y 7.11, y deben realizarse los cálculos con la expresión para flujo comprensible, que es algo más compleja y depende de la presión en la descarga de la válvula (P_2):

$$A = \frac{W}{C_D P_1} \sqrt{\frac{Tz}{M}} \left[\frac{R}{2} \frac{(k-1)}{k} \frac{1}{\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{2/k} - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k+1)/k}} \right]^{1/2} \quad [7.5]$$



$$\% \text{ Contrapresión absoluta} = \frac{\text{Contrapresión (absoluta)}}{\text{Presión de consigna (absoluta)} + \text{sobrepresión}} \times 100$$

Figura 7.10. Coeficiente de corrección de contrapresión (K_b) para la selección de válvulas de seguridad convencionales para flujo de gas o vapor según la API RP 520 (6). (Cortesía de American Petroleum Institute, Washington D. C.) Esta gráfica debe usarse cuando no se tengan valores concretos del caudal de alivio para el fluido en cuestión o el modelo concreto de válvula. Cuando sea posible deben usarse datos experimentales del fabricante.

Ejemplo 7.10:

i) Determinar el tamaño de orificio de la válvula de seguridad necesaria para ventear 8.000 kg/h de un vapor orgánico de peso molecular 153 y $z = 1$. La presión de alivio es de 6 bares relativos, la temperatura de 160° C y la contrapresión de 0,1 bares relativos. ($k = C_p/C_v = 1,3$). ii) ¿Y si la contrapresión fuera de 4 bares relativos?

i) Está claro que en el primer caso la contrapresión es mucho menor que el 50 por 100 de la presión de consigna y que deben utilizarse las expresiones para flujo crítico. Una válvula convencional será adecuada.

Ejemplo 7.10 (continuación):

Aplicando la ecuación [7.4] con los datos que tenemos y $R = 8.314 \text{ J/Kmol K}$ se tiene $\chi = 0,007318$. Aplicando ahora la ecuación [7.3], en la que se hace $K_b = 1$ según la figura 7.10, tenemos que

$$A = \frac{8.000/3.600}{0,95 \cdot 0,007318 \cdot 1,0 \cdot 701.300} \sqrt{\frac{433 \cdot 1,0}{153}}$$

$$A = 0,000767 \text{ m}^2 = 7,67 \text{ cm}^2$$

Luego, por la tabla 7.4 bastará con un orificio tipo J, que tiene 8,30 cm².

ii) En este caso calcularemos la contrapresión máxima que nos daría flujo crítico, que, por la ecuación [7.1], es

$$P_{fc} = 7,013 (2/2,3)^{(1,3/0,3)} = 3,83 \text{ bares}$$

La contrapresión en nuestro caso es de 5,013 bares, superior a la crítica, por lo que habrá que diseñar la válvula para flujo subcrítico, con la ecuación [7.5]

$$A = \frac{8.000/3.600}{0,95 \cdot 701.300} \sqrt{\frac{433 \cdot 1,0}{153}} \sqrt{\frac{8.314 (1,3 - 1)}{2 \cdot 1,3 \cdot \left(\frac{501.300}{701.300}\right)^{2/1,3} - \left(\frac{501.300}{701.300}\right)^{(1,3 + 1)/1,3}}}$$

$$A = 0,000824 \text{ m}^2 = 8,24 \text{ cm}^2$$

Aunque el área es casi un 8 por 100 superior, el mismo orificio, tamaño J, es válido. Sin embargo, en este caso se debe utilizar una válvula balanceada o pilotada.

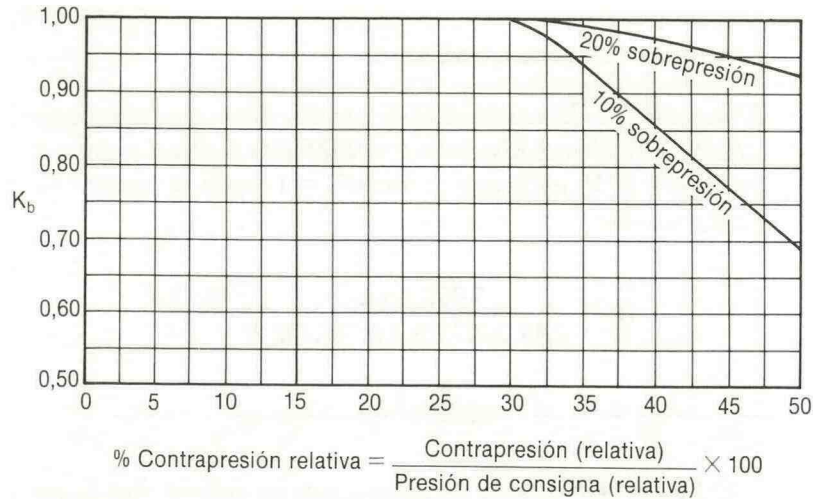


Figura 7.11. Coeficiente de corrección de contrapresión (K_b) para la selección de válvulas de seguridad balanceadas para flujo de gas o de vapor según la API RP 520 (6). (Cortesía de American Petroleum Institute, Washington D. C.)

Esta gráfica ha sido confeccionada a partir de datos de válvulas con presiones de consigna superiores a 3,5 bares relativos. Cuando sea posible deben usarse datos experimentales del fabricante. Debe usarse sólo para el flujo crítico. Para contrapresiones inferiores a 3,5 bares relativos en flujo subcrítico, debe consultarse al fabricante.

Selección de válvulas de seguridad para flujo de líquido

En este caso la expresión a utilizar según la API RP 520 es la expresión del flujo incompresible a través de una válvula, con algunas modificaciones.

$$A = \frac{Q_v}{C_D K_v K_p K_b \sqrt{2}} \sqrt{\frac{\rho}{1,25 P_{set} - P_2}} \quad [7.6]$$

donde Q_v es el caudal volumétrico de diseño y las presiones son manométricas. Normalmente las válvulas de alivio se diseñan para una sobrepresión del 25 por 100, con lo que P_1 es $1,25 P_{set}$. Los factores de corrección K_v , K_p y K_b corresponden, respectivamente, a viscosidad,

sobrepresión y contrapresión y se calculan mediante las figuras 7.12, 7.13, 7.14. En el caso del factor de corrección de viscosidad, su valor depende del número de Reynolds, cuyo cálculo requiere el conocimiento del diámetro de la válvula. En la primera aproximación se supone el orificio más pequeño disponible (normalmente este tipo de válvulas suelen utilizarse para casos de expansión térmica de fluidos, resultando tamaños muy reducidos, C o D), para luego recalcarlo hasta que coincida la suposición con el resultado obtenido. K_b es siempre 1 para válvulas convencionales. Para válvulas balanceadas se aplica la gráfica.

El coeficiente de descarga se toma del fabricante. Si no se conociera, se puede tomar el valor conservador de 0,61.

Ejemplo 7.11:

Seleccionar una válvula de alivio de líquido ($C_D = 0,73$ por catálogo) para $100 \text{ m}^3/\text{h}$ de agua. (20° C , $998 \text{ kg}/\text{m}^3$, viscosidad $1 \text{ mNs}/\text{m}^2$). La presión de consigna de la válvula es de 7 bares, y la presión de diseño del recipiente es 8 bares. Se permite una acumulación de un 10 por 100 y la contrapresión en el depósito de descarga es de 2 bares.

Para una presión de diseño de 8 bares, la presión de alivio con un 10 por 100 de acumulación (que se refiere siempre sobre la presión relativa) será

$$P = (8 - 1,013) 0,1 + 8 = 8,7 \text{ bares}$$

y la sobrepresión

$$\% \text{ sobrepresión} = (8,7 - 7)/(7 - 1,013) = 28 \text{ por } 100$$

Que es superior a un 25 por 100, luego la válvula estará plenamente abierta. Para aplicar la ecuación [7.6], buscaremos primero los coeficientes en las gráficas.

K_b : Una contrapresión de $2 - 1,013 = 0,987$ bares relativos significa, sobre una presión de consigna de $(7 - 1,013) = 5,987$ bares relativos un 16,5 por 100, luego es conveniente usar una

Ejemplo 7.11 (continuación):

válvula balanceada. Buscando en la gráfica se encuentra un valor de 0,99.

K_v : La gráfica viene en función del número de Reynolds, para lo que hace falta proceder iterativamente. Ya que el agua es poco viscosa, supondremos en primera aproximación que $K_v = 1$ y comprobaremos luego la suposición.

K_p es 1,01, correspondiendo al 28 por 100 de sobrepresión. Sustituyendo en unidades SI en la ecuación [7.6]

$$A = \frac{100/3.600}{0,73 \cdot 1 \cdot 1,01 \cdot 0,99 \sqrt{2}} \sqrt{\frac{998}{1,25 \cdot 598.700 - 98.700}}$$

$$A = 0,00106 \text{ m}^2 = 10,6 \text{ cm}^2$$

Elegimos, pues, un orificio K , que tiene 11,9 cm². A continuación comprobaremos la suposición de $K_v = 1$.

$$D = \sqrt{(4 A / \pi)} = 3,89 \text{ cm} = 0,0389 \text{ m}$$

El número de Reynolds será

$$\begin{aligned} Re &= D \cdot u \cdot \rho / \mu = D(Q/A) \cdot \rho / \mu = \\ &= 0,0389 \cdot [(100/3.600)/0,00106] \cdot 998/0,001 = 1,02 \cdot 10^6 \end{aligned}$$

Para este valor del número de Reynolds, K_v está en la zona de valor unidad, y no hace falta repetir el cálculo de nuevo, pues la suposición inicial era correcta.

Dimensionamiento de discos de ruptura

Los discos de ruptura, por sus especiales características, merecen una sección aparte. Siempre es mejor, si se tiene acceso a ellos, utilizar datos de capacidad certificados por el fabricante. A menudo los sumi-

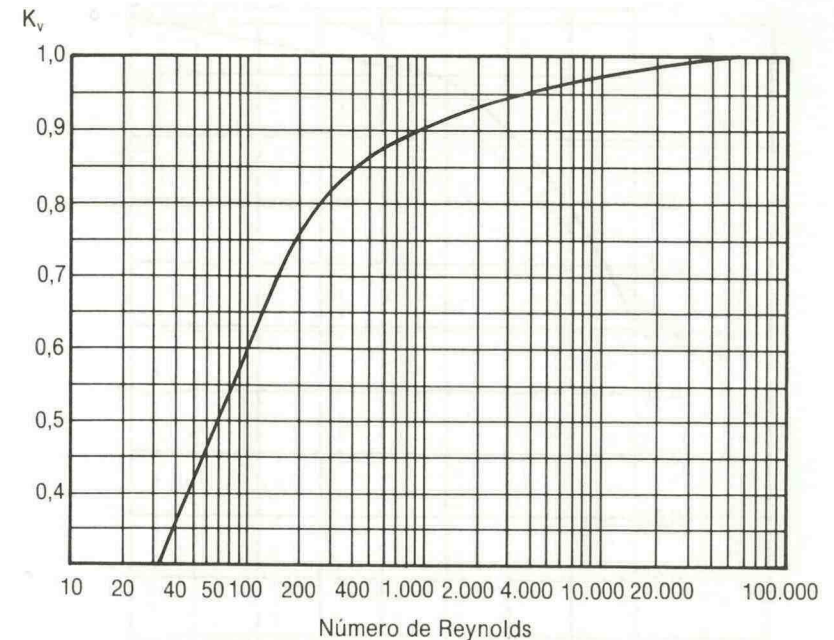


Figura 7.12. Coeficiente de corrección de viscosidad (K_v) para la selección de válvulas de alivio de líquido según la API RP 520 (6). (Cortesía del American Petroleum Institute, Washington D. C.)

nistradores ofrecen programas de diseño y selección para ordenador personal, que suelen ser bastante útiles, aunque debe comprobarse que tienen en cuenta todos los factores de diseño. A la hora de determinar su tamaño, se pueden considerar de dos maneras:

— Como secciones de tubería, con una longitud equivalente determinada, normalmente entre 8 y 16 diámetros. Se añade esta longitud a los tramos de tubería de entrada y salida y se calcula el caudal de alivio para la longitud total y la relación P_1/P_2 . Cuando se trata de flujo de gases, este cálculo puede hacerse mediante las gráficas de Lapple-Levenspiel (24). Normalmente se requieren dos o tres iteraciones, ya que el diámetro final debe ser igual al utilizado en el cálculo de la longitud equivalente y el factor de fricción f .

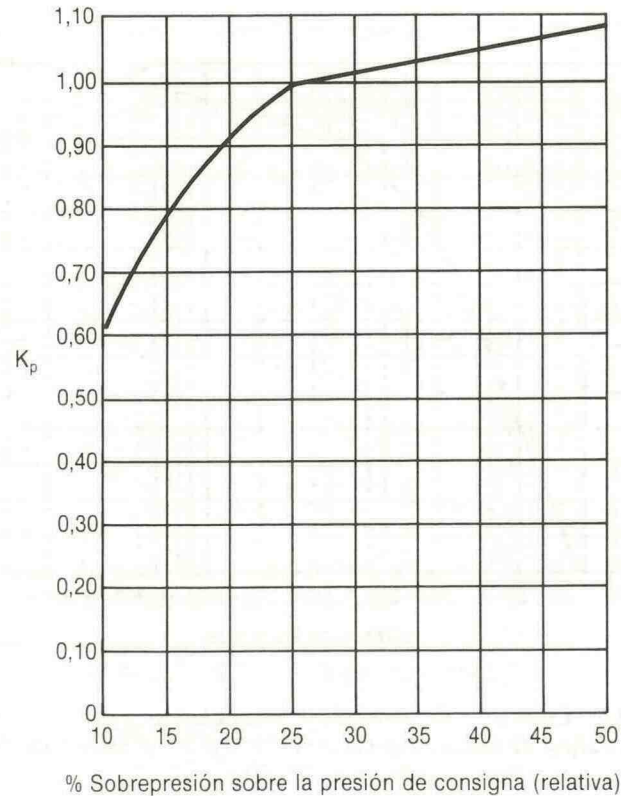


Figura 7.13. Coeficiente de corrección de sobrepresión (K_p) para la selección de válvulas de alivio de líquido según la API RP 520 (6). (Cortesía del American Petroleum Institute, Washington D. C.)

— Como orificio ideal. Se utiliza la misma fórmula que para válvulas de seguridad, pero con un valor de coeficiente de descarga más bajo (si no se conoce el valor certificado, tomar 0,62). Para el caso en el que exista flujo crítico:

$$A = \frac{W}{C_D X P_1} \sqrt{\frac{T_z}{M}} \quad [7.7]$$

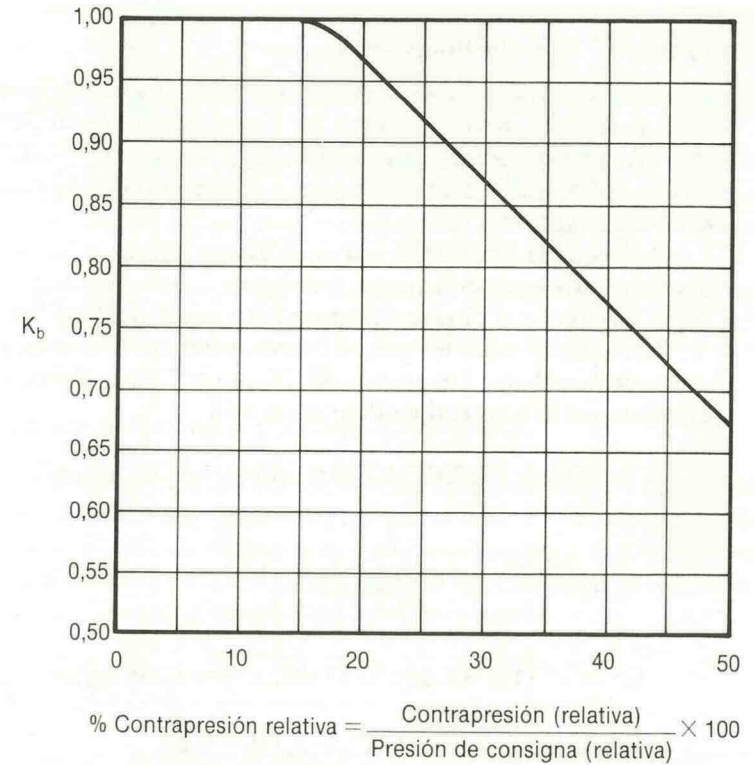


Figura 7.14. Coeficiente de corrección de contrapresión (K_b) para la selección de válvulas de alivio de líquido balanceadas según la API RP 520 (6). (Cortesía del American Petroleum Institute, Washington D. C.)

Esta curva está confeccionada con datos de varios fabricantes. Debe utilizarse cuando no se conozca el modelo de válvula que se va a utilizar o no se disponga del valor de K_b .

Ejemplo 7.12:

Seleccionar un disco de ruptura para ventear a 60° C 50.000 kg/h de un gas, de peso molecular 70 y $k = 1,4$. La presión de ruptura es de 9 bares, y la contrapresión 1,4 bares.

Ejemplo 7.12 (continuación):

Considerar una tubería de venteo del mismo diámetro que el disco de ruptura, de 50 m de longitud y con cuatro codos de 90° ($K = 0,8$) y una entrada brusca. $\rho = 22,75 \text{ kg/m}^3$ y $\mu = 0,012 \text{ mN/sm}^2$. Del catálogo del fabricante se obtiene $L/D = 16$ para el disco de ruptura.

Dado que la línea de descarga es bastante larga, vamos a diseñar el sistema mediante las gráficas de Lapple-Levenspiel, según aparecen en el *Chemical Engineer's Handbook de Perry* (24).

Para calcular todos los parámetros necesitamos un diámetro estimado inicial, que tomaremos de 100 mm = 0,10 m. Primero calcularemos la densidad de flujo másico G .

$$G = W/A = (50.000/3.600)/(\pi 0,1^2/4) = 1.768 \text{ kg/sm}^2$$

$$G^* = \sqrt{kP\rho \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}}$$

$$G^* = \sqrt{[1,4 \cdot 900.000 \cdot 22,75 (2/2,4)^6]} = 3.098 \text{ kg/sm}^2$$

$$\text{Luego } G/G^* = 0,57 \text{ y } P_2/P_0 = 1,4/9 = 0,16$$

Buscando en la gráfica de Lapple G/G^* y P_2/P_0 encontramos un valor de N disponible de aproximadamente 3. A continuación determinaremos el valor que tenemos en la realidad. Primero calcularemos el Re .

$$Re = D G / \mu = 0,1 \cdot 1.768 / 0,000012 = 1,5 \cdot 10^7$$

Como nos encontramos en flujo altamente turbulento, que es lo normal en estos casos, podemos aplicar el factor de fricción (f) límite, que para tubería de acero al carbono es 0,016. A continuación calculamos el factor N , que incluye las cargas de velocidad perdidas en tubería (50 m) y accesorios (4 codos de $K = 0,8$ y una contracción brusca $K = 0,5$) y el disco de ruptura ($L/D = 16$).

Ejemplo 7.12 (continuación):

$$N = (fL/D)_{\text{total}} = 0,016 \cdot 50/0,1 + 4 \cdot 0,8 + 0,5 + 0,016 \cdot 16 = 12$$

que es mayor que el máximo permisible, por lo que debemos instalar un disco de ruptura mayor. Para hacer N alrededor de 12 en la gráfica habrá que ir a un G/G^* de aproximadamente 0,34, por lo que se requiere un diámetro de 0,13 m.

Luego instalaremos un disco de 150 mm de diámetro, para tomar un tamaño de tubería normalizado.

Válvulas de respiración y venteos de emergencia

Pueden aplicarse las ecuaciones de diseño para válvulas de seguridad convencionales con flujo compresible no sónico [7.5], ya que las diferencias de la presión exterior con la presión de consigna son normalmente muy bajas en estos casos. Como coeficiente de descarga puede tomarse 0,5, a no ser que se tengan datos del fabricante.

Flujo en dos fases

Uno de los errores que más frecuentemente ocurren en el diseño de sistemas de alivio de emergencia es la no consideración de la posibilidad de que exista flujo en dos fases. El flujo en dos fases puede requerir un área hasta 10 veces mayor que la necesaria para flujo en fase gas. Si el sistema de alivio no ha sido diseñado para estas circunstancias, puede generarse una sobrepresión elevada por falta de la capacidad de alivio necesaria, con el consiguiente riesgo.

Tanto la predicción de las posibles situaciones de flujo bifásico como el diseño posterior del sistema de alivio son técnicamente complejos. Se ha conseguido un desarrollo importante en los últimos años, especialmente desde la creación del programa DIERS (Design Institute for Emergency Relief Systems) del AIChE (American Institute of Chemical Engineers). Los métodos desarrollados por el DIERS han sustituido a los más rudimentarios e inexactos que se venían aplicando en el pasado, introduciendo una mejora importante en los medios al alcance del ingeniero de procesos para identificar y paliar los riesgos.

El flujo en dos fases se origina en un fenómeno muy similar al que ocurre al abrir una botella de cava. La vaporización súbita dentro de la masa líquida provoca un aumento del volumen total, produciéndose la emisión de una mezcla líquido-gas o líquido vapor.

Una vez que se ha establecido el flujo en dos fases, lo más habitual es considerar que la corriente venteada corresponda al contenido promedio del tanque en cuanto a composición y fracción vapor. Es lo que se denomina modelo homogéneo (en los modelos más simplificados se supone que sale sólo líquido, como caso aún más desfavorable). Los modelos más complejos consideran el aumento de la fracción vapor del venteo debida al retorno de parte del líquido al recipiente (normalmente asignando una velocidad ascensional menor al líquido que al vapor a través de una *slip velocity*), o incluso un paso a flujo sólo de vapor al disminuir el nivel en el recipiente. El modelo homogéneo es normalmente el más conservador.

Prueba de flujo bifásico. Criterio DIERS

El programa DIERS desarrolló un criterio (26), (46) mediante cuya aplicación se puede determinar si un sistema presentará flujo bifásico o no, y en qué condiciones tiene lugar.

La base para este criterio es la siguiente: cuando la fracción en volumen de burbujas de vapor o gas retenidas en el sistema (α) sea mayor que la fracción de volumen del recipiente disponible para la expansión (α_0), se tendrá flujo bifásico o *boilover*. La retención de vapor depende del caudal de gas generado, el área de flujo del recipiente, la densidad y tensión superficial del líquido, la densidad del gas y el régimen de flujo.

El cálculo de α se basa en un modelo de flujo para las burbujas que ascienden a través del líquido, que permite calcular su velocidad de ascenso y, por tanto, la cantidad de burbujas en tránsito a través del líquido en un momento dado, lo que da el volumen retenido. Por lo tanto la primera elección es el modelo de flujo:

- Para viscosidades altas o medias (> 100 cp), y cuando se formen espumas, se utiliza el modelo *bubbly*.
- Para viscosidades bajas, y siempre que no se formen espumas, se utiliza el modelo *churn-turbulent*.

En la secuencia de cálculo, primero se determina el factor $j_{g\infty}$ que es la velocidad superficial del vapor o gas generado, calculada sobre la sección horizontal del recipiente (A_{horiz}).

$$j_{g\infty} = \frac{W}{\rho_g A_{horiz}} \quad [7.8]$$

donde ρ_g es la densidad del gas o vapor producido y W su caudal másico, calculado en función de todo el calor aportado (Q_e), bien sea por fuentes externas o por reacción química, como

$$W = \frac{Q_e}{\Delta H_v} \quad [7.9]$$

Luego se calcula u_∞ , la velocidad ascensional de las burbujas, según la fórmula del tipo de flujo aplicable. Para flujo tipo *bubbly*.

$$u_\infty = 1,18 \left[\sigma g \frac{1}{\rho_l} \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_l} \right) \right]^{1/4} \quad [7.10]$$

y para *churn-turbulent*

$$u_\infty = 1,53 \left[\sigma g \frac{1}{\rho_l} \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_l} \right) \right]^{1/4} \quad [7.11]$$

donde σ es la tensión superficial del fluido, g es la aceleración de la gravedad y ρ_l es la densidad de la fase líquida.

El cociente de $j_{g\infty}$ y u_∞ se ha correlacionado con α para casos de generación uniforme de vapor en todo el volumen del líquido, obteniéndose las ecuaciones que se muestran a continuación. Si la cantidad de vapor o gas fuera constante, como en el caso de inyección de gas desde el fondo del recipiente, habría que sustituir en todos los casos el valor de $j_{g\infty}$ por $2j_{g\infty}$, ya que al ser la cantidad de vapor la misma en toda la altura del recipiente, habría el doble de volumen que cuando se genera por ebullición homogénea (prácticamente cero en el fondo y W en la superficie superior, es decir, $W/2$ de promedio). Para flujo *churn-turbulent*

$$\frac{j_{g\infty}}{u_\infty} = 2 \frac{\alpha}{1 - C_o \alpha} \quad [7.12]$$

donde C_o toma el valor de 1,5, aunque si se desea hacer un cálculo conservador puede tomarse 1. Para *bubbly*

$$\frac{j_{g\infty}}{u_\infty} = \frac{\alpha(1 - \alpha)^2}{(1 - 1,2\alpha)(1 - \alpha^3)} \quad [7.13]$$

En este último caso es necesario calcular el valor de α iterativamente.

Una vez conocido α , se pueden sacar conclusiones. Si el recipiente tiene un espacio libre α_o por debajo de α , habrá flujo bifásico. En ese caso es necesario diseñar el sistema de alivio para estas circunstancias o reducir, si es posible, el nivel de líquido mediante sistemas de control fiables.

Este criterio no es adecuado en el caso de grandes tanques de almacenamiento, donde las corrientes de convección y los efectos locales cerca de la pared son extraordinariamente importantes. En estos casos sólo suele producirse ebullición en las paredes y la superficie. Existen métodos en la bibliografía (10, 11) que tienen en cuenta estas peculiaridades.

Ejemplo 7.13:

Determinar si habrá flujo bifásico en caso de que un fuego afecte a un tanque lleno en un 80 por 100 de un hidrocarburo inflamable. El área expuesta al fuego es de 80 m² y la sección horizontal del tanque es constante e igual a 10 m². No hay protección contraincendios de ningún tipo.

$$\rho_l = 740 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_v = 3 \text{ kg/m}^3 \quad \sigma = 0,019 \text{ N/m}$$

$$\Delta H_v = 400 \text{ kJ/kg} \quad C_p = 2 \text{ kJ/kg K}$$

(El fluido es poco viscoso y no forma espumas al hervir.)

Los cálculos de fuego los haremos siguiendo la norma NFPA 30 (ver ejemplo 7.6).

$$Q = 224.168 A^{0,566} = 2.677 \text{ kW}$$

Ejemplo 7.13 (continuación):

El caudal de vapor resultante será, con $F = 1$

$$W = Q F / \Delta H_v = 2.677 / 400 = 6,7 \text{ kg/s}$$

Calcularemos ahora $j_{g\infty}$ y u_∞ por las ecuaciones [7.8] y [7.11], eligiendo flujo *churn turbulent* en vista de las características del fluido

$$j_{g\infty} = W / (\rho_v A_{horiz}) = 6,7 / (3 \cdot 10) = 0,223 \text{ m/s}$$

$$u_\infty = 1,53 \left[0,019 \cdot 9,81 \frac{1}{740} \left(1 - \frac{3}{740} \right) \right]^{1/4}$$

$$u_\infty = 0,193 \text{ m/s}$$

$$\text{Luego } j_{g\infty} / u_\infty = 1,15$$

Resolviendo la ecuación [7.12] se obtiene un valor de α de 0,37 para $C_o = 1$. Como es mucho mayor que α_o (0,2) habrá que diseñar para flujo bifásico.

Cálculo de capacidad en flujo bifásico

Una vez conocido el caudal a aliviar y su fracción de vapor, hace falta determinar las características del sistema de alivio requerido.

El cálculo de la capacidad del sistema de venteo para flujo bifásico es bastante más complicado que para flujo de gas o de líquido. En la mayor parte de los casos existe una importante evaporación súbita (*flash*) en la válvula, por lo que es necesario tener en cuenta los efectos del cambio de fase, tanto térmicos como volumétricos.

Existen numerosas ecuaciones basadas en modelos de flujo que son simplificaciones del caso general. Los dos modelos más importantes son el ERM (*Equilibrium Rate Model*) y HEM (*Homogeneous Equilibrium Model*). La principal diferencia entre ambos es que el HEM asume equilibrio termodinámico instantáneo en cada momento, mientras que el ERM es un modelo de no-equilibrio, que supone una determinada

cinética para alcanzarlo. En la figura 7.15 se muestra la comparación de los distintos modelos de flujo para el caso del estireno. Los resultados de aplicar el modelo HEM son los más conservadores. Leung (12) ha demostrado que el flujo crítico del HEM equivale a un 90 por 100 del calculado según el ERM.

Fauske (14) ha desarrollado la siguiente expresión para calcular la densidad de flujo másico (G_c , kg/s m²) en condiciones críticas según el modelo ERM en un orificio ideal. Es generalmente conservadora, pero más adecuada para fracciones vapor cercanas a cero.

$$G_c = \frac{\Delta H_v}{v_{fg}} \sqrt{\frac{1}{C_p T_s}} \quad [7.14]$$

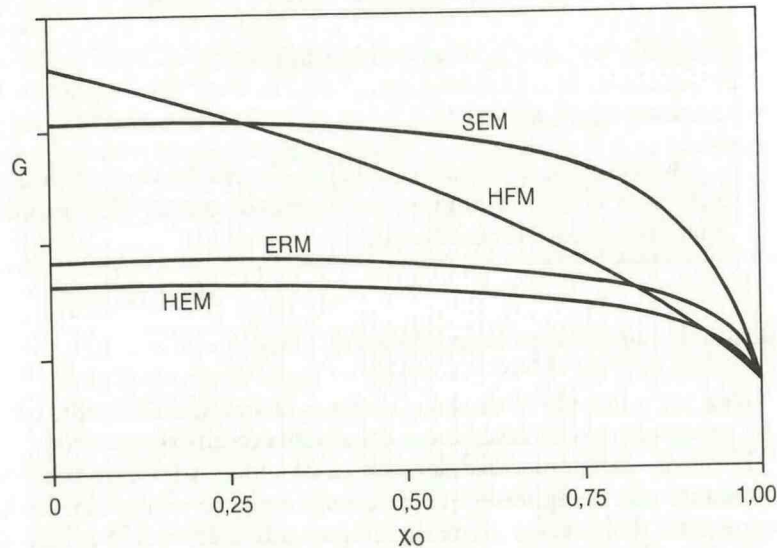


Figura 7.15. Comparación de la densidad de flujo másico de estireno en función de la fracción de vapor (X_o), calculado según diferentes modelos. [Adaptado de Leung (12).]

HEM = Homogeneous Equilibrium Model
ERM = Equilibrium Rate Model
SEM = Slip Equilibrium Model
HFM = Homogeneous Nonequilibrium Model

donde v_{fg} es la diferencia de volúmenes específicos entre la fase líquida y la vapor, T_s es la temperatura de saturación del fluido en las condiciones de entrada al orificio y C_p el calor específico del líquido.

Para pasar al flujo en una tubería se emplea un coeficiente de corrección ψ , que es función de su longitud (L) y diámetro (D), a través del factor adimensional L/D . Esta función ψ se muestra en la figura 7.16 para un factor de fricción $f = 0,016$.

De este modo la expresión final queda, para el modelo HEM:

$$G_c = 0,9 \psi \frac{\Delta H_v}{v_{fg}} \sqrt{\frac{1}{C_p T_s}} \quad [7.15]$$

Una expresión equivalente que puede ser útil en ocasiones se deriva teniendo en cuenta la ecuación de Clapeyron-Clausius,

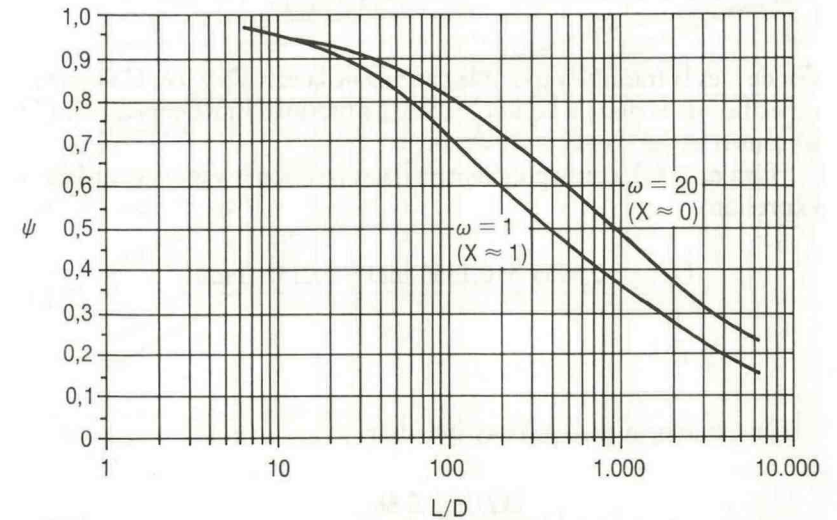


Figura 7.16. Factor de corrección por longitud para flujo crítico bifásico en tuberías. [Adaptado de Leung (45), para $f = 0,016$.]

$$\frac{\Delta H_v}{u_{fg}} = T_s \frac{dP}{dT} \quad [7.16]$$

con lo que se llega, sustituyendo las derivadas por incrementos finitos, a

$$G_c = 0,9 \psi \frac{\Delta P}{\Delta T} \sqrt{\frac{T_s}{C_p}} \quad [7.17]$$

En este caso ΔP corresponde a la sobrepresión durante el venteo y ΔT al incremento de temperatura de ebullición correspondiente a dicha sobrepresión (ver figura 7.19).

Existen expresiones menos simplificadas que recogen la influencia de más parámetros y hacen menos suposiciones. Por ejemplo, Leung (22) ha desarrollado una correlación para el modelo HEM en flujo sónico, basada en un parámetro adimensional ω

$$\omega = \frac{x u_{fg}}{u} + \frac{C_p T P}{u} \left(\frac{u_{fg}}{\Delta H_v} \right)^2 \quad [7.18]$$

donde x es la fracción vapor a la entrada de la válvula y u es el volumen específico de la mezcla líquido-vapor. La presión (P) y temperatura (T) se toman en las condiciones de alivio.

Para $\omega \geq 4,0$, correspondiente a bajas fracciones vapor, se utiliza la expresión

$$\frac{G_c}{\sqrt{\frac{P}{u}}} = \frac{0,6055 + 0,1356 \ln \omega - 0,0131 (\ln \omega)^2}{\sqrt{\omega}} \quad [7.19]$$

En cambio, si $\omega < 4,0$ hay que usar

$$\frac{G_c}{\sqrt{\frac{P}{u}}} = \frac{0,66}{\omega^{0,39}} \quad [7.20]$$

Para saber si nos encontramos en flujo sónico, se puede calcular la relación crítica de presiones (22)

$$\eta = P_{fc}/P = 0,6055 + 0,1356 \ln \omega - 0,0131 (\ln \omega)^2 \quad [7.21]$$

Si la presión en la descarga es superior a la presión crítica P_{fc} , se puede corregir la capacidad para obtener la de flujo subcrítico, utilizando la correlación desarrollada por First y Huff (23), recogida en la figura 7.17, que proporciona el cociente G/G_c como función de la fracción vapor a la entrada y el parámetro $(1 - \eta)/(1 - \eta_c)$.

Cuando se trabaja con flujo trifásico (vapor, líquido y gas incondensable) hay que utilizar expresiones más complejas. Leung y Epstein (13) han descrito un método apropiado para estos casos.

En general se obtiene una aproximación lo suficientemente exacta en primera instancia. Existen, no obstante, modelos matemáticos avanzados que describen con mucha más precisión los fenómenos de flujo bifásico.

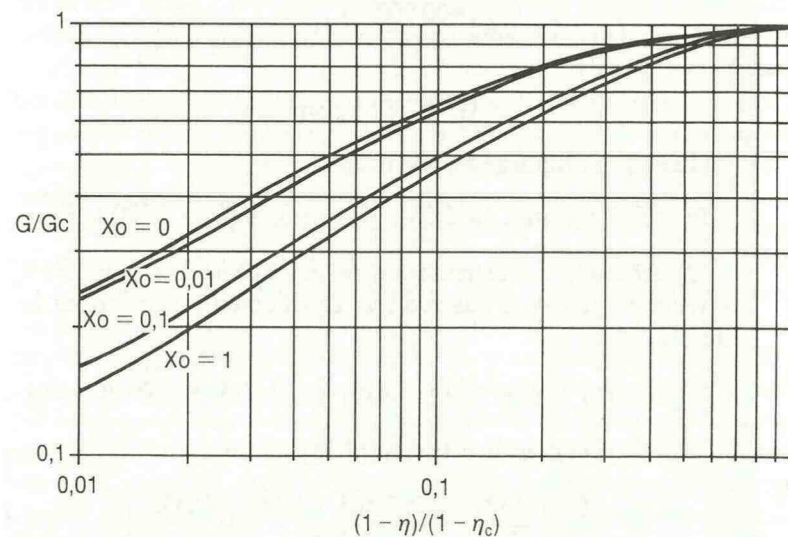


Figura 7.17. Factor de corrección por flujo no crítico para flujo bifásico en tuberías. [Adoptado de First y Huff (23).]

Ejemplo 7.14:

Determinar el caudal de una corriente con $x = 0,2$ que puede fluir por una conducción de diámetro 50 mm y de 15 m de longitud equivalente. La temperatura es de 90°C , la presión en la descarga es de 1,5 bares y en el recipiente inicial 5 bares.

$$\rho_l = 820 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_v = 3 \text{ kg/m}^3 \quad \mu = 0,019 \text{ mN/s m}^2$$

$$\Delta H_v = 400 \text{ kJ/kg} \quad C_p = 2 \text{ kJ/kg K}$$

1) Primero haremos el cálculo para flujo HEM según la ecuación [7.15] (modelo de Fauske).

Para obtener ψ , calculamos primero $L/D = 15/0,05 = 300$, y por la gráfica 7.16, $\psi = 0,62$ (interpolando para $x = 0,2$)

$$u_{fg} = (1 / \rho_v) - (1 / \rho_l) = (1/3) - (1/820) = 0,332 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Sustituyendo en la ecuación [7.15]

$$G_c = 0,9 \cdot 0,62 \cdot \frac{400.000}{0,332} \sqrt{\frac{1}{2.000 (273 + 90)}}$$

$$G_c = 789 \text{ kg/sm}^2$$

Luego, multiplicando por el área

$$W = 789 \text{ kg/sm}^2 \cdot (\pi \cdot 0,05^2 / 4) = 1,55 \text{ kg/s} = 5.580 \text{ kg/h}$$

2) Ahora lo calcularemos según el método de Leung. Para obtener ω , tenemos que calcular el volumen específico de la mezcla

$$v = (1 - x) v_l + x v_v = 0,8 (1/820) + 0,2 (1/3) = 0,0676 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Sustituyendo en la ecuación [7.18], se tiene que

$$w = \frac{0,2 \cdot 0,332}{0,0676} + \frac{2.000 \cdot 363 \cdot 500.000}{0,0676} \left(\frac{0,332}{400.000} \right)^2$$

$$w = 4,68$$

Ejemplo 7.14 (continuación):

Sustituyendo en la ecuación [7.19], obtenemos

$$G_c / \sqrt{(P/v)} = 0,3621$$

$$G_c = 0,3621 \sqrt{(P/v)} = 0,3621 \sqrt{(500.000/0,0676)} = 985 \text{ kg/sm}^2$$

El valor resulta algo superior al anterior. Al ser la fracción vapor relativamente alta, el valor que da la primera ecuación (Fauske) es probablemente conservador.

Reacciones runaway

El término *runaway* se aplica a las reacciones químicas, bien sean deseadas o indeseadas (normalmente descomposiciones o polimerizaciones), que se autoaceleran en un proceso de espiral al producirse una generación de calor mayor que la capacidad de refrigeración del sistema (ya que normalmente la primera crece de forma exponencial con la temperatura y la segunda sólo linealmente). En principio cualquier reacción exotérmica puede llegar a dar origen a un *runaway* si no se controla adecuadamente. La temperatura a la que la generación de calor se iguala con la capacidad de refrigeración se denomina temperatura de retorno (TNR), y por encima de ella se pierde el control del sistema. Nunca se debe permitir que un sistema alcance su punto de no retorno. En la práctica, la estabilidad del funcionamiento de reactores es un campo complejo, cuyo estudio requiere una simulación cuidadosa de la dinámica del sistema, teniendo en cuenta los algoritmos de control implementados. Un caso clásico que representa la situación más simple es el de un reactor de mezcla perfecta sin control automático de temperatura. Para una reacción exotérmica hay hasta tres puntos de operación, que corresponden a las soluciones de equilibrio entre el calor generado por reacción y el eliminado por el medio refrigerante. En la figura 7.18 se muestran las curvas de generación y eliminación de calor para un sistema típico.

Ejemplo 7.15:

Calcular los puntos de operación de un reactor continuo agitado de 25 m³, refrigerado mediante un intercambiador de calor con agua a una temperatura constante de 10° C. El tiempo espacial (τ) es de 800 s, la concentración de reactante es 7 kmol/m³, y la cinética es de primer orden con $k_o = 200.000 \text{ s}^{-1}$ y $E_a = 51.000 \text{ kJ/kmol}$. El intercambiador tiene un área de 10 m² y U se puede estimar como 2.500 W/m²K. $\Delta H_r = -10.000 \text{ kJ/kmol}$.

El calor generado por la reacción (Q_{gen}) se puede expresar como [ver Levenspiel (18)]

$$Q_{gen} = V_o C_o (X_{As}) (-\Delta H_r) = (V/\tau) C_o (X_{As}) (-\Delta H_r)$$

donde V es el volumen del reactor, X_{As} es la conversión alcanzada, C_o la concentración de reactante, $-\Delta H_r$ el calor de reacción y V_o es el caudal que se alimenta al reactor. La conversión puede expresarse para reactores de mezcla perfecta como

$$X_{As} = \tau k_o \exp(-E_a/RT_r) / (1 + \tau k_o \exp(-E_a/RT_r))$$

Siendo T_r la temperatura de reacción (en K). Sustituyendo los valores en unidades SI en las dos expresiones anteriores, se tiene que

$$X_{As} = 1,6 \cdot 10^8 \exp(-6.134/T_r) / (1 + 1,6 \cdot 10^8 \exp(-6.134/T_r))$$

$$Q_{gen} = (25 \text{ m}^3/800 \text{ s}) 7 \text{ kmol/m}^3 X_{As} 10.000 \text{ kJ/kmol} = 2,1875 \cdot 10^6 X_{As} \text{ (W)}$$

La refrigeración (Q_{ref}) se puede calcular como

$$Q_{ref} = U A (T_r - T_{ref}) = 2.500 \text{ W/m}^2\text{K} 10 \text{ m}^2 (T_r - 283) \text{ K} = 25.000 (T_r - 283) \text{ W}$$

Los posibles puntos de operación se dan en el momento en que la capacidad de refrigeración se iguala con la generación de

Ejemplo 7.15 (continuación):

calor por reacción. Luego igualando las dos expresiones de Q_{ref} y Q_{gen} y resolviendo gráfica o iterativamente se encuentran tres valores.

$$T_{r1} = 20,1^\circ \text{ C}$$

$$T_{r2} = 44,5^\circ \text{ C}$$

$$T_{r3} = 84,2^\circ \text{ C}$$

Los dos extremos corresponden a temperaturas de operación estable. El valor intermedio es el punto de operación inestable. Si se supera esta temperatura, el sistema evolucionará espontáneamente hacia el punto de operación superior, produciéndose una reacción *runaway*.

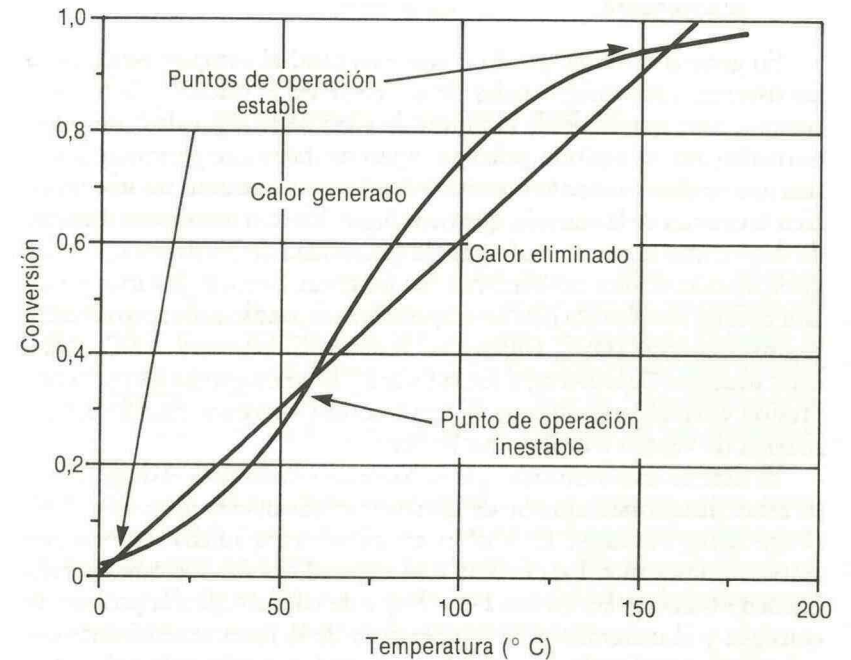


Figura 7.18. Curvas de generación de calor por reacción y eliminación por refrigeración para un reactor continuo agitado en el que ocurre una reacción exotérmica.

A la hora de valorar la probabilidad de encontrarnos con un caso de *runaway* hay que tener en cuenta cuatro factores:

- La temperatura inicial, que puede ser la de operación, la siguiente a otro tipo de incidente o la del medio que se utiliza como calefacción.
- El potencial energético del sistema, es decir, la cantidad de calor que liberarían las reacciones químicas que se consideran posibles.
- Otras posibles fuentes de calor, en su caso.
- La cinética de la reacción, que determina la velocidad de liberación del potencial energético del sistema. Es necesario conocer la liberación de calor en función de la temperatura y de la conversión.
- La capacidad de eliminación de calor del sistema, bien sea por intercambio de calor con el exterior o por ebullición de la mezcla reaccionante.

En general es difícil predecir con exactitud el comportamiento de un sistema. Las consecuencias de un error en el cálculo pueden ser, además, muy graves desde el punto de vista de la seguridad. Por ello, normalmente, se realizan pruebas experimentales que permitan la obtención de datos sobre la reactividad del sistema cuando no se conoce bien la cinética de la reacción que tiene lugar. Existen numerosas maneras de determinar experimentalmente la reactividad de un sistema. La mayoría de ellas utiliza calorímetros que permiten conocer la variación de la actividad exotérmica con la temperatura en condiciones aproximadamente adiabáticas (DSC, *Differential Scanning Calorimetry*. ARC, *Adiabatic Reaction Calorimetry*). En la figura 7.19 se muestran las curvas de presión y temperatura típicas de una reacción *runaway*, cuando hay un sistema de venteo y cuando no lo hay.

El sistema más avanzado que se ha desarrollado para el diagnóstico de estas situaciones, aunque de un coste relativamente alto, es el VSP (*Vent Sizing Package*). El VSP es un calorímetro adiabático con una inercia térmica muy baja debida a su especial diseño. De este aparato pueden obtenerse las curvas $T-t$ y $P-t$, y de ellas dT/dt a la presión de consigna y el incremento de temperatura de la masa reaccionante correspondiente a la sobrepresión durante el venteo (31), (32). Con estos parámetros, como veremos más adelante, se puede diseñar el sistema de alivio de presión.

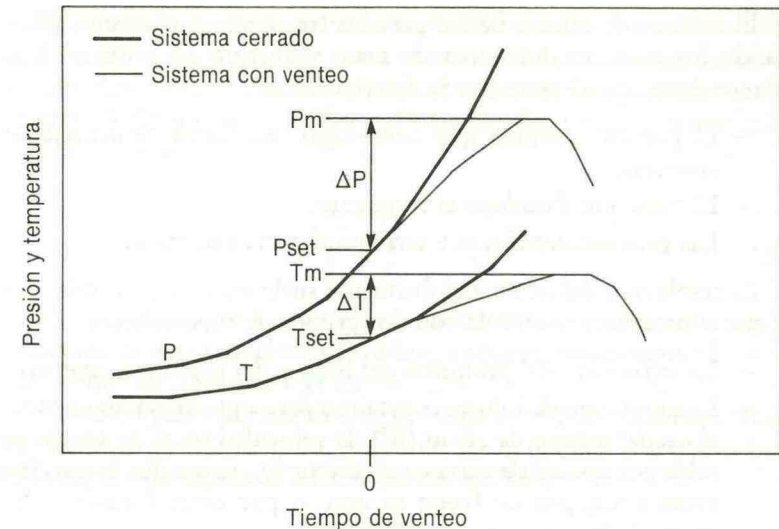


Figura 7.19. Evolución de la temperatura y la presión en reacciones *runaway* con y sin venteo. [Adaptado de Huff (48).]

Según su comportamiento durante el venteo, se distinguen tres tipos de sistemas:

- *Sistemas de vapor*. También se denominan sistemas de ebullición o de presión de vapor. Se caracterizan porque ejercen su presión de vapor sobre el recipiente a la temperatura del sistema. Durante el venteo existe una eliminación de calor considerable debido al calor latente necesario para producir el cambio de fase de la mezcla reaccionante. Es el caso de la polimerización de estireno en un disolvente orgánico.

- *Sistemas de gas*. Son aquellos en que se generan gases como consecuencia de la reacción. En este caso no se elimina calor durante el venteo por causa de la ebullición. Es el caso de la descomposición de un peróxido orgánico produciendo gases muy por debajo de la temperatura de ebullición de los productos de descomposición.

- *Sistemas híbridos*. Son los que tienen componentes de las dos categorías anteriores. Por ejemplo, la descomposición de un peróxido disuelto en un disolvente orgánico de bajo punto de ebullición.

El método de cálculo básico para los tres casos es el mismo, planteando los balances dinámicos de masa y energía del sistema. Este balance debe completarse con la descripción de:

- El proceso químico que tiene lugar, en forma de ecuaciones cinéticas.
- El flujo que abandona el recipiente.
- Las propiedades físicas y termodinámicas necesarias.

La resolución del sistema globalmente suele ser muy compleja, por lo que el problema se aborda con dos grupos de suposiciones:

- La separación del problema del flujo y del problema cinético.
- La suposición de valores constantes para algunas variables como el caudal másico de alivio (W), la velocidad total de aporte de calor por unidad de masa en el reactor (q), ya sea por la reacción exotérmica, por un fuego externo o por otras fuentes, y las propiedades físicas y termodinámicas.

Aplicando estas suposiciones algunos autores han desarrollado expresiones para el caudal de alivio requerido en diversos casos. Son aproximaciones, y deben entenderse como tales. Siempre que sea posible, los resultados obtenidos por estos métodos deben someterse a comprobación, bien experimentalmente o frente a modelos más sofisticados.

Para sistemas de vapor, Leung (12), suponiendo constantes W y q , así como las propiedades físicas y suponiendo también que la corriente venteada tiene la misma composición y fracción vapor que el contenido del recipiente, llega a la expresión:

$$W = G_c A = \frac{m_o q}{\left[\left(\frac{V}{m_o} \frac{\Delta H_v}{v_{fg}} \right)^{1/2} + (C_v \Delta T)^{1/2} \right]^2} \quad [7.22]$$

donde m_o es la masa contenida en el recipiente antes del venteo, V es el volumen del recipiente, C_v es la capacidad calorífica del líquido a volumen constante y ΔT el incremento de temperatura correspondiente a la sobrepresión (ΔP), que en sistemas de vapor, para los que se aplica esta fórmula, puede obtenerse de la curva de presión de vapor del sistema.

Se recomienda calcular q como la media aritmética de la generación de calor durante el venteo, si no se tienen datos experimentales. Si existen datos experimentales del incremento de temperatura con el tiempo (t) durante la reacción (por ejemplo del VSP), se recomienda usar la expresión

$$q = \frac{1}{2} C_v \left[\left(\frac{dT}{dt} \right)_{set} + \left(\frac{dT}{dt} \right)_m \right] \quad [7.23]$$

donde m corresponde a la temperatura de saturación del contenido del recipiente en las condiciones de máxima sobrepresión permitida, y set a la presión de consigna (ver figura 7.19).

También para sistemas de vapor, Fauske (14), (25) ha desarrollado un sistema muy simplificado, plasmado en un nomograma que se basa en la expresión siguiente para el cálculo del área

$$A = \frac{V \rho}{G_c \Delta t_v} \quad [7.24]$$

donde la densidad, ρ , corresponde al contenido del reactor, G_c es la densidad de flujo másico a través del venteo (según las expresiones simplificadas vistas en el apartado anterior para el modelo HEM) y Δt_v es el tiempo de venteo, calculado como:

$$\Delta t_v \cong \frac{\Delta T C_p}{q_{set}} \quad [7.25]$$

donde q_{set} es la generación de calor por unidad de masa en el punto de consigna, y C_p la capacidad calorífica del contenido del reactor. Combinando las ecuaciones [7.14], [7.24] y [7.25], se obtiene la expresión

$$A = V \rho (T_{set} C_p)^{-1/2} (q_{set} / \Delta P) \quad [7.26]$$

Esta expresión suele dar resultados conservadores. Aun con todo, no se debe usar más que como una primera aproximación para tener un orden de magnitud del área requerida. Cualquier cálculo definitivo debe estar basado en un cálculo más estricto.

Para sistemas híbridos y de generación de gas, Leung (16) describe un método aproximado, aunque bastante más complejo que los anteriores.

Los métodos más completos actualmente existentes están basados en la resolución conjunta de las ecuaciones diferenciales que constituyen el balance de materia y energía del sistema. El programa más conocido es el SAFIRE, desarrollado por el DIERS (30). Igualmente, Huff (26) describe un método numérico para resolver simultáneamente los balances.

Ejemplo 7.16:

Calcular para flujo bifásico, según el método de Leung y el de Fauske el área de alivio requerida para proteger un reactor de 15 m³ que contiene 11.000 kg de un producto A inestable que se puede descomponer exotérmicamente. La presión de consigna del sistema de alivio debe ser 15 bares. Se dan los parámetros obtenidos de un ensayo de VSP.

Datos: Calor específico = 3,2 kJ/kgK $T_{\text{saturación a 15 bares}} = 167^\circ \text{C}$
 VSP: $\Delta P/\Delta T = 16.000 \text{ Pa/K}$ (media entre 15 y 17 bares)
 dT/dt (15 bares) = 0,14 K/s dT/dt (16,5 bares) = 0,16 K/s

Tomaremos una sobrepresión del 10 por 100, por lo que la presión durante el venteo será

$$P = (15 - 1,013) 10\% + 15 = 16,4 \text{ bares}$$

Luego $\Delta P = 1,4$ bares

Como $\Delta P/\Delta T = 16.000 \text{ Pa/K}$, para $\Delta P = 140.000 \text{ Pa}$

$$\Delta T = 140.000/16.000 = 8,75 \text{ K}$$

El calor generado por unidad de masa durante el venteo será, en promedio, por la ecuación [7.23]

$$q = 0,5 \cdot 3.200 \text{ J/kgK} (0,14 + 0,16) \text{ K/s} = 480 \text{ W/kg}$$

Por otro lado, si el sistema no tiene pérdidas de calor, para una velocidad de aumento de temperatura en el punto de consigna de 0,14 K/s, podemos escribir

$$q_{\text{set}} = 3.200 \cdot 0,14 = 448 \text{ W/kg}$$

Ejemplo 7.16 (continuación):

1) Primero aplicaremos el método de Fauske, mediante la ecuación [7.26]

($V \rho$) es la masa reaccionante, es decir 11.000 kg

$$A = 11.000 \text{ kg} ((167 + 273) \text{ K} \cdot 3.200 \text{ J/kgK})^{-1/2} \\ (448 \text{ W/kg} / 140.000 \text{ Pa})$$

$$A = 0,0297 \text{ m}^2$$

Lo que equivale a un diámetro de 194 mm, luego haría falta un disco de ruptura de 200 mm de diámetro (los cálculos suponen sólo el flujo a través de un orificio. Si hubiera tubería, habría que dividir el área por el factor ψ de la figura 7.16 para considerar su efecto en el caudal).

2) Aplicando ahora la ecuación de Leung [7.22], con los datos que ya tenemos, y recordando la ecuación [7.16], por la que:

$$\Delta H_v / v_{fg} = T_s (dP/dT) = (273 + 167) \text{ K} \cdot 16.000 \text{ Pa/K} = \\ = 7,04 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

se obtiene que

$$W = (11.000 \text{ kg} \cdot 480 \text{ W/K}) / \{ (15 \text{ m}^3 \cdot 7,04 \cdot 10^6 \text{ Pa} / 11.000 \text{ kg})^{1/2} + \\ + (3.200 \text{ J/kgK} \cdot 8,75 \text{ K})^{1/2} \}^2$$

$$W = 75 \text{ kg/s}$$

Ahora calculamos el área requerida utilizando para G_c la ecuación [7.17], tomando $\psi = 1$ para poder comparar con el caso anterior.

$$A = W/G_c = 75 / \{ 0,9 (16.000 \text{ Pa/K}) [(273 + 167)/3.200]^{1/2} \} = \\ = 0,0140 \text{ m}^2$$

Lo que requeriría un diámetro de 134 mm.

Como se ve, los dos métodos difieren en un factor de 2 en el área necesaria. Debe tomarse el valor más conservador, de 194 mm.

Explosiones de polvo

Cuando se manejan sólidos combustibles los sistemas de venteo suelen consistir en paneles de explosión. Para su diseño se utilizan ecuaciones semiempíricas, que normalmente incluyen constantes que deben ser determinadas experimentalmente. La norma NFPA 68 (27) da los métodos de cálculo recomendados. Schofield (28) los discute extensamente.

Estructuras de baja presión

La ecuación de Swift y Epstein (47) sirve para estructuras de baja presión (capaces de soportar menos de 0,1 bares relativos) y calcula el área de venteo requerida (en m²) como

$$A = C_{vent} A_s / P^{1/2} \quad [7.27]$$

A_s es el área interna del sistema (m²) y P es la presión máxima (KPa) que puede aguantar el elemento más débil del conjunto. C_{vent} es una constante dimensional cuyo valor se da en la tabla 7.5 para diferentes productos o clases de sólidos. Los valores de esta constante deben determinarse experimentalmente. En las referencias anteriores se pueden encontrar valores para otros gases y polvos.

En la tabla 7.5 se usan para clasificar los tipos de polvo tres clases, según sea el valor de la constante K_{st} . Esta constante proviene de la «ley cúbica», que determina que para ciertas condiciones la máxima velocidad de aumento de presión está relacionada con el volumen del sistema (V), de modo que:

$$(dP/dt)_{máx} V^{1/3} = K_{st} \quad [7.28]$$

Tabla 7.5. Características de algunos polvos combustibles según NFPA 68 (1988)

Combustible	C (KPa ^{1/2})
Polvo St-1	0,26
Polvo St-2	0,30
Polvo St-3	0,51

La constante K_{st} , cuando se mide en condiciones estándar, es una buena medida de la violencia de la explosión que un polvo puede originar. En la tabla 7.6 se recogen las principales características de cada clase. Para conocer el valor de K_{st} se puede buscar en tablas, como las contenidas en las referencias anteriormente citadas, o enviar muestras a un laboratorio homologado para su determinación.

Tabla 7.6. Definición de las clases de explosiones de polvo basada en una fuente de ignición de 10 kJ y pruebas en un volumen de 1 m³

Clase de explosión de polvo	K_{st} (bar m/s)	Características
St-0	0	Sin explosión
St-1	0-200	Explosión débil
St-2	200-300	Explosión fuerte
St-3	> 300	Explosión muy fuerte

Estructuras de alta presión

Se definen como estructuras de alta presión las que pueden soportar más de 0,1 bares relativos. El método de cálculo se basa en la ley cúbica y se describe en detalle en la norma NFPA 68. Se ha resumido en un conjunto de nomogramas que se muestran en las figuras 7.20, 7.21 y 7.22.

Cada gráfica está construida para un valor distinto de la presión de apertura del venteo (P_{stat}). Se entra por las abscisas de la gráfica de la derecha con el volumen del sistema. Se sube verticalmente hasta la máxima presión que se desea alcanzar (P_{red}). Ahora horizontalmente se pasa a la gráfica de la izquierda, hasta el valor de K_{st} del polvo (también hay gráficas con el tipo de polvo tan sólo). Desde ese punto se baja verticalmente hasta el valor del área de venteo necesaria.

Documentación del diseño

Los sistemas de alivio de presión son equipos críticos, con un papel muy importante en la seguridad de las plantas. Por eso es imprescindible que exista un registro completo de toda la información referente a cada

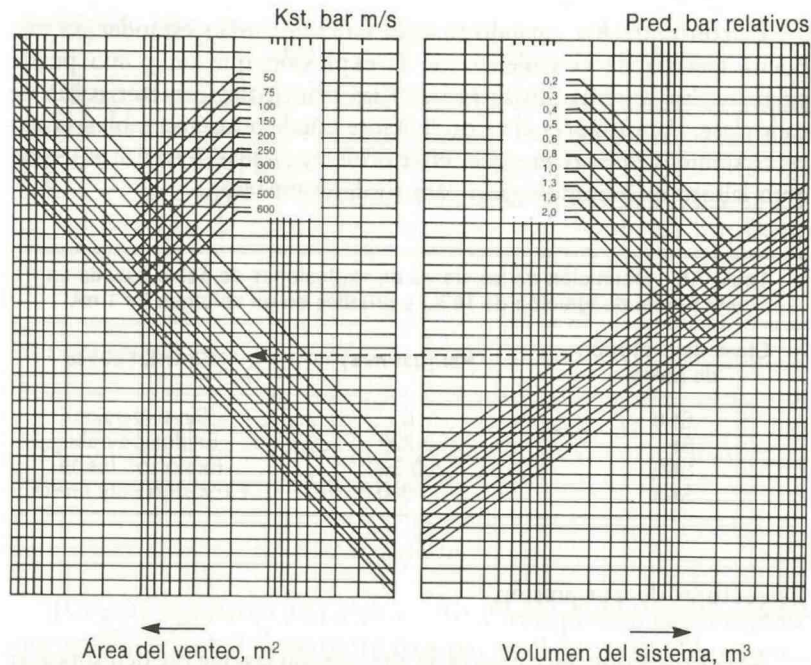


Figura 7.20. Nomograma para el diseño de aberturas de alivio para polvos inflamables según la norma NFPA 68 (27), $P_{\text{stat}} = 0,1$ bares relativos.

Reproducido con permiso de la NFPA 68: «Deflagration venting», Copyright © 1988 National Fire Protection Association, Quincy, MA 02269. El material reproducido no constituye la posición oficial de la National Fire Protection Association sobre este tema, que sólo está representada por la norma de su integridad. El material ha sido traducido por los autores. La NFPA no se hace responsable de la exactitud de la traducción.

uno de ellos. Toda la documentación debe archivar para que sea accesible en caso de modificaciones o revisiones de los diseños. Debe incluirse como mínimo:

Bases del diseño:

- Diagrama esquemático de la unidad protegida.
- Condiciones de proceso (funcionamiento normal, puesta en marcha...).

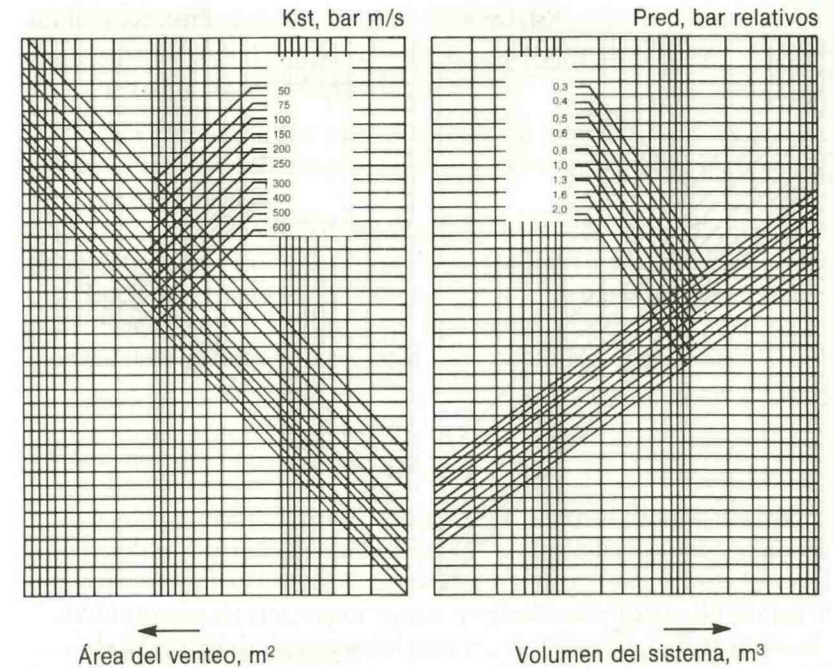


Figura 7.21. Nomograma para el diseño de aberturas de alivio para polvos inflamables según la norma NFPA 68 (27), $P_{\text{stat}} = 0,2$ bares relativos.

Reproducido con permiso de la NFPA 68: «Deflagration venting», Copyright © 1988 National Fire Protection Association, Quincy, MA 02269. El material reproducido no constituye la posición oficial de la National Fire Protection Association sobre este tema, que sólo está representada por la norma de su integridad.

El material ha sido traducido por los autores. La NFPA no se hace responsable de la exactitud de la traducción.

- Propiedades físicas y termodinámicas, así como la fuente de donde se han obtenido.
- Reactividad (reacciones, constantes cinéticas, resultados de VSP, ARC...), si es aplicable.
- Escenarios considerados.
- Escenario elegido y justificación.

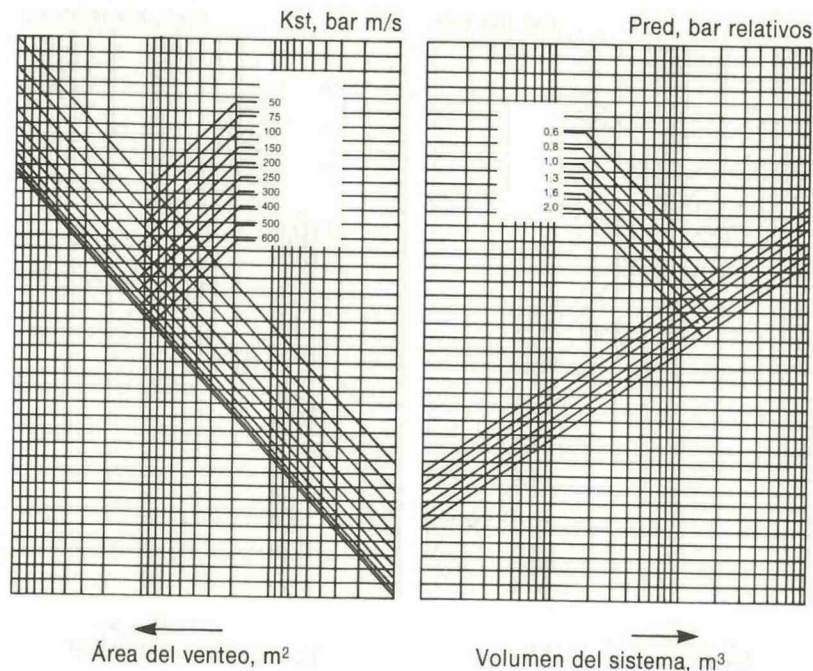


Figura 7.22. Nomograma para el diseño de aberturas de alivio para polvos inflamables según la norma NFPA 68 (27), $P_{stat} = 0,5$ bares relativos.

Reproducido con permiso de la NFPA 68: «Deflagration venting», Copyright © 1988 National Fire Protection Association, Quincy, MA 02269. El material reproducido no constituye la posición oficial de la National Fire Protection Association sobre este tema, que sólo está representada por la norma de su integridad.

El material ha sido traducido por los autores. La NFPA no se hace responsable de la exactitud de la traducción.

Cálculos:

- Cálculo completo del caudal requerido, con referencia a los códigos y normativas aplicables.
- Selección del tipo de elemento de alivio y justificación.

Conclusiones:

- Hoja de especificaciones del equipo a instalar. (En la figura 7.23 se muestra un ejemplo para válvulas de seguridad adaptado a los

requisitos de la norma API 526. Se han marcado con una X los apartados que debe rellenar el Ingeniero de Proceso para la petición de oferta a los fabricantes.)

Si hace falta cualquier tipo de medida de protección adicional para reducir el tamaño del elemento de alivio, debe especificarse claramente en la documentación.

Los sistemas de alivio de emergencia deben diseñarse sólo por personal entrenado y cualificado, que conozca las normativas aplicables y haya sido supervisado durante un tiempo por un diseñador experimentado. Especialmente en los casos de venteo en dos fases o reacción química debe recurrirse a personal con suficiente experiencia.

Tratamiento del venteo

No puede permitirse que durante los venteos fluidos tóxicos o combustibles vayan a la atmósfera o al alcantarillado, por lo que es necesario prever sistemas de conducción y tratamiento de estos efluentes. Cuando se trata de aire, vapor o agua, normalmente basta con proteger la salida de la válvula de seguridad para evitar daños directos al personal. En los demás casos existen diferentes alternativas, dependiendo del equipo y del proceso. En general están muy limitadas por lo imprevisible del venteo y las condiciones anormales en que suele producirse. Lo más normal es conducir el fluido a un tratamiento adecuado (antorcha, balsa de tratamiento, absorbedor...). En la API Recommended Practice 521 (5) se dan criterios para el tratamiento de estos efluentes y normas para el diseño de los equipos.

Colectores

A la hora de diseñar un colector de venteos hay que tener en cuenta principalmente:

- *La composición y el estado físico del fluido.* Si hay líquidos o corrientes muy frías hace falta vaporizarlos (para proteger la antorcha) o calentarlos (para evitar la fragilidad de los materiales, normalmente acero al carbono). En estos casos suele diseñarse un ramal para las corrientes frías o líquidas, ya que requieren materiales especiales.

Hoja de especificación Válvula de alivio de presión	Pedido	X	Hoja nº	X
	Proyecto		X	
	Preparado por		Nombre	
	Revisado por		Fecha	
General				
Número de ítem				
Código de identificación	X			
Equipo o línea donde se instala	X			
Número de válvulas	X			
Conexiones normales, reducidas u otras				
Tipo				
A. Seguridad, alivio o alivio-seguridad	X			
B. Convencional, balanceada o pilotada	X			
Tipo de casquete (bonnet)				
Conexiones				
Tamaño (entrada/salida)	X / X	/	/	/
Tipo de bridas o roscada	X / X	/	/	/
Tipo de cara de las bridas	/	/	/	/
Material				
Cuerpo/casquete	X / X	/	/	/
Asiento/disco	X / X	/	/	/
Cierre elástico del asiento				
Guía/anillos	/	/	/	/
Muelle				
Fuelle				
Accesorios				
Capuchón, roscado o atomillado				
Palanca de prueba: normal o con cierre				
Mordaza				
Bases de diseño				
Código	X			
Fuego	X			
Otras	X			
Condiciones de trabajo				
Fluido y estado	X			
Capacidad requerida por válvula	X			
Densidad a la temperatura de descarga	X			
Viscosidad a la temperatura de descarga	X			
Presión de trabajo/Presión de alivio	X / X	/	/	/
Temperatura de trabajo/temperatura de alivio	X / X	/	/	/
Contrapresión constante	X			
Contrapresión variable	X			
Presión diferencial de consigna	X			
Sobrepresión permisible, % consigna	X			
Factor de compresibilidad	X			
Area de orificio				
Calculado	X			
Seleccionado	X			
Código del orificio	X			
Modelo del fabricante nº				
Fabricante				
Notas				

Figura 7.23. Modelo de hoja de especificación de una válvula de seguridad.

Se conducen todas estas corrientes a un sistema de calentamiento y/o vaporización, y de allí al colector común.

Es necesario que el equipo de vaporización reaccione rápidamente al inicio del venteo, antes de verse lleno de líquido. Una posibilidad es la que se muestra en la figura 7.24. El sistema utiliza un fluido térmico, que puede ser metanol, amoníaco, u otro compuesto con punto de ebullición adecuado. Cuando, debido a un venteo, llega líquido frío al vaporizador, la presión del fluido térmico baja por la condensación, produciéndose la apertura de la válvula de vapor. El fluido térmico se vaporiza en el calderín, yendo desde allí al recalentador y al vaporizador de proceso, donde condensa, volviendo al calderín para repetir el ciclo. El líquido procedente del venteo hierve en el vaporizador de proceso y pasa al recalentador para alcanzar una temperatura adecuada antes de ir al colector común.

A veces pueden reaprovecharse los vapores por condensación, evitando su pérdida en la antorcha. El diseño de condensadores y vaporizadores se describe, entre otros, por Coulson (37), (40) y Kern (42).

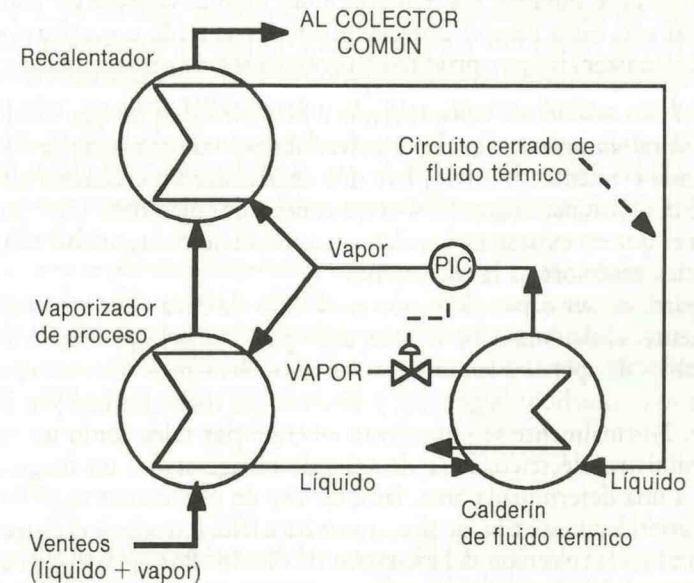


Figura 7.24. Sistema de vaporización y calentamiento de corrientes de venteo líquidas.

Normalmente existe el riesgo de que pueda llegar algo de líquido a la antorcha debido a arrastres o condensaciones, por lo que se suelen instalar a pie de antorcha separadores de gotas o trampas de agua para que las retengan. El diseño, incluyendo esquemas típicos, se describe en la API RP 521, y también en la bibliografía, como, por ejemplo, Coulson (37) y Crowl y Louvar (34).

— *La reactividad y compatibilidad entre las diferentes corrientes que van a parar al colector.* Puede darse el caso de que dos de ellas reaccionen entre sí de manera peligrosa. Siempre que exista esta posibilidad hay que proteger el sistema de posibles mezclas. Lo más normal es llevar los componentes más reactivos a un sistema distinto, con equipos para su tratamiento o neutralización. Suelen utilizarse lavadores de gases o absorbedores que, con un fluido adecuado, separan los componentes peligrosos, enviándose el resto a la antorcha o a la atmósfera. El diseño de estos equipos se ha descrito, entre otros, por Coulson (37), (40) y Treybal (43).

Hay que evitar la presencia de compuestos reactivos o corrosivos en el colector durante los venteos. Una válvula construida con un material adecuado para el proceso puede ser atacada e inutilizada en estas circunstancias por productos procedentes de otras válvulas.

— *Los caudales de cada válvula y la posibilidad de que varias se abran simultáneamente.* Igual que se ha elaborado un escenario de diseño para cada elemento de alivio, hay que desarrollar un escenario global para el dimensionamiento del sistema general de colectores. Un criterio básico es que no existan en los elementos de alivio de seguridad contrapresiones superiores a las de diseño.

Aparte de ser capaz de soportar el flujo de cada elemento individualmente, el sistema debe ser adecuado para todas las combinaciones razonables de apertura simultánea de varios elementos. En este caso el escenario es mucho más general, y afecta a casi todos los equipos de la planta. Normalmente se consideran emergencias tales como un corte de suministro eléctrico, falta de agua de refrigeración, un fuego que afecte a una determinada área, falta de aire de instrumentos...

Al considerar este tipo de situaciones hace falta introducir el elemento temporal en la selección del escenario de diseño. Por ejemplo, en caso de fallo en el sistema de agua de refrigeración en una planta de producción de etileno por craqueo, la apertura de las válvulas de seguridad de los compresores va a ser prácticamente instantánea, mientras que las grandes

columnas de destilación tienen una mayor inercia debido al elevado inventario que contienen. Normalmente cuando las válvulas de las columnas comienzan a ventear, los compresores ya estarán parados. Si se omite esta consideración se puede llegar a resultados erróneos hasta en un 100 por 100 por exceso, lo que llevaría a tamaños de colector desproporcionados.

El cálculo de contrapresiones suele realizarse desde el final del colector, resolviendo cada ramal paso a paso hasta llegar a las válvulas. Se pueden utilizar las ecuaciones de flujo incompresible mientras la pérdida de carga en cada sección no sea mayor que un 10 por 100 de la presión inicial. Las ecuaciones para el cálculo de la pérdida de carga son las convencionales que se encuentran en la bibliografía (40), (41). Las propiedades físicas deben tomarse para la mezcla presente en cada momento, al igual que la temperatura. Es importante considerar todas las pérdidas de carga producidas por los ensanchamientos y accesorios, no olvidando las conexiones en «T» (38), (39). Muy a menudo son tan elevadas o más que las de la propia tubería recta.

Para los casos de evaluación de un diseño existente, la resolución es directa. Con un solo cálculo se obtienen las contrapresiones en cada válvula. Repitiendo el cálculo para todos los escenarios posibles se puede verificar si se cumplen las contrapresiones de diseño de las válvulas. Si en algún caso éstas fueran excedidas, hay que considerar el cambio de las válvulas afectadas por otras balanceadas o pilotadas (en las que la contrapresión tiene menor influencia) o bien la modificación del colector (esta opción normalmente es más cara, y suele exigir una parada general de la planta).

Cuando se pretende diseñar un sistema nuevo, la determinación del diámetro de cada sección no es directa. Es necesario seguir un proceso iterativo hasta encontrar las posibles combinaciones de diámetros que hagan que las contrapresiones de diseño no se sobrepasen. Para decidir la solución final se considera el coste total mínimo.

Antorchas

Las antorchas constituyen el sistema más comúnmente usado para eliminar las corrientes de venteo. A ellas sólo deben ir las corrientes que es imposible reprocesar o aprovechar, por lo que significa de desperdicio. Las más extendidas son las elevadas, aunque también existen

antorchas no elevadas, e incluso encerradas, pero necesitan mucho más espacio libre.

Una antorcha elevada es un quemador soportado por sirgas (hasta unos 150 m) o por estructura en los casos de alturas mayores. En la cima está el quemador y un cierre para evitar la entrada de aire en la antorcha. Su principal característica es su capacidad de quemar un caudal variable en una relación de 1 a 30.000, mientras que un quemador normal suele estar diseñado para relaciones de 1 a 5-10. Normalmente disponen de un sistema de inyección de vapor para disminuir la formación de humo.

Los principales parámetros en el diseño de una antorcha son el diámetro y la altura. El diseño de antorchas es altamente especializado, y, sobre todo, en el diámetro es conveniente consultar a los fabricantes y tomar una decisión conjunta.

El diámetro no sólo influye en la pérdida de carga en la antorcha. Si la velocidad de salida de los gases es demasiado baja, puede producirse retorno de llama, mientras que si es demasiado alta, puede desprenderse la llama, llegando incluso a apagarse. Normalmente se diseña el diámetro para que la velocidad durante venteos normales sea del orden de 0,2 veces la del sonido en el fluido. En casos de venteos de menor frecuencia y duración puede permitirse que llegue hasta 0,5 Mach.

De la altura depende la radiación que se alcanza en el suelo en casos de venteo. Los valores permisibles (sin incluir la radiación solar) son $1,58 \text{ kW/m}^2$ para zonas donde hay personal expuesto continuamente y $9,46 \text{ kW/m}^2$ para zonas accesibles por personal. Existen varios métodos para calcular las dimensiones y la inclinación de la llama en función del calor generado y las velocidades de la llama y del viento (5), (34). Normalmente se considera un modelo de emisión puntual, con el centro en el punto medio de la llama. A partir de él se trazan las curvas que dan los dos niveles de radiación anteriormente citados. Hay que utilizar los métodos disponibles con precaución, pues tienen intervalos de aplicabilidad limitados, ya que incluyen numerosos factores, como viento, fracción de calor irradiado, longitud e inclinación de la llama, etc.

Cuestiones y problemas

7.1. Una planta química recibe cloro licuado, que debe vaporizar antes de su uso. Discutir las diferentes posibilidades existentes en el diseño del vaporizador, incluyendo:

- Tipo de intercambiador de calor.
- Medio calefactor.
- Control.
- Sistemas de alivio de emergencia y protección.

Seleccionar el mejor sistema y dibujar un diagrama de equipos, tuberías e instrumentación mostrando los detalles de la instalación.

7.2. Estudiar las diferentes alternativas para el almacenamiento de 1.000 Tm de óxido de propileno (PO).

Considerar, entre otros, los siguientes aspectos:

- Estado físico y tipo de tanque.
- Presión y temperatura de diseño.
- Sistemas auxiliares (condensadores, compresores...).
- Sistemas de alivio de presión.

7.3. Considerar las posibles causas de vacío en un tanque de almacenamiento de un líquido volátil y determinar el caudal de entrada de aire necesario en cada caso para evitar el colapso del tanque. Discutir la seguridad intrínseca de los sistemas con válvulas de respiración para casos de vacío.

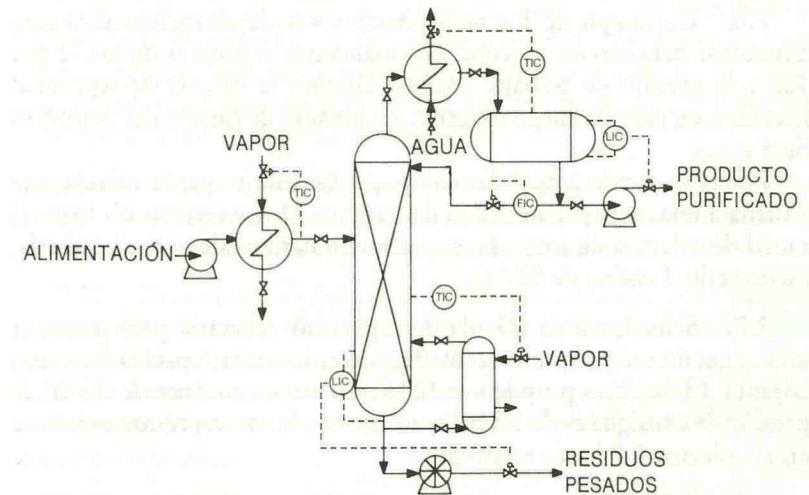


Figura 7.25. Esquema de una unidad de destilación.

7.4. En la figura 7.25 se muestra un sistema de destilación de un fluido inflamable para separar los compuestos de alto punto de ebullición. (No figuran los elementos de alivio.)

a) Discutir de manera general la estrategia de control y los riesgos que presenta. Hacer las modificaciones necesarias en el diagrama.

b) Estudiar los elementos de alivio necesarios, su localización y tipo.

7.5. En un reactor discontinuo agitado se lleva a cabo una reacción altamente exotérmica. Las etapas del proceso son:

- 1) Carga de reactivos y disolvente (hexano).
- 2) Adición del iniciador.
- 3) Calentamiento a la temperatura de inicio de reacción.
- 4) Refrigeración para mantener la temperatura estable durante la reacción. Condensación de disolvente evaporado y retorno al reactor.
- 5) Enfriamiento.
- 6) Descarga del reactor a la unidad de separación y purificación de producto.

Discutir las distintas maneras de llevarlo a cabo, equipos, controles, sistemas de alivio... Dibujar un diagrama de equipos, tuberías e instrumentación con el diseño final.

7.6. Un tanque de 2 m de diámetro y 4 m de altura se utiliza para almacenar benceno en proceso. Normalmente el nivel es de un 70 por 100 y la presión de trabajo 3 bares. Diseñar la válvula de seguridad necesaria en caso de fuego externo. La presión de diseño del tanque es de 5 bares.

Por la situación actual del equipo, es necesario que la válvula esté situada a una distancia de 1,2 m del tanque. Desde este punto hasta el ramal de colector de antorcha más cercano harían falta 6 m de tubería, incluyendo 3 codos de 90° C.

7.7. Seleccionar la válvula de seguridad necesaria para proteger una etapa de un compresor centrífugo con la curva capacidad-presión adjunta. El fluido es propileno a 10° C (en las condiciones de alivio), la presión de consigna es de 1,3 bares relativos y la contrapresión existente en el colector 0,7 bares relativos.

Caudal (m ³ /h)	0	30.000	50.000	70.000
Presión (bares relativos)	1,6	1,35	1,2	1,1

7.8. Se refrigera un tanque con agua a 25° C mediante un serpentín de 10 m². La temperatura en el tanque es de 140° C y el coeficiente global de intercambio de calor es de 2.000 W/m²K. Calcular el tamaño que debe tener la válvula de alivio que proteja el serpentín en caso de bloqueo y expansión térmica. La presión de diseño del serpentín es de 4 bares.

7.9. ¿Y si en el caso anterior la temperatura del agua fuera de 125° C y la del tanque 165° C?

7.10. En un tanque de 10 m³ se almacena un compuesto altamente reactivo disuelto en isooctano a 20° C. La cantidad total de mezcla es de 5.000 kg y la presión de consigna del elemento de alivio es de 5 bares.

Determinar el tamaño y tipo del sistema de alivio de presión requerido. Para llegar al colector más cercano son necesarios 6 m de tubería y dos codos de 90°.

Para el cálculo de las propiedades físicas y termodinámicas se puede considerar el sistema como isooctano puro.

Las características del sistema en cuanto a reactividad son:

$$\begin{aligned} (dT/dt) &= 0,75 \text{ K/s} && \text{a } 5 \text{ bares.} \\ (dT/dt) &= 1 \text{ K/s} && \text{a } 5,4 \text{ bares.} \end{aligned}$$

7.11. En la figura 7.26 se muestra la evolución de la presión y temperatura con el tiempo para una polimerización exotérmica en un sistema cerrado. Seleccionar la presión y temperatura de diseño de un tanque para el almacenamiento de 100 Tm de este producto y diseñar un sistema de alivio de presión adecuado.

Datos: $C_p = 2.400 \text{ J/kgK}$ $\rho_l = 710 \text{ kg/m}^3$
Suponer que la presión del sistema está determinada exclusivamente por la presión de vapor.

7.12. Determinar el diámetro de tubería necesario para ventear 14.000 kg/h de hexano a su temperatura de saturación y con una fracción vapor de 0,05, a lo largo de una línea de 10 m de longitud con 4 codos de 90° C. La presión del sistema es 5 bares y la contrapresión 3,5 bares.

Estudiar la influencia de la fracción de vapor a la entrada en el diámetro necesario.

7.13. Determinar el diámetro de las distintas secciones del colector de antorcha de la figura 7.27. Tomar como contrapresión máxima

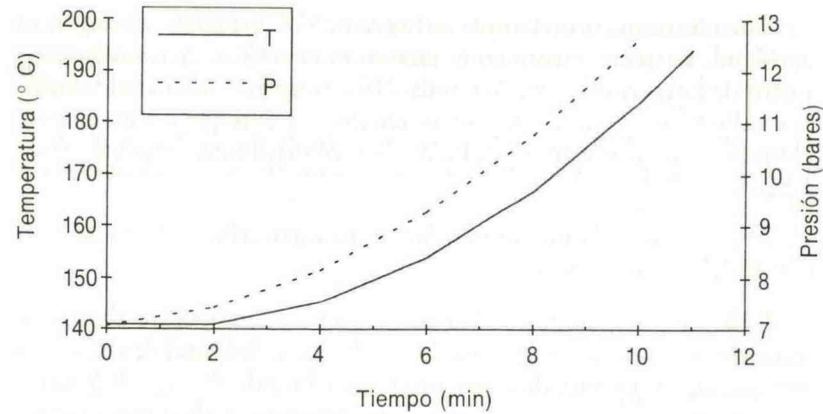


Figura 7.26. Variación de la temperatura y la presión con el tiempo durante el transcurso de la reacción runaway del problema 7.11.

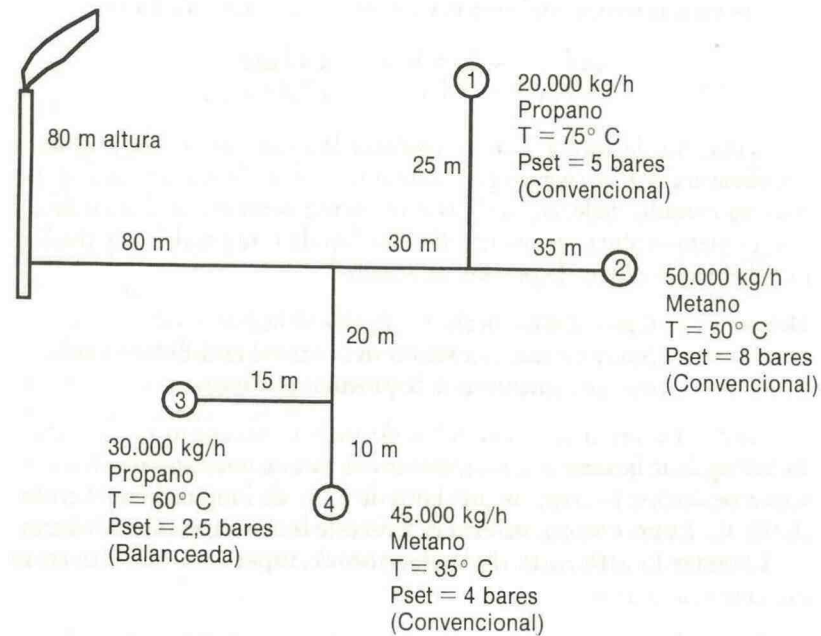


Figura 7.27. Sistema de válvulas de seguridad para el problema 7.13.

admisible para una válvula convencional el 10 por 100 de la presión de consigna (relativa), y para las balanceadas el 40 por 100. Tomar una viscosidad media de $0,015 \text{ mNs/m}^2$.

7.14. Un secadero flash de almidón de maíz ($K_{st} = 202 \text{ bar m/s}$) tiene 20 m de altura y 0,8 m de diámetro. El volumen de los ciclones es de 3 m^3 . Calcular el área de venteo para un apertura del venteo a 0,2 bar relativos y una presión máxima de 0,4 bar relativos.

Bibliografía

1. KLETZ, T. A.: *Cheaper, safer plants or Wealth and Safety at Work. Notes on Inherently Safer and Simpler Plants*. IChemE. Rugby, (1985).
2. MINISTERIO DE INDUSTRIA Y ENERGÍA: *Reglamento de Aparatos a Presión e Instrucciones Técnicas Complementarias*. Centro de Publicaciones. Madrid (1989).
3. TUBULAR EXCHANGERS MANUFACTURERS ASSOCIATION, TEMA: *Standards*, 7.ª edición. Tarrytown (1988).
4. MINISTERIO DE INDUSTRIA Y ENERGÍA: *ITC MIE-AP13 Instrucción Técnica Complementaria Referente a Intercambiadores de Calor*. Madrid (1989).
5. AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE: *Guide for pressure relieving and depressuring systems*. API Recommended Practice 521, 3.ª edición. Washington D. C., noviembre 1990.
6. AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE: *Sizing, selection and installation of pressure-relieving devices in refineries*. API Recommended Practice 520. Parte 1 - *Sizing and selection*, 5.ª edición. Washington, julio 1990. Parte 2 - *Installation*, 3.ª edición. Washington D. C., noviembre 1988.
7. AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE: *Flanged steel safety-relief valves*. API Standard 526, 3.ª edición. Washington D. C., febrero 1984.
8. AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE: *Venting atmospheric and low-pressure storage tanks (nonrefrigerated and refrigerated)*. API Standard 2000, 3.ª edición. Washington D. C., enero 1982-diciembre 1987.
9. PARRY, C. F.: *Relief Systems Handbook*. IChemE. Rugby (1992).
10. FAUSKE, H. K.; EPSTEIN, M.; GROLMES, M. A. y LEUNG, J. C.: «Emergency relief vent sizing for fire emergencies involving liquid-filled atmospheric storage vessels», *Plant Operations Progress*, vol. 5, n.º 4, octubre 1986.
11. GROLMES, M. A., y EPSTEIN, M.: «Vapor-liquid disengagement in atmospheric liquid storage vessels subjected to external heat source», *Plant Operations Progress*, vol. 4, n.º 4, octubre 1985.

12. LEUNG, J. C.: «Simplified vent sizing equations for emergency relief requirements in reactors and storage vessels», *AIChE J.*, 32 (10) 1.622 (1986).
13. LEUNG, J. C., y EPSTEIN, M.: «Flashing two-phase flow including the effects of noncondensable gases», *ASME Trans. J. of Heat Transf.* 113 (1), 269 (1991).
14. FAUSKE, H. K.: «Generalized vent sizing nomogram for runaway chemical reactions», *Plant/Operations Prog.*, 3 (4), 213 octubre 1984.
15. REID, R. C.; PRAUSNITZ, J. M., y POLING, B. E.: *The properties of gases and liquids*. McGraw Hill. Nueva York (1987).
16. LEUNG, J. C.: «Venting of runaway reactions with gas generation», *AIChE J.*, 38 (5) 723 (1992).
17. WELLS, G. L.: *Safety in process plant design*. Godwin/ICChemE. Rugby (1980).
18. LEVENSPIEL, O.: *Ingeniería de las reacciones químicas*. Reverté. Barcelona (1986).
19. LEVENSPIEL, O.: *El omnilibro de los reactores químicos*. Reverté. Barcelona (1986).
20. ARIS, R.: *Elementary Chemical Reactor Analysis*. Prentice Hall (1969).
21. MECKLENBURG, J.: *Plant Layout*. Longmann (1983).
22. LEUNG, J. C.: «A generalized correlation for one-component homogeneous equilibrium flashing choked flow». *AIChE J.*, 32 (10), 1.743 (1986).
23. FIRST, K. E., y HUFF, J. E.: «Design charts for two phase flashing flow in emergency pressure relief systems», *International Symposium on Runaway Chemical Reactions*. Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers. Nueva York (1989).
24. PERRY, R. H., y GREEN, D.: *Chemical Engineer's Handbook*. (6.ª edición). McGraw Hill. Nueva York (1984).
25. FAUSKE, H. K.: «A quick approach to reactor vent sizing». *Plant/operations Prog.*, 3 (3), julio 1984.
26. HUFF, J. E.: *A general approach to the sizing of emergency pressure relief systems*. 2nd International symposium on loss prevention and safety promotion in the process industries. Heidelberg, septiembre 1977, pp. IV-233 a IV-240. (DECHEMA Frankfurt, 1977).
27. NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION (NFPA): *NFPA 68 Guide for venting of deflagrations*. Quincy (1988).
28. SCHOFIELD, C.: *Guide to dust explosion prevention and protection. Part 1 - Venting*. IChemE. Rugby (1985).
29. KLETZ, T. A.: *An Engineer's view of human error*. IChemE. Rugby (1991).
30. GROLMES, M. A., y LEUNG, J. C.: *Code Method for Evaluating Integrated Relief Phenomena*. Chem. Eng. Prog., agosto 1985 (47-52).
31. FAUSKE, H. K.: *Emergency Relief System (ERS) Design*. Chem. Eng. Prog., agosto 1985 (53-56).

32. FAUSKE, H. K., y LEUNG, J. C.: *New Experimental Technique for Characterizing Runaway Chemical Reactions*. Chem. Eng. Prog., agosto 1985 (39).
33. WELLS, G. L., y ROSE, L. M.: *The art of chemical process design*. Elsevier (1986).
34. CROWL, D. A., y LOUVAR, J. F.: *Chemical Process Safety: Fundamentals with Applications*. Prentice Hall Englewood Cliffs (1990).
35. KERN, R.: *Serie de artículos sobre layout*. Chem. Eng., 14 de agosto de 1978 (primer capítulo).
36. NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION (NFPA): *NFPA 30 Flammable and combustible liquids code*. Quincy (1984).
37. COULSON, J. M.; RICHARDSON, J. F., y SINNOT, R. K.: *Chemical Engineering*, vol. 6 *Design*, 2.ª edición. Pergamon. Oxford (1993).
38. MILLER, D. S.: *Internal flow systems*. BHRA, The Fluid Engineering Centre (1986).
39. HOOPER, W. B.: *The two-K method predicts head losses in pipe fittings*. Chem. Eng., 24 agosto 1981.
40. COULSON, J. M., y RICHARDSON, J. F.: *Ingeniería Química*, volúmenes 1 y 2. Reverté. Barcelona (1979).
41. HALL, S. M.: «Size and design relief headers», *Chem. Eng. Prog.*, 89 (3), marzo 1993.
42. KERN, D. Q.: *Procesos de transferencia de calor*. CECOSA. México D. F. (1965).
43. TREYBAL, R.: *Operaciones de transferencia de masa*. McGraw-Hill. Nueva York (1980).
44. ASME BOILER AND PRESSURE VESSEL CODE, SECTION VIII: *Rules for construction of pressure vessels, Division I and Division II - Alternative rules*. The American Society of Mechanical Engineers. Nueva York (1986).
45. LEUNG, J. C., y GROLMES, M. A.: «The discharge of two-phase flashing flow in a horizontal duct», *AIChE J.*, 33 (3), 524 (1987).
46. SINGH, J.: *Sizing relief vents for runaway reactions*. Chem Eng., agosto 1990.
47. SWIFT, I., y EPSTEIN, M.: «Performance of low pressure explosion vents». *Plant/operations Prog.*, 6 (2), abril 1987.
48. HUFF, J. E.: «Emergency venting requirements». *Plant/operations Prog.*, 1 (4), 211, octubre 1982.
49. KING, R.: *Safety in the process industries*. Butterworth-Heinemann. Londres (1990).
50. LEES, F. P.: *Loss prevention in the chemical industries* (2 volúmenes). Butterworths. Londres (1980).
51. ENGLUND, S. M.: *Design and operate plants for inherent safety* (2 partes). Chem. Eng. Prog., marzo-mayo 1991.

52. MINISTERIO DE INDUSTRIA, COMERCIO Y TURISMO: *Reglamento electro-técnico para baja tensión e instrucciones técnicas complementarias*. Centro de Publicaciones. Madrid (1991).
53. MINISTERIO DE INDUSTRIA Y ENERGÍA: *Reglamento sobre almacenamiento de productos químicos e instrucciones técnicas complementarias*. Centro de Publicaciones. Madrid (1988).
54. KLETZ, T. A.: «An engineer's view of human error», en *Proceedings of the International Symposium on Preventing Major Chemical Accidents* (John L. Woodward, editor). AIChE. Nueva York (1987).