

CAPÍTULO

2

Técnicas de identificación de riesgos

«... porque, aunque a mí ningún peligro me pone miedo, todavía me pone recelo pensar si la pólvora y el estaño me han de quitar la ocasión de hacerme famoso y conocido...»

El Ingenioso Hidalgo Don Quijote de la Mancha, primera parte, cap. XXXVIII, Miguel de Cervantes Saavedra.

Introducción

Como ya se ha expuesto, la primera etapa en los estudios de Análisis de Riesgos consiste en la identificación de los mismos. Los métodos existentes para lograr este objetivo difieren, tanto en su carácter cualitativo o cuantitativo como en su grado de sistematización. En todo caso, las técnicas formales de identificación de riesgos se han extendido y popularizado en los últimos años, hasta convertirse en moneda corriente en gran parte de la industria química actual. En este aspecto la evolución de la mentalidad industrial ha sido muy notable, desde la aproximación tradicional a la identificación de riesgos que, según hace notar irónicamente Kletz (1) en la introducción de su *Hazop and Hazan*, consistía en construir la planta y ver qué sucedía, hasta los métodos de identificación asistidos por ordenador que se usan cada vez con mayor frecuencia.

La identificación de riesgos es, de hecho, el paso más importante del Análisis, puesto que cualquier riesgo cuya identificación sea omitida no puede ser objeto de estudio. De manera análoga, una vez identificado un riesgo importante, es probable que se tomen medidas para reducirlo, incluso si la evaluación cuantitativa posterior es defectuosa.

En ocasiones, los riesgos son evidentes y no necesitan procedimientos especiales para ponerse de manifiesto. Éste sería, por ejemplo, el caso de un reactor en el que se mezclen hidrocarburos y oxígeno cerca del intervalo de inflamabilidad. En otros casos los riesgos no son tan evidentes, y se requiere un análisis de cierta profundidad para desentrañar

la clase de accidentes que pueden tener lugar. En cualquier circunstancia, decir que en una instalación determinada puede ocurrir una explosión, o un escape tóxico no es suficiente, sino que se requiere un estudio que indique cuáles son los mecanismos o secuencias de acontecimientos por los que el accidente puede tener lugar, con el fin de obtener oportunidades de actuar sobre los mismos. El primer suceso de la cadena se conoce como *suceso iniciador*. Por lo general, entre el suceso iniciador y el accidente se encuentra una secuencia de hechos que incluye las respuestas del sistema y de los operadores, así como otros sucesos concurrentes. Todos estos factores se conocen como elementos del accidente. En la figura 2.1 se muestran de manera esquemática algunos de los más comunes. Las consecuencias del accidente variarán dependiendo de la evolución específica de la cadena de sucesos, es decir, de los elementos que dan origen al mismo. Así, un mismo suceso iniciador puede tener distintas consecuencias adversas (o no tenerlas), dependiendo de la combinación de sucesos intermedios de propagación o mitigación.

La identificación y caracterización de riesgos puede y debe realizarse durante toda la vida de la instalación. Sin embargo, como se ha señalado en el capítulo anterior, cuanto antes comience, mayores son las ventajas que pueden esperarse en cuanto a la eficacia en la reducción de riesgo y en cuanto al coste de la seguridad instalada. Desde ese punto de vista, la identificación de riesgos en la fase de definición del proceso puede permitir eliminarlos o reducirlos mediante la selección de rutas que posean una mayor seguridad intrínseca por las condiciones del proceso en sí, por los materiales y reactivos utilizados, por los niveles de inventario requeridos, etc. La identificación de riesgos continúa durante las etapas de diseño y construcción de la planta, en la puesta en marcha, durante la operación de la misma, en la realización de modificaciones a la planta, en las paradas periódicas y finalmente en el desmantelamiento, al término de la vida útil de la instalación. Cada fase puede requerir distinta profundidad de estudio, y en algunos casos simples el análisis formal puede omitirse, pero las consideraciones de seguridad realizadas en análisis anteriores deben estar presentes.

Los métodos de identificación de riesgos se pueden dividir en los tres apartados principales que se señalan en la figura 2.2. Los métodos comparativos se basan en la experiencia previa acumulada en un campo determinado, bien como registro de accidentes previos o compilada en forma de códigos o listas de comprobación. Los índices de riesgo, aunque no suelen identificar peligros concretos, son útiles para señalar

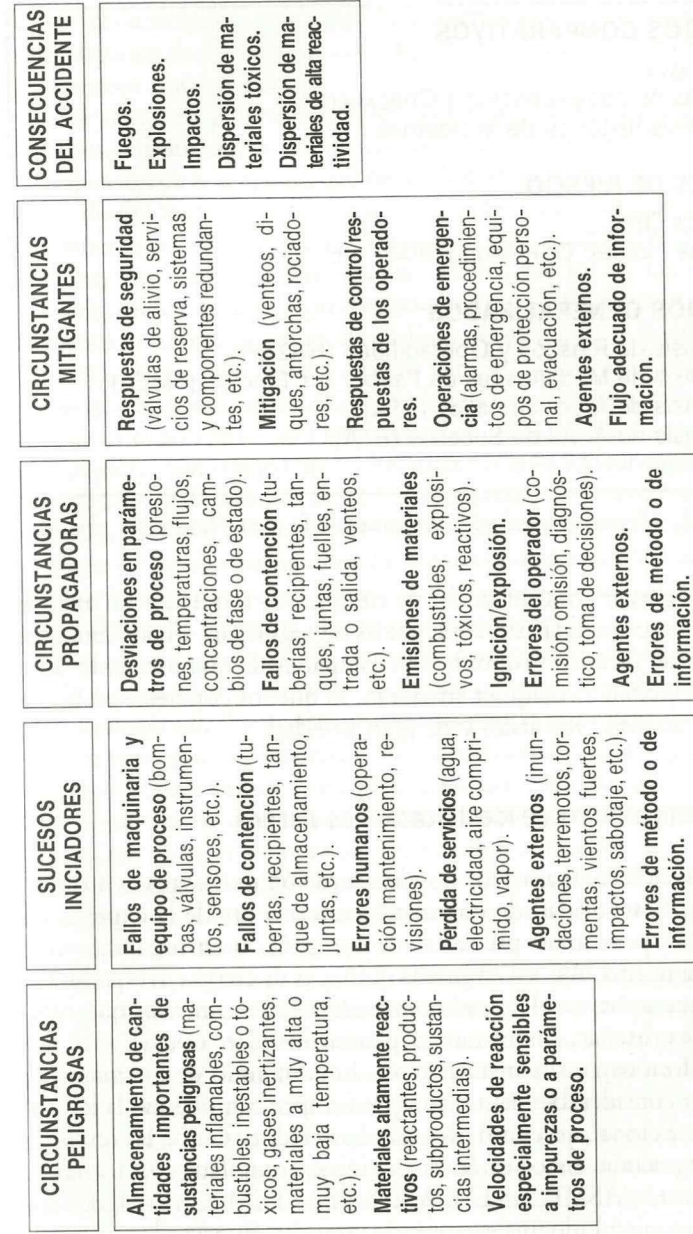


Figura 2.1. Elementos de los accidentes. (Adaptado de la referencia 2.)

MÉTODOS COMPARATIVOS

- Códigos.
- Listas de comprobación («Checklists»).
- Análisis histórico de accidentes.

ÍNDICES DE RIESGO

- Índice Dow.
- Otros índices: Dow-Mond, IFAL, etc.

MÉTODOS GENERALIZADOS

- Análisis de Riesgos y Operabilidad (HAZOP).
- Análisis de Modalidades de Fallo y sus Efectos (FMEA).
- Análisis de Árbol de Fallos (FTA).
- Análisis de Árbol de Sucesos (ETA).
- Análisis «WHAT IF».

Figura 2.2. Principales métodos utilizados en la identificación de riesgos.

las áreas de mayor concentración de riesgo, que requieren un análisis más profundo o medidas suplementarias de seguridad. Finalmente, los métodos generalizados proporcionan esquemas de razonamiento aplicables en principio a cualquier situación, lo que los convierte en herramientas de análisis, versátiles y de gran utilidad.

Métodos comparativos de identificación de riesgos

Los métodos comparativos de identificación de riesgos se utilizan para evaluar la seguridad de una instalación a la luz de la experiencia adquirida en operaciones previas de la compañía o en organizaciones externas a la misma. Así, en empresas químicas de cierta envergadura es frecuente que se hayan elaborado *manuales técnicos internos* que especifican cómo diseñar, distribuir en planta, instalar, operar, etc., los equipos utilizados en sus instalaciones. El contenido de los manuales puede variar considerablemente, aunque siempre cumpliendo la legislación local y nacional, así como los estándares habituales de las distintas ramas de ingeniería. Éstos están disponibles, compilados en forma de *códigos y normas* (ASME, ASTM, API, NFPA, TEMA, AD-Merkblatt, etcétera), suministrando una experiencia complementaria a la que pueda

haber documentado una empresa determinada. En el capítulo 10 se citan algunos de los códigos más importantes, con las direcciones de los organismos que los editan.

Por tanto, en general, el primer paso es utilizar los manuales técnicos internos disponibles, así como los códigos y estándares de ingeniería en la evaluación de la aceptabilidad de un diseño. Si se encuentran diferencias en un diseño respecto de lo que se considera práctica habitual es necesario examinarlas con todo cuidado, como fuentes de posibles riesgos. En todo caso hay que investigar las razones por las que no se han seguido los procedimientos usuales, y preguntarse si el nuevo diseño cubre los riesgos al menos al mismo nivel. Esto es válido no sólo para el diseño inicial de la planta, sino de una manera especial para las modificaciones posteriores, en las que en ocasiones se aplican estándares menos rigurosos. El ejemplo clásico es el accidente de Flixborough en 1974, donde la realización de una modificación «temporal» (el *bypass* de un reactor) incluyó la colocación de una tubería de diseño mecánico subestándar, cuyo fallo fue la causa del accidente. La evaluación de posibles riesgos en una instalación debe continuarse a medida que la planta envejece, realizando frecuentes *auditorías de seguridad* que permitan juzgar el estado del material, instrumentación, procedimientos de operación, equipo de emergencia, etc., comparándolo con los requerimientos de la compañía para plantas nuevas. En el capítulo 9 se desarrolla el tema de auditorías y revisiones de seguridad con mayor amplitud, discutiéndose algunas pautas para su realización.

Otro método comparativo de identificación de riesgos en el que también se hace uso de la experiencia acumulada por una organización industrial son las denominadas «listas de comprobación» (*safety checklists*). Una lista de comprobación es un recordatorio útil que, por lo general, se ha elaborado a través de los años por distintas personas y que, como en el caso anterior, permite comparar el estado de un sistema con una referencia externa, identificando directamente carencias de seguridad en algunos casos o las áreas que requieren un estudio más profundo en otros. Las listas de comprobación pueden aplicarse a la evaluación de equipos, materiales o procedimientos, y el grado de detalle varía considerablemente desde las generales a las que se elaboran para equipos, procesos o procedimientos muy específicos. En la tabla 2.1 se proporciona un ejemplo resumido de lista de comprobación de tipo general. Como puede observarse, la lista proporciona una serie de puntos de reflexión y preguntas que llaman la atención sobre los aspectos que pueden haber pasado desapercibidos.

Tabla 2.1. Ejemplos de lista de comprobación resumida.
(Compilada a partir de las referencias 2, 3, 10 y 15.) Marcar lo que proceda:
A = Ya se ha tenido en cuenta, B = No es aplicable,
C = Requiere un estudio con mayor profundidad

Equipo o instalación	A	B	C
LOCALIZACIÓN — Implantación adecuada: ¿Se ha establecido la separación de unidades a partir de una evaluación de riesgos? — Accesibilidad: ¿Existen obstrucciones peligrosas ya sean sobre o bajo el terreno? — ¿Existen suficientes carreteras y corredores, con señalización adecuada? — ¿Existen accesos y salidas de emergencia en número y de la amplitud suficiente? — ¿Hay espacio suficiente para las líneas elevadas de servicios (electricidad, vapor, agua, aire comprimido, etc.)? — ¿Existen plataformas adecuadas para realizar operaciones de mantenimiento con seguridad? — ¿Se ha considerado la cercanía de fuentes de ignición? ¿Los vientos dominantes? — Características del suelo. ¿Suficiente resistencia para soportar las cargas debidas a la operación? ¿Cargas máximas indicadas en su caso? — ¿Drenajes adecuados? ¿Control/protección ante posibles inundaciones? — ¿Localización adecuada a las instalaciones de carga y descarga, fuera de las vías principales?			
NAVES Y EDIFICACIONES — Escaleras, salidas de emergencia, pasillos: ¿Adecuados, de la amplitud adecuada, libres de obstrucciones y obstáculos? — Grúas y elevadores: ¿Bien diseñados, con las salvaguardas adecuadas? — ¿Señalización adecuada de cualquier obstáculo al paso? — ¿Ventilación adecuada para el tipo de actividad que se lleva a cabo? — ¿Iluminación adecuada para el tipo de actividad que se lleva a cabo? — ¿Calefacción/refrigeración adecuada para el tipo de actividad que se lleva a cabo? — ¿Se necesita una escalera o acceso al tejado? — ¿Se requieren puertas resistentes al fuego? ¿Materiales resistentes al fuego en ciertas zonas del edificio? — ¿Equipo de emergencia disponible y bien señalizado?			

Tabla 2.1. (Continuación)

Equipo o instalación	A	B	C
NAVES Y EDIFICACIONES (continuación) — ¿Se requiere un diseño que tenga en cuenta la posibilidad de explosiones? — ¿Se requieren equipos para la detección de calor y humo? — ¿Se ha previsto protección contra descargas eléctricas (pararrayos, puesta a tierra de los equipos)?			
MATERIAL, EQUIPOS Y PROCESO — ¿Se ha considerado la posibilidad de interferencia entre operaciones adyacentes? — ¿Se ha previsto el almacenamiento adecuado de materiales especiales o inestables? ¿Se han segregado del resto? ¿Hay materiales que exijan un equipo especial para su manejo? — ¿Existen materiales o productos que puedan ser afectados por condiciones meteorológicas extremas? — ¿Todas las materias primas y productos están adecuadamente clasificados y etiquetados? — ¿Los materiales que constituyen los equipos son adecuados a las condiciones de proceso? — ¿Existe posibilidad de confinamiento de vapores en determinadas zonas? — ¿Se han identificado <i>todas</i> las características de peligrosidad de las sustancias utilizadas? (temperaturas de autoignición, puntos de destello, límites de inflamabilidad, posibilidad de descomposición espontánea, reactividad, efecto de impurezas, posibilidad de reacciones fuera de control, reacciones secundarias, características de corrosividad y compatibilidad, toxicidad, etc.). — ¿Se ha considerado la posible exposición del personal o del público a los agentes adversos en cada una de las instalaciones? (productos químicos por vía respiratoria, oral o dérmica, polvo y humos, radiaciones nocivas, ruido, agentes biológicos, etc.) ¿Se requiere el uso de campanas extractoras para humos, polvo o vapores? ¿Se requiere el uso de equipos de protección personal? — ¿Se ha previsto la posibilidad de generación de cargas estáticas? ¿Cuál es la conductividad de los materiales usados y cuáles sus características de acumulación de carga eléctrica? ¿Se ha realizado una toma de tierra adecuada? — ¿Se requiere protección contra las explosiones? ¿Se ha verificado la adecuación de los sistemas de alivio de presión, supresión de explosiones, detectores de atmósferas explosivas, etc.? ¿Los venteos están dirigidos en dirección apropiada? ¿Se ha tenido en cuenta la posibilidad de contrapresiones?			

Tabla 2.1. (Continuación)

Equipo o instalación	A	B	C
MATERIAL, EQUIPOS Y PROCESO (continuación)			
<ul style="list-style-type: none"> ¿Se requieren apagallamas en las líneas de venteo? ¿Se requieren otras precauciones especiales por el tipo de material venteado? — ¿En los sistemas disco de ruptura/válvula de alivio, se han protegido las válvulas de la posibilidad de taponamiento por causa de los discos de ruptura? ¿Se han instalado medidores de presión entre uno y otra? — ¿Es necesario tomar precauciones para un vaciado rápido de recipientes, reactores, etc., en caso de emergencia? — ¿Se ha realizado un diseño adecuado a la presión máxima de operación? ¿Se han considerado sobreespesores de corrosión? ¿Se han tenido en cuenta los factores de seguridad para presiones, temperaturas, flujos, niveles u otras variables de proceso? — ¿Pueden generarse condiciones peligrosas a causa de un fallo mecánico? — ¿Cuáles son las principales oportunidades para fallos humanos, y cuáles son las consecuencias? — ¿Se han tenido en cuenta las consecuencias del fallo de una o más utilidades? Electricidad (agitación, circulación, instrumentos, controles, sistemas de emergencia, luz, etc.), vapor (calentamiento, vacío, bombas, etc.), aire (instrumentos, bombas, etc.), agua (enfriamiento, extinción de incendios, de reacciones, etc.), gas (inertización). — ¿Se han previsto guardas para correas, cintas transportadoras, poleas, engranajes, y equipo móvil en general, así como para bordes cortantes y superficies calientes de cualquier tipo? — ¿Se han instalado dispositivos de alivio de presión en las líneas de descarga y succión, en su caso, de las bombas de proceso? — ¿Se ha revisado la accesibilidad de todo el equipo, especialmente de los elementos críticos? — ¿Se ha considerado la protección e identificación de las líneas más frágiles? ¿Se ha dispuesto suficiente soporte para las tuberías? ¿Se han tenido en cuenta dilataciones/contracciones térmicas? — ¿Existe la posibilidad de bloqueo gradual o súbito de las conducciones? ¿Se han previsto las consecuencias? — ¿Se ha revisado la cantidad de materiales tóxicos o inflamables almacenados? ¿Puede reducirse? — ¿Pueden los equipos disponerse de manera que las tareas de mantenimiento se realicen con total seguridad (desconexión eléctrica total, bloqueo de líneas, etc.)? 			

Tabla 2.1. (Continuación)

Equipo o instalación	A	B	C
MATERIAL, EQUIPOS Y PROCESO (continuación)			
<ul style="list-style-type: none"> — ¿Se ha revisado la seguridad de los procedimientos de toma de muestras? — ¿Los diagramas de proceso se mantienen al día? — ¿Los procedimientos de operación se mantienen al día? ¿Existe un procedimiento para ello? ¿Se realizan comprobaciones sobre su seguimiento? — ¿Se ha previsto la existencia de repuestos para componentes o equipos críticos? — ¿Se requiere equipo eléctrico a prueba de explosiones? — ¿Se requiere inertización de equipos pasivos (por ejemplo, tanques) o activos (por ejemplo, molinos)? — ¿Se eliminan los residuos adecuadamente? ¿Se ha comprobado la ausencia de problemas en el alcantarillado? — ¿Existe un procedimiento riguroso de control de calidad y composición a la recepción de cualquier materia prima? — ¿Existe un procedimiento establecido para la comunicación entre los supervisores al efectuar el cambio de turnos? 			
INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL			
<ul style="list-style-type: none"> — ¿Se han identificado apropiadamente válvulas, interruptores, instrumentos, etc.? — ¿Se comprueba regularmente el funcionamiento de las alarmas, equipos de protección, equipos de puesta en marcha automática e instrumentación en general? ¿Se comprueba regularmente el correcto funcionamiento de las luces testigo e indicadores en el panel de control? — ¿Son <i>todos</i> los controles automáticos de fallo seguro? ¿Se han protegido contra el arranque automático tras la parada? — ¿Existe una política adecuada para el establecimiento y cambio de los parámetros de control, así como para el control manual de algunas operaciones? — ¿Se utiliza en cada caso equipo del estándar adecuado para el servicio que presta? ¿Se revisa regularmente el estado del equipo, incluyendo cableados? — ¿Se ha considerado la conveniencia de instalar instrumentación o sistemas de protección redundantes? — ¿Se han estimado posibles retrasos en la respuesta de los distintos equipos? ¿Cuáles son las consecuencias? — ¿Se han previsto los efectos sobre el control de la planta en el caso de que un instrumento sea retirado del servicio para mantenimiento? 			

Tabla 2.1. (Continuación)

Equipo o instalación	A	B	C
INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL (continuación) <ul style="list-style-type: none"> — ¿Se ha considerado la conveniencia de instalar nuevos cruza-mientos de señales (<i>interlocks</i>)? ¿Se han tenido en cuenta todas las consecuencias en los existentes? — ¿Se ha previsto el sistema de parada en caso de pérdida de corriente eléctrica o aire de instrumentos? ¿Cómo afecta al control de la planta? 			
ACCIONES DE EMERGENCIA <ul style="list-style-type: none"> — ¿Se requieren duchas y lavaojos de emergencia? — ¿Se requiere equipo de protección personal para emergencias? — Interruptores y válvulas de emergencia: ¿Se revisan con frecuencia? ¿Están bien señalizados? ¿Son accesibles? — ¿Se ha previsto fuerza e iluminación de emergencia? — ¿Se ha previsto la integridad de la sala de control en emergencias? — ¿Se requieren extintores? ¿Cuántos, de qué clase y tamaño? — ¿Se requieren sistemas de rociado automático? — ¿Se ha comprobado la adecuación del equipo de detección y extinción de incendios a los códigos vigentes? (suministro de agua, incluyendo suministro secundario, bombas, hidrantes, tanques, tuberías, alarmas, protección del equipo contra incendios, etc.). ¿Los materiales de extinción de incendios son compatibles con los materiales de proceso? — ¿Se requiere equipo para detección de humos, calor o vapores inflamables? ¿De vapores tóxicos? — ¿Se ha previsto la contención de derrames? — ¿Se ha considerado la instalación de nuevas alarmas? — ¿Se mantiene al día el material de emergencia? ¿Se mantienen al día los procedimientos de emergencia? ¿Se realizan adiestramientos periódicos? — ¿Se ha previsto un sistema para llevar la cuenta exacta del número de personas en las instalaciones, incluyendo proveedores y visitantes? — ¿Se mantiene al día la documentación sobre seguridad de los distintos materiales utilizados? ¿Se ha considerado la posibilidad de efectos sinérgicos? — El plan de emergencia: ¿Se ha realizado teniendo en cuenta las consecuencias de los supuestos de accidentes en los peores casos razonables, con un análisis de riesgos riguroso? ¿Se han asegurado las comunicaciones de emergencia, incluso en períodos de vacaciones? 			

Análisis histórico de accidentes

El análisis histórico de accidentes es una herramienta de identificación de riesgos que hace uso de los datos recogidos en el pasado sobre accidentes industriales. La ventaja de esta técnica radica en que se refiere a accidentes ya ocurridos, por lo que los peligros identificados con su uso son indudablemente reales. Por otro lado, ahí reside también su principal limitación, ya que el análisis sólo se refiere a accidentes que han tenido lugar y de los cuales se posee información. El número de casos a analizar es, por tanto, finito, y no cubre, ni mucho menos, todas las posibilidades importantes. Es necesario tener en cuenta, además, que la información disponible sobre un accidente es limitada, y a menudo sesgada, así como el hecho de que muchos accidentes e incidentes se registran de forma restringida o no se registran. Esto último es especialmente cierto en los casos en los que el accidente, que podría haber tenido consecuencias catastróficas, no llega a materializarse o lo hace de forma limitada debido a un cúmulo de circunstancias afortunadas.

A pesar de lo anterior, el análisis histórico de accidentes es una técnica útil, que permite la identificación de riesgos concretos. Al menos, puede indicar a la dirección de una empresa que en otras instalaciones análogas o que procesan sustancias similares ha ocurrido un tipo determinado de accidente, lo que debería ser suficiente para iniciar un análisis de riesgos que indique si es o no verosímil que el accidente tenga lugar en la empresa en cuestión. Es, además, un medio muy valioso para una verificación *a posteriori* de los modelos de que se dispone en la actualidad en cuanto a la predicción de las consecuencias de accidentes.

La información sobre accidentes ocurridos en el pasado puede proceder de fuentes muy diversas, tales como datos propios de la compañía, informaciones de prensa, entrevistas con testigos del accidente e informes de las comisiones de investigación. Evidentemente, no todas estas fuentes son igualmente útiles o tienen el mismo grado de fiabilidad. En particular, las informaciones de prensa son a menudo poco fiables debido sobre todo al hecho de que quien las escribe habitualmente no posee una preparación técnica adecuada, ni está familiarizado con las características del accidente. También hay que tener en cuenta que la premura habitual en la redacción de un artículo periodístico, especialmente si está escrito en las horas siguientes a un accidente importante, por lo general no permite demasiada precisión en cuanto a las consecuencias y características del mismo. Sin embargo, no cabe duda que frecuentemente pro-

porcionan datos útiles, a veces los únicos disponibles, sobre un accidente. En cuanto a otras fuentes, el acceso a datos propios de empresas es a menudo difícil, y lo mismo sucede con las entrevistas a testigos presenciales. Éstos pueden ser parte de la población afectada, en cuyo caso sus impresiones serán incompletas y de utilidad limitada, o técnicos y personal de la planta, más útiles por su mayor conocimiento de las circunstancias involucradas, pero a menudo preocupados por salvaguardar responsabilidades. Por último, los informes de comisiones oficiales de investigación son, por lo general, la mejor fuente de datos, pero están disponibles para relativamente pocos sucesos, por lo que su utilidad también es limitada.

Utilizando fuentes como las reseñadas y otras disponibles (informes de compañías aseguradoras, publicaciones científicas, sumarios judiciales, etc.), diversas organizaciones públicas y privadas han confeccionado bancos de datos sobre accidentes industriales, en los que la información disponible se ha organizado, de manera que se facilite su consulta. Los datos recogidos se refieren a la identificación del tipo de accidente y las circunstancias en las que tiene lugar, naturaleza y cantidad de la sustancia o sustancias involucradas, localización, causas y consecuencias, con la estimación de daños a las personas y a la propiedad. A menudo los datos de que se dispone son suficientes como para permitir la identificación de pautas en determinados tipos de accidentes, tales como los sucesos iniciadores, las sustancias más frecuentemente involucradas o las cadenas de evolución de los acontecimientos. Existen numerosos bancos de datos de accidentes que contienen información relevante para la industria química, tales como CHAFINC (Chemical Accidents, Failure Incidents and Chemical Hazards Databank), CHI (Chemical Hazards in Industry), HARIS (Hazard and Reliability Information System), MHIDAS (Major Hazard Incident Data Service), NIOSH (Occupational Safety and Health), SONATA (Summary of Notable Accidents in Technical Activities) y WOAD (Worldwide Offshore Accident Databank).

Ejemplo 2.1:

Una empresa dedicada a la fabricación de espumas de poliuretano está reuniendo la información necesaria para realizar un análisis de riesgo en su proceso. Una de las sustancias involucradas, que puede revestir considerable peligrosidad, es el diisocianato de tolueno (TDI). A continuación se exponen los resultados obtenidos en una búsqueda restringida en las bases de datos MHIDAS y NIOSH sobre los accidentes en los que ha intervenido dicha sustancia, a lo largo de un período de veinte años (1971-1991).

Ambas bases de datos proporcionan información complementaria. Los registros de MHIDAS contienen, sobre todo, información sobre accidentes mayores, mientras que la base NIOSH está más orientada hacia información sobre riesgos ocupacionales, aunque también proporciona alguna información sobre accidentes.

Se han encontrado 7 accidentes directamente relacionados con el TDI entre 1971 y 1991. Las consecuencias de los mismos incluyeron una persona muerta, 23 hospitalizadas y 6 más afectadas en grado diverso. Uno de los casos incluye, además del TDI, una variedad de sustancias contribuyentes.

Las causas de los accidentes fueron: accidente en transporte (impacto, descarrilamiento), seguido de derrame y evaporación (4 casos), un caso de inhalación de vapores durante labores de reparación (que tuvo como consecuencia la muerte de un trabajador), un caso de fallo mecánico en la planta de almacenamiento y un caso de reacción incontrolada entre el TDI y el agua en un tanque. En cada caso se proporcionan detalles más específicos sobre las circunstancias del accidente. Las pérdidas de contención fueron tanto de tipo instantáneo (colapso del recipiente), como semicontinuo. Al menos en dos ocasiones se hizo necesaria la evacuación de un elevado número de personas (1.500 y 3.000, respectivamente), y otro de los casos requirió trabajos de descontaminación para impedir que el TDI derramado afectase a corrientes de agua subterráneas.

Los datos recogidos sobre riesgos ocupacionales reseñan tanto estudios en centros de trabajo como investigaciones sobre animales de laboratorio. Varias referencias señalan daños previ-

Ejemplo 2.1 (continuación):

sibles por exposición al TDI: lesiones en el sistema respiratorio, inflamaciones por contacto directo de la piel con TDI líquido, irritación ocular severa y diversas afecciones oculares por exposición a vapores de TDI. Se recomienda el uso de protección, sobre todo, en manos, brazos, cara y ojos, buena ventilación del puesto de trabajo, vigilancia médica de los trabajadores expuestos y permutación del puesto de trabajo en cuanto aparezca algún síntoma de afección. Aproximadamente uno de cada 30 trabajadores muestra hipersensibilidad al TDI. Se proporcionan los valores de varios índices de toxicidad.

Índices de riesgo

Los índices de riesgo, como el índice Dow o el índice Mond, proporcionan un método directo y relativamente simple de estimar el riesgo global asociado con una unidad de proceso, así como de jerarquizar las unidades en cuanto a su nivel general de riesgo. No son, por lo tanto, sistemas que se utilicen para señalar riesgos individuales, sino que proporcionan un valor numérico que permite identificar áreas en las que el riesgo potencial alcanza un nivel determinado. Sobre estas áreas puede, en caso necesario, aplicarse un análisis de riesgo más detallado, por lo que el valor obtenido para el índice de riesgo puede ser de utilidad a la hora de decidir la profundidad del estudio. En todo caso, los índices de riesgo son útiles, porque proporcionan una estimación rápida y bastante fiable del orden de magnitud de determinados riesgos en una unidad.

El índice Dow, de incendio y explosión, se utiliza ampliamente en la industria química. En su sexta edición (3) tiene en cuenta aspectos relacionados con los riesgos intrínsecos del material, las cantidades manejadas, condiciones de operación, etc. Estos factores son contabilizados sucesivamente para obtener una estimación del valor del índice, del área que puede verse afectada por un accidente, el daño a la propiedad dentro de la misma y los días de operación perdidos por causa del accidente. También es de frecuente uso el índice Mond (4), similar en muchos aspectos al anterior y que además incluye de manera específica

aspectos de toxicidad de materiales. Sin embargo, el índice Dow permite una estimación algo más fácil de visualizar debido al uso preferente de gráficos frente a ecuaciones, y en su última edición tiene en cuenta, si bien de manera marginal, aspectos de toxicidad, con la inclusión de una penalización específica.

A continuación se describen algunos aspectos del índice Dow, con el fin de ilustrar la potencialidad del método y la facilidad de su uso. Debe tenerse en cuenta, sin embargo, que lo que aquí se expone es una versión muy resumida, y que es necesario consultar la Guía (3) para una aplicación correcta del método.

Índice Dow, de incendio y explosión

El método se aplica en una serie de etapas, que comienza con la *selección de las unidades de proceso pertinentes*. A los efectos de aplicación del índice, suele definirse una unidad de proceso como cualquier equipo primario, como puede ser un compresor, una bomba, un tanque de almacenamiento, un cambiador de calor, un reactor o una columna de destilación. En otros casos pueden considerarse unidades de proceso las agrupaciones reducidas de elementos primarios, siempre que tengan una clara unidad funcional y estén situadas dentro de un espacio físico restringido. Así, la Guía (3) también cita como ejemplos de unidades de proceso la sección de preparación de la alimentación de monómero o el *scrubber* de estireno en una planta de látex. En todo caso, en cualquier planta existen numerosas unidades de proceso. Las unidades de proceso pertinentes para la aplicación del método son aquellas que pueden tener un impacto relevante desde el punto de vista de la seguridad de la planta (por los materiales que procesan, por la cantidad de materias peligrosas, por las condiciones de proceso como presión y temperatura o por cualquier otro motivo, incluyendo la historia de problemas e incidentes en la unidad).

El índice Dow debe calcularse para todas las unidades de proceso que han sido identificadas como pertinentes. El siguiente paso es la *determinación del factor material (MF)*. El factor material es un número, comprendido entre 1 y 40, que se asigna a la sustancia que se procesa en la unidad, de acuerdo con el potencial intrínseco de ésta para liberar energía en un incendio o en una explosión. La Guía del índice (3) lista en su apéndice más de 300 sustancias comunes en la industria, para las

cuales se proporciona el valor MF y otros parámetros importantes como el calor de reacción (normalmente de combustión), los índices NFPA de peligrosidad para la salud (N_h), inflamabilidad (N_f) y reactividad (N_r), el punto de destello (que se define en el capítulo 3) y la temperatura de ebullición. Si la sustancia no se encuentra en el apéndice, el valor MF puede calcularse de acuerdo con un sencillo cuadro de equivalencias (3) si se conocen los valores de N_f y N_r , dados en la norma NFPA 325 M. Si el compuesto tampoco se encuentra en la norma, los valores N_f y N_r pueden obtenerse a partir de diversas propiedades de la sustancia. Para gases y líquidos éstas son: punto de destello, punto de ebullición y temperatura de arranque de actividad exotérmica, obtenida por análisis DTA o DSC. En la tabla 2.2 se muestra una selección de valores de factor material (MF), y otras propiedades de sustancias, tomadas de la Guía del índice Dow.

Tabla 2.2. Valores de propiedades necesarias en el cálculo del índice Dow, de incendio y explosión, para algunas sustancias seleccionadas

Compuesto	MF	$\Delta H_c \times 10^{-3}$ (Btu/lb)	NFPA N_h	NFPA N_f	NFPA N_r	Punto de destello (°F)	Punto de ebullición (°F)
Acetaldehído	24	10,5	2	4	2	-38	70
Ácido acético	14	5,6	2	2	1	103	245
Acetona	16	12,3	1	3	0	-4	133
Acetileno	40	20,7	1	4	3	Gas	-118
Acroleína	24	11,8	3	3	2	-15	125
Amoníaco	4	8,0	3	1	0	Gas	-28
Benceno	16	17,3	2	3	0	12	176
Butano	21	19,7	1	4	0	Gas	31
n-Buteno	21	19,5	1	4	0	Gas	21
Cloro	1	0	3	0	0	—	—
Cloroformo	1	1,5	2	0	0	—	142
Cumeno	10	18,0	2	3	0	96	306
Ciclohexano	16	18,7	1	3	0	-4	179
Dimetilamina	21	15,2	3	4	0	Gas	45
Estireno	24	17,4	2	3	2	88	295
Etano	21	20,4	1	4	0	Gas	-128
Etanol	16	11,5	0	3	0	55	173
Etanolamina	4	9,5	2	2	0	185	342
Etileno	24	20,8	1	4	2	Gas	-155

Tabla 2.2. (Continuación)

Compuesto	MF	$\Delta H_c \times 10^{-3}$ (Btu/lb)	NFPA N_h	NFPA N_f	NFPA N_r	Punto de destello (°F)	Punto de ebullición (°F)
Etilenglicol	4	7,3	1	1	0	232	387
Formaldehído	24	8	2	4	0	Gas	-3
Gasolina	16	18,8	1	3	0	-45	100-400
Glicerina	4	6,9	1	1	0	390	554
Fenol	4	13,4	3	2	0	175	358
Hidrógeno	21	51,6	0	4	0	Gas	-422
Isopropanol	16	13,1	1	3	0	53	181
Metano	21	21,5	1	4	0	Gas	-259
Metanol	16	8,6	1	3	0	52	147
Monóx. carbono	16	4,3	2	4	0	Gas	-314
Propano	21	19,9	1	4	0	Gas	-44
Piridina	24	5,9	2	3	0	68	239
Tolueno	16	17,4	2	3	0	40	231
Trietilamina	16	17,8	2	3	0	16	193
Xileno	16	17,6	2	3	0	81	292

La siguiente etapa consiste en la determinación de los factores de riesgo concurrentes. Éstos pueden ser de dos tipos: *riesgos generales*, como la presencia de reacciones exotérmicas o la realización de operaciones de carga y descarga, y *riesgos especiales del proceso*, como la operación cerca del intervalo de inflamabilidad o a presiones distintas de la atmosférica. La contabilización de los factores de riesgo concurrentes en el proceso se realiza asignando una penalización en cada uno de los apartados. Esto permite definir los factores de riesgos generales F_1 y de riesgos especiales F_2 del proceso como sigue:

$$F_1 = 1 + \Sigma (\text{penalización por cada uno de los riesgos generales}) [2.1]$$

$$F_2 = 1 + \Sigma (\text{penalización por cada uno de los riesgos especiales}) [2.2]$$

Para facilitar el cálculo de las penalizaciones se utiliza el formulario tipo para el cálculo del índice Dow, que se muestra en la figura 2.3. En el formulario de la figura 2.3 se indica el intervalo aplicable de penalizaciones en cada caso, pero la aplicación de un valor concreto requiere la consulta de la casuística, explicada en la Guía (3).

Una vez calculados los factores F_1 y F_2 se está en condiciones de obtener el *factor de riesgo de la unidad*, F_3 , como producto de los anteriores. Se usa el producto de F_1 y F_2 en lugar de la suma, debido a la naturaleza interactiva de los riesgos. Así, los efectos de una explosión causada por el fallo de un equipo que trabaja a presión (apartado 2.E del formulario) pueden verse magnificados si la unidad se encuentra encerrada (apartado 1.D), o si los equipos de emergencia tienen acceso restringido (apartado 1.E). El factor de riesgo de la unidad F_3 , que normalmente está comprendido entre 1 y 8, se utiliza para hallar el valor del *Índice de Incendio y Explosión (IIE)*, que se calcula como el producto del factor de riesgo de la unidad y el factor material ($F_3 \times MF$). Por tanto, procesos con penalizaciones equivalentes darán distintos valores IIE si se aplican sobre sustancias con distintos valores del factor material.

Puesto que el factor material varía entre 1 y 40, el intervalo de variación del Índice de Incendio y Explosión se sitúa entre los casos extremos de 1 y 320, aunque la mayoría de las correlaciones (por ejemplo, la que se utiliza para calcular el radio de exposición) consideran valores máximos de 200. En ediciones anteriores de la Guía se establecía una clasificación de riesgos, desde ligero hasta grave, en función del valor IIE calculado, considerándose riesgos graves los correspondientes a un IIE superior a 159.

El *área de exposición* es un círculo ideal dentro del cual estarían comprendidos los equipos e instalaciones que pueden verse afectados por un incendio o por una explosión en la unidad de proceso que se evalúa. Evidentemente se trata de una fuerte simplificación, puesto que rara vez se producen accidentes con unos efectos totalmente simétricos, pero proporciona una medida aproximada del radio de alcance del accidente. Para una estimación más precisa pueden utilizarse los métodos descritos en capítulos posteriores. El radio del círculo ideal de exposición se calcula de acuerdo con

$$R(m) = 0,256 \times IIE \quad [2.3]$$

En la Guía de cálculo del Índice de Incendio y Explosión se utiliza el valor del equipo contenido dentro del área de exposición para calcular el máximo daño probable a la propiedad (*MDPP*), una vez aplicadas las bonificaciones correspondientes por las instalaciones de seguridad presentes. Asimismo, en función del valor *MDPP* calculado puede obtenerse

INDICE DOW DE FUEGO Y EXPLOSION		Complejo de		FECHA
De acuerdo con la 6a Edición, Mayo 1987.				
Planta	Unidad de proceso	Evaluado por	REVISADO POR	
PRODUCTOS Y PROCESOS				
PRODUCTOS EN LA UNIDAD DE PROCESO				
TIPO DE OPERACION				
<input type="checkbox"/> ARRANQUE <input type="checkbox"/> PARADA <input type="checkbox"/> OPERACION NORMAL				
PRODUCTO(S) BASE PARA EL FACTOR MATERIAL				
FACTOR MATERIAL (Ver Tabla I or Apéndices A o B) (Ver Requisitos cuando la temperatura es mayor de 60°C)				
1.- RIESGOS GENERALES DEL PROCESO		PENALIZACION	VALOR USADO	
FACTOR BASE		1,00		
A. REACCIONES QUIMICAS EXOTERMICAS (FACTOR .30 A 1.25)				
B. PROCESOS ENDOTERMICOS (FACTOR .20 A .40)				
C. MANEJO Y CONDUCCION DE PRODUCTOS (FACTOR .25 A 1.05)				
D. UNIDADES ENCERRADAS O CUBIERTAS (FACTOR .25 A .90)				
E. ACCESOS		0,35		
F. DRENAJES Y CONTROL DE DERRAMES (.25 A .50)		<input type="checkbox"/> Gals.		
FACTOR DE RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)				
2.- RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO				
FACTOR BASE		1,00		
A. MATERIAL(ES) TOXICOS (FACTOR .20 A .80)				
B. PRESION SUB-ATMOSFERICA (<500 mmHg)		0,50		
C. OPERACION CERCA O DENTRO DE LIMITES DE INFLAMAB <input type="checkbox"/> Inertizado <input type="checkbox"/> No Inertiz.				
1. GRUPOS DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE LIQUIDOS INFLAMABLES		0,50		
2. PROBLEMA DE PROCESO O FALLO DE PURGA		0,30		
3. SIEMPRE EN EL INTERVALO DE INFLAMABILIDAD		0,80		
D. EXPLOSION DE POLVO (FACTOR .25 A 2.00) (VER TABLA II)				
E. PRESION (VER FIGURA 2) Pres. Oper.= Pres. Alivio.=				
F. BAJA TEMPERATURA (FACTOR .20 A .30)				
G. CANTIDAD DE PRODUCTO INFLAMABLE O INESTABLE: Cantidad= ΔHc=				
1.- LIQUIDOS, GASES & PRODUCTOS REACTIVOS EN PROCESO (Fig. 3)				
2. LIQUIDOS O GASES EN ALMACENAMIENTO (VER FIGURA 4)				
3. SOLIDOS COMBUSTIBLES EN ALMAC. POLVO EN PROCESO (Fig. 5)				
H. CORROSION Y EROSION (FACTOR .10 A .75)				
I. FUGAS, JUNTAS Y CIERRES (FACTOR .10 A 1.50)				
J. USO DE CALENTADORES CON LLAMA (VER FIGURA 6)				
K. SISTEMAS DE ACEITE TERMICO (FACTOR .15 A 1.15) (VER TABLA III)				
L. EQUIPO ROTATIVO		0,50		
FACTOR DE RIESGOS ESPECIALES DE PROCESO (F2)				
FACTOR DE RIESGO DE LA UNIDAD (F1 * F2 = F3)				
INDICE DE FUEGO Y EXPLOSION (F3 * MF = F&EI)				
RADIO DE EXPOSICION				

Figura 2.3. Formulario para el cálculo del índice Dow de fuego y explosión (cortesía de Dow Ibérica, Tarragona).

una estimación de los días de parada para reparar o sustituir el equipo dañado. Por tanto, a partir del valor del Índice de Incendio y Explosión puede realizarse una primera estimación de las pérdidas materiales que pueden resultar de un accidente. Sin embargo, la utilidad principal del valor *IIE* calculado consiste en establecer una jerarquización de riesgo para las distintas unidades. Es, por tanto, una medida relativa que indica en qué instalaciones deben concentrarse los esfuerzos por reducir riesgos.

Ejemplo 2.2:

Calcular el índice Dow de fuego y explosión para el almacenamiento de 25.000 Tm de etileno líquido a presión atmosférica en un tanque refrigerado (presión de alivio y presión de diseño iguales a 0,06 bares relativos, ver capítulo 7). Para mantener el etileno líquido, los vapores formados en el tanque se devuelven a éste tras ser comprimidos a 75 bares y condensados con agua de mar.

El tanque puede llenarse mediante cisternas o a través de una línea que conduce etileno vapor (previa condensación, en este caso). A su vez, el etileno del tanque puede enviarse a una presión de 5 bares absolutos, tras ser vaporizado con agua de mar, a una planta donde es consumido al ritmo de 18.000 kg/h. Alternativamente, pueden cargarse barcos mediante dos bombas y una línea fija que conduce al pantalán (capacidad 1.500 m³/h).

Para la aplicación del índice Dow el conjunto puede considerarse dividido en tres unidades funcionales, todas rodeadas por cubetos, cuya implantación se muestra en la figura 2.4.a:

1. El tanque de almacenamiento propiamente dicho.
2. La zona de llenado, que comprende un tanque de recepción a presión donde entra el etileno gas procedente de la tubería, un compresor y un condensador (refrigerado con agua de mar). La corriente licuada que abandona el condensador se devuelve al tanque de recepción, de donde la fracción líquida se envía mediante una bomba (con otra de reserva) al tanque de almacenamiento, y la fracción vapor vuelve a ser comprimida y condensada. El etileno de descarga de cisternas entra también directamente al tanque de recepción.
3. La zona de vaciado, que comprende dos grandes bombas para el envío a barcos y otras dos bombas (una de reserva) y un vaporizador (calentado con agua de mar) para el envío de etileno vapor a planta.

Ejemplo 2.2 (continuación):

Para la resolución del ejemplo seguiremos en todo momento la Guía del índice Dow, de fuego y explosión (3). Es importante volver a indicar que es preciso consultar la Guía para discutir la casuística con propiedad, ya que lo que aquí se expone son sólo las conclusiones del estudio.

Comenzamos con un análisis de la zona 1:

El punto de ebullición normal del etileno es de $-103,8^{\circ}\text{C}$ y su densidad es de 577 kg/m^3 a -110°C , por tanto, el volumen de líquido en el tanque estará próximo a los 44.000 m^3 .

El compuesto básico a considerar en el factor material es, obviamente, el etileno, con un valor (tabla 2.2) de 24. Analizaremos primero los riesgos generales del proceso:

A y B: Reacciones químicas exotérmicas y endotérmicas. No procede considerarlas, ya que se trata de un tanque de almacenamiento en el que se evita cualquier tipo de reacciones.

C: Se trata de almacenamiento en un tanque, no en un almacén, y no hay ningún tipo de sistemas desconectables (están en las zonas 2 y 3).

D y E: El sistema está al aire libre, y en principio supondremos que tiene acceso libre desde, al menos, dos lados. No procede ninguna penalización.

F: Para tanques en cubetos (supondremos que el cubeto tiene capacidad suficiente para los volúmenes mencionados en la guía) la penalización es de 0,5.

De este modo el factor F_1 , de riesgos generales del proceso, resulta ser de 1,5 (suma de todos los factores más 1). En cuanto a los riesgos especiales del proceso, tenemos:

A: Puesto que N_b es 1, el valor prescrito por la guía es 0,2.

B: No procede la penalización, ya que el tanque no trabaja a vacío.

C: Cuando el valor N_f es 3 ó 4, la Guía recomienda una penalización de 0,5, a no ser que exista un sistema de recuperación de vapores estanco e inertizado, lo que no es el caso.

D: No procede aplicar ninguna penalización por explosiones de polvo.

E: Para la presión de operación, de 1,01 bares absolutos, y la de diseño (en este caso igual a la presión de consigna de las

Ejemplo 2.2 (continuación):

válvulas de seguridad), de 1,07 bares absolutos, se obtiene una penalización de 0,2 mediante la figura 2 de la Guía (aplicando un factor de 1,3 por tratarse de un gas inflamable licuado).

F: Se entiende que un tanque concebido para trabajar habitualmente a muy bajas temperaturas estará diseñado con materiales adecuados. No procede penalización en este apartado.

G: Para el etileno, el calor de combustión es de 20.800 Btu/lb (tabla 2.2), y dado que la capacidad de almacenamiento es de 25.000 Tm, a partir de la figura 4 de la Guía (almacenamiento de líquidos o gases, extrapolando la curva A, para gases licuados) se obtiene una penalización de 2.

H: Dado que la instalación se encuentra cerca del mar y probablemente exista algún riesgo de corrosión (pequeño, aunque no tenemos datos concretos), tomaremos una penalización mínima de 0,1.

I, J, K, L: No existen juntas ni empaquetaduras, hornos con quemadores, sistemas de calefacción por aceites, ni equipos rotativos, por lo que no procede asignar ninguna de estas cuatro penalizaciones.

El factor F_2 , de riesgos especiales, resulta ser, sumando todos los anteriores a 1, de 4,0. El factor de riesgo de la unidad (F_3), producto de F_1 y F_2 será 6,0, que, multiplicado por el factor de material, nos da un índice de fuego y explosión de 144. Mediante la ecuación [2.3] o la figura 8 de la Guía se calcula un radio de exposición de 37 m.

Los cálculos para las zonas 2 y 3 se realizan de forma análoga. En las figuras 2.4.b, 2.4.c y 2.4.d se recogen respectivamente los formularios cumplimentados del índice Dow, de incendio y explosión, para el tanque de almacenamiento y para las otras dos secciones.

Las tres unidades consideradas presentan altos valores del índice Dow, lo que indica que deberían estar separadas de otras unidades de proceso, y, a ser posible, entre ellas para evitar daños en caso de accidente. La separación entre las unidades debe decidirse considerando también otros aspectos, como la necesidad de que las bombas de vaciado permanezcan operativas en caso de incendio del tanque.

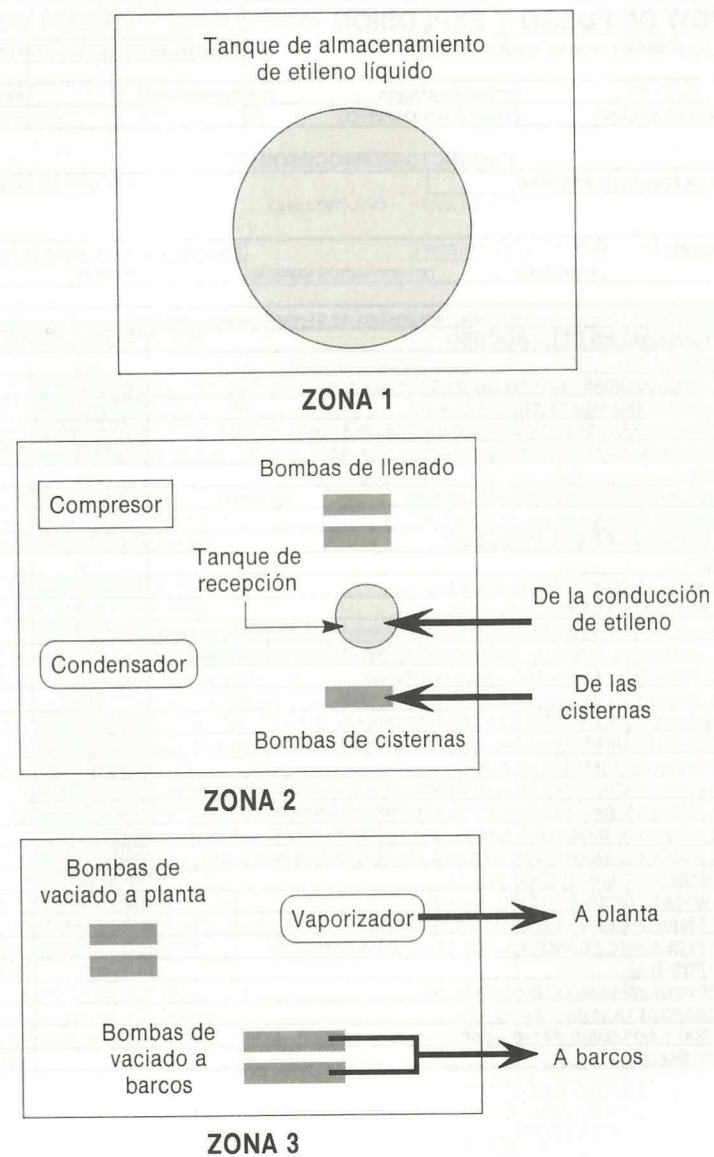


Figura 2.4.a. Esquema de los equipos instalados en las tres zonas consideradas en el ejemplo 2.2.

INDICE DOW DE FUEGO Y EXPLOSION			
De acuerdo con la 6a Edición, Mayo 1987.			
		Complejo de	FECHA
Planta	Unidad de proceso	Evaluado por	REVISADO POR
ALMACENAMIENTO DE ETILENO	TANQUE ATMOSFERICO		

PRODUCTOS Y PROCESOS

PRODUCTOS EN LA UNIDAD DE PROCESO			
ETILENO			
TIPO DE OPERACION		PRODUCTO(S) BASE PARA EL FACTOR MATERIAL	
<input type="checkbox"/> ARRANQUE	<input type="checkbox"/> PARADA	<input checked="" type="checkbox"/> OPERACION NORMAL	ETILENO

FACTOR MATERIAL (Ver Tabla I or Apéndices A o B) (Ver Requisitos cuando la temperatura es mayor de 60°C)				24
1.- RIESGOS GENERALES DEL PROCESO				
FACTOR BASE		PENALIZACION	VALOR USADO	
A. REACCIONES QUIMICAS EXOTERMICAS (FACTOR .30 A 1.25)		1,00	1,00	
B. PROCESOS ENDOTERMICOS (FACTOR .20 A .40)			0,00	
C. MANEJO Y CONDUCCION DE PRODUCTOS (FACTOR .25 A 1.05)			0,00	
D. UNIDADES ENCERRADAS O CUBIERTAS (FACTOR .25 A .90)			0,00	
E. ACCESOS		0,35	0,00	
F. DRENAJES Y CONTROL DE DERRAMES (.25 A .50)	18750 m3		0,50	
FACTOR DE RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)				1,50
2.- RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO				
FACTOR BASE		1,00	1,00	
A. MATERIAL(ES) TOXICOS (FACTOR .20 A .80)			0,20	
B. PRESION SUB-ATMOSFERICA (<500 mmHg)		0,50	0,00	
C. OPERACION CERCA O DENTRO DE LIMITES DE INFLAMAB <input type="checkbox"/> Inertizado <input checked="" type="checkbox"/> No Inertiz.				
1. GRUPOS DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE LIQUIDOS INFLAMABLES		0,50	0,50	
2. PROBLEMA DE PROCESO O FALLO DE PURGA			0,30	
3. SIEMPRE EN EL INTERVALO DE INFLAMABILIDAD			0,80	
D. EXPLOSION DE POLVO (FACTOR .25 A 2.00) (VER TABLA II)			0,00	
E. PRESION (VER FIGURA 2) Pres. Oper.=Atm. Pres. Alivio.= 1.07 bar a			0,20	
F. BAJA TEMPERATURA (FACTOR .20 A .30)			0,00	
G. CANTIDAD DE PRODUCTO INFLAMABLE O INESTABLE: Cant.=25000Tm ΔHc= 20800				
1.- LIQUIDOS, GASES & PRODUCTOS REACTIVOS EN PROCESO (Fig. 3)				
2. LIQUIDOS O GASES EN ALMACENAMIENTO (VER FIGURA 4)			2,00	
3. SOLIDOS COMBUSTIBLES EN ALMAC.,POLVO EN PROCESO (Fig. 5)				
H. CORROSION Y EROSION (FACTOR .10 A .75)			0,10	
I. FUGAS, JUNTAS Y CIERRES (FACTOR .10 A 1.50)			0,00	
J. USO DE CALENTADORES CON LLAMA (VER FIGURA 6)			0,00	
K. SISTEMAS DE ACEITE TERMICO (FACTOR .15 A 1.15) (VER TABLA III)			0,00	
L. EQUIPO ROTATIVO		0,50	0,00	
FACTOR DE RIESGOS ESPECIALES DE PROCESO (F2)				4,00
FACTOR DE RIESGO DE LA UNIDAD (F1 * F2 = F3)				6,00
INDICE DE FUEGO Y EXPLOSION (F3 * MF = F&EI)				144
RADIO DE EXPOSICION				36 m

Figura 2.4.b Cálculo del índice Dow, de fuego y explosión, para la zona 1 del ejemplo 2.2.

INDICE DOW DE FUEGO Y EXPLOSION			
De acuerdo con la 6a Edición, Mayo 1987.			
		Complejo de	FECHA
Planta	Unidad de proceso	Evaluado por	REVISADO POR
ALMACENAMIENTO DE ETILENO	REFRIGERACION		

PRODUCTOS Y PROCESOS

PRODUCTOS EN LA UNIDAD DE PROCESO			
ETILENO AGUA DE MAR			
TIPO DE OPERACION		PRODUCTO(S) BASE PARA EL FACTOR MATERIAL	
<input type="checkbox"/> ARRANQUE	<input type="checkbox"/> PARADA	<input checked="" type="checkbox"/> OPERACION NORMAL	ETILENO

FACTOR MATERIAL (Ver Tabla I or Apéndices A o B) (Ver Requisitos cuando la temperatura es mayor de 60°C)				24
1.- RIESGOS GENERALES DEL PROCESO				
FACTOR BASE		PENALIZACION	VALOR USADO	
A. REACCIONES QUIMICAS EXOTERMICAS (FACTOR .30 A 1.25)		1,00	1,00	
B. PROCESOS ENDOTERMICOS (FACTOR .20 A .40)			0,00	
C. MANEJO Y CONDUCCION DE PRODUCTOS (FACTOR .25 A 1.05)			0,00	
D. UNIDADES ENCERRADAS O CUBIERTAS (FACTOR .25 A .90)			0,00	
E. ACCESOS		0,35	0,00	
F. DRENAJES Y CONTROL DE DERRAMES (.25 A .50)	m3		0,50	
FACTOR DE RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)				1,50
2.- RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO				
FACTOR BASE		1,00	1,00	
A. MATERIAL(ES) TOXICOS (FACTOR .20 A .80)			0,20	
B. PRESION SUB-ATMOSFERICA (<500 mmHg)		0,50	0,00	
C. OPERACION CERCA O DENTRO DE LIMITES DE INFLAMAB <input type="checkbox"/> Inertizado <input checked="" type="checkbox"/> No Inertiz.				
1. GRUPOS DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE LIQUIDOS INFLAMABLES		0,50		
2. PROBLEMA DE PROCESO O FALLO DE PURGA			0,30	
3. SIEMPRE EN EL INTERVALO DE INFLAMABILIDAD			0,80	
D. EXPLOSION DE POLVO (FACTOR .25 A 2.00) (VER TABLA II)			0,00	
E. PRESION (VER FIGURA 2) Pres. Oper.=75 bar a Pres. Alivio.= 90 bar a			1,08	
F. BAJA TEMPERATURA (FACTOR .20 A .30)			0,00	
G. CANTIDAD DE PRODUCTO INFLAMABLE O INESTABLE: Cant.=3000 Kg ΔHc= 20800				
1.- LIQUIDOS, GASES & PRODUCTOS REACTIVOS EN PROCESO (Fig. 3)			0,25	
2. LIQUIDOS O GASES EN ALMACENAMIENTO (VER FIGURA 4)				
3. SOLIDOS COMBUSTIBLES EN ALMAC.,POLVO EN PROCESO (Fig. 5)				
H. CORROSION Y EROSION (FACTOR .10 A .75)			0,10	
I. FUGAS, JUNTAS Y CIERRES (FACTOR .10 A 1.50)			0,30	
J. USO DE CALENTADORES CON LLAMA (VER FIGURA 6)			0,00	
K. SISTEMAS DE ACEITE TERMICO (FACTOR .15 A 1.15) (VER TABLA III)			0,00	
L. EQUIPO ROTATIVO		0,50	0,00	
FACTOR DE RIESGOS ESPECIALES DE PROCESO (F2)				3,23
FACTOR DE RIESGO DE LA UNIDAD (F1 * F2 = F3)				4,85
INDICE DE FUEGO Y EXPLOSION (F3 * MF = F&EI)				116
RADIO DE EXPOSICION				29 m

Figura 2.4.c Cálculo del índice Dow, de fuego y explosión, para la zona 2 del ejemplo 2.2.

INDICE DOW DE FUEGO Y EXPLOSION De acuerdo con la 6a Edición, Mayo 1987.		Complejo de	FECHA
Planta	Unidad de proceso	Evaluated por	REVISADO POR
ALMACENAMIENTO DE ETILENO	BOMBAS Y VAPORIZADOR		

PRODUCTOS Y PROCESOS

PRODUCTOS EN LA UNIDAD DE PROCESO		ETILENO	AGUA DE MAR
TIPO DE OPERACION	PRODUCTO(S) BASE PARA EL FACTOR MATERIAL		
<input type="checkbox"/> ARRANQUE <input type="checkbox"/> PARADA <input checked="" type="checkbox"/> OPERACION NORMAL	ETILENO		

FACTOR MATERIAL	(Ver Tabla I o Apéndices A o B) (Ver Requisitos cuando la temperatura es mayor de 60°C)		24
1.- RIESGOS GENERALES DEL PROCESO			
FACTOR BASE	PENALIZACION	VALOR USADO	
A. REACCIONES QUIMICAS EXOTERMICAS (FACTOR .30 A 1.25)	1,00	1,00	
B. PROCESOS ENDOTERMICOS (FACTOR .20 A .40)		0,00	
C. MANEJO Y CONDUCCION DE PRODUCTOS (FACTOR .25 A 1.05)		0,50	
D. UNIDADES ENCERRADAS O CUBIERTAS (FACTOR .25 A .90)		0,00	
E. ACCESOS	0,35	0,00	
F. DRENAJES Y CONTROL DE DERRAMES (.25 A .50)	m3	0,50	
FACTOR DE RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)		2,00	
2.- RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO			
FACTOR BASE	1,00	1,00	
A. MATERIAL(ES) TOXICOS (FACTOR .20 A .80)		0,20	
B. PRESION SUB-ATMOSFERICA (<500 mmHg)	0,50	0,00	
C. OPERACION CERCA O DENTRO DE LIMITES DE INFLAMAB <input type="checkbox"/> Inertizado <input checked="" type="checkbox"/> No Inertiz.			
1. GRUPOS DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE LIQUIDOS INFLAMABLES	0,50		
2. PROBLEMA DE PROCESO O FALLO DE PURGA	0,30	0,30	
3. SIEMPRE EN EL INTERVALO DE INFLAMABILIDAD	0,80		
D. EXPLOSION DE POLVO (FACTOR .25 A 2.00) (VER TABLA II)		0,00	
E. PRESION (VER FIGURA 2) Pres. Oper.=5 bar a Pres. Alivio.= 7 bar a		0,33	
F. BAJA TEMPERATURA (FACTOR .20 A .30)		0,00	
G. CANTIDAD DE PRODUCTO INFLAMABLE O INESTABLE: Cant.=3000 Kg ΔHc= 20800			
1.- LIQUIDOS, GASES & PRODUCTOS REACTIVOS EN PROCESO (Fig. 3)		0,25	
2. LIQUIDOS O GASES EN ALMACENAMIENTO (VER FIGURA 4)			
3. SOLIDOS COMBUSTIBLES EN ALMAC., POLVO EN PROCESO (Fig. 5)			
H. CORROSION Y EROSION (FACTOR .10 A .75)		0,10	
I. FUGAS, JUNTAS Y CIERRES (FACTOR .10 A 1.50)		0,10	
J. USO DE CALENTADORES CON LLAMA (VER FIGURA 6)		0,00	
K. SISTEMAS DE ACEITE TERMICO (FACTOR .15 A 1.15) (VER TABLA III)		0,00	
L. EQUIPO ROTATIVO	0,50	0,50	
FACTOR DE RIESGOS ESPECIALES DE PROCESO (F2)		2,78	
FACTOR DE RIESGO DE LA UNIDAD (F1 * F2 = F3)		5,56	
INDICE DE FUEGO Y EXPLOSION (F3 * MF = F&EI)		133	
RADIO DE EXPOSICION		33 m	

Figura 2.4.d Cálculo del índice Dow, de fuego y explosión, para la zona 3 del ejemplo 2.2.

Métodos generalizados

Análisis de riesgo y operabilidad (HAZOP)

Un estudio de HAZOP (*Hazard and Operability*) sirve para identificar problemas de seguridad en una planta, y también es útil para mejorar la operabilidad de la misma. La suposición implícita de los estudios HAZOP es que los riesgos o los problemas de operabilidad aparecen sólo como consecuencia de desviaciones sobre las condiciones de operación que se consideran normales en un sistema dado y en una etapa determinada (arranque, operación en régimen estacionario, operación en régimen no estacionario, parada). De esta manera, tanto si el análisis HAZOP se aplica en la etapa de diseño como si se realiza sobre una instalación ya construida, la sistemática consiste en evaluar, línea a línea y recipiente a recipiente, las consecuencias de posibles desviaciones en todas las unidades de un proceso continuo, o en todas las operaciones de un proceso discontinuo.

Antes de la llegada de las técnicas HAZOP y similares, una práctica común para introducir una modificación en una planta química consistía en hacer circular el proyecto o partes del mismo por los distintos departamentos o personas que pudieran formular críticas o sugerencias al mismo. Resulta obvio que de esta manera es bastante probable que queden sin analizar aspectos importantes, a causa de la falta de estructura del proceso de revisión. Por otro lado, con este procedimiento tampoco es posible considerar el proceso en su conjunto, olvidando un aspecto importante como es la interacción simultánea de participantes con distintos puntos de vista. El método HAZOP pretende mejorar ambos aspectos, basándose en los siguientes puntos:

— El carácter sistemático del análisis: Se realiza un examen basado en la aplicación sucesiva de una serie de palabras guía, que tienen por objeto proporcionar una estructura de razonamiento, capaz de facilitar la identificación de desviaciones. Cada vez que una desviación razonable es identificada, se analizan sus causas, consecuencias y posibles acciones correctoras, llevándose un registro ordenado de todo ello. Aunque evidentemente no existe garantía de que todas las desviaciones posibles queden identificadas, supone una mejora muy considerable con respecto al procedimiento anterior.

— Su naturaleza multidisciplinar: El análisis HAZOP se aplica por un equipo, que debe estar formado por personas de distinta procedencia, desde dentro y, a menudo, desde fuera de la empresa o de la planta. El método se basa en el principio de que personas con distinta experiencia y formación pueden interaccionar mejor e identificar más problemas cuando trabajan juntos que cuando lo hacen por separado y combinan después sus resultados. La conjunción de los distintos enfoques al problema es lo que hace del análisis HAZOP una herramienta que estimula la generación de ideas. En particular, el método presupone que los miembros del equipo HAZOP no dudan en exponer las desviaciones, causas, consecuencias y soluciones que se les ocurren, aunque a primera vista puedan parecer poco razonables o imposibles, ya que ello puede estimular a otros miembros del equipo a pensar en desviaciones, etc., similares pero posibles. Para conseguir este objetivo es necesario que todos los miembros expongan sus ideas libremente, y que al mismo tiempo eviten criticar excesivamente las expuestas por los demás, para no inhibir la participación.

Metodología del análisis HAZOP

Como se ha indicado anteriormente, pueden realizarse análisis HAZOP sobre una planta en funcionamiento o sobre una que aún está por construir. En este último caso, el análisis HAZOP en la modalidad en que se va a exponer en esta sección requiere que el diseño esté relativamente definido, para que se pueda disponer de la información necesaria. En particular, la sistemática del método requiere que los diagramas de líneas e instrumentación (P&IDs) estén completos. A partir de este momento, el análisis HAZOP debe llevarse a cabo lo antes posible, a fin de poder realizar los cambios necesarios con un coste mínimo. Sin embargo, es importante señalar que también en etapas posteriores puede realizarse éste u otros tipos de análisis. Así, tan pronto como se hayan identificado las materias primas y los productos intermedios debe realizarse una revisión crítica para evaluar la posibilidad de cambios en el proceso hacia rutas de mayor seguridad intrínseca, así como para identificar las áreas donde se necesite más información sobre las propiedades peligrosas de las sustancias involucradas (5).

De acuerdo con lo ya expuesto, el desarrollo de un análisis HAZOP requiere como paso preliminar la formación de un equipo de composición

adecuada, en el que intervengan personas con distintas funciones. Para un nuevo diseño es típico que haya en el equipo al menos un ingeniero de proyectos (habitualmente la persona encargada de mantener los costes del proyecto dentro de presupuesto) (1), un ingeniero de procesos y un ingeniero de control/instrumentación, así como una o más personas procedentes del área de producción (ingeniero de producción, operarios, contramaestres), y en ocasiones un químico (que puede provenir del departamento de Investigación, especialmente cuando se considera que pueden darse reacciones poco habituales), etc. Además de los anteriores, es fundamental que dirija el estudio alguien con considerable experiencia previa en análisis HAZOP, que no tiene porqué conocer la planta en cuestión. Su misión consiste en actuar de «facilitador», asegurándose de que se sigue el procedimiento correcto y no se descuida ningún detalle, estimulando la discusión, etc. Normalmente suele aportar además al debate la visión del departamento de Seguridad (en caso contrario un miembro de este departamento debe formar también parte del equipo).

La sistemática del análisis HAZOP se indica en la figura 2.5. A partir de las *palabras guía* que se indican en la figura 2.6 o bien de otras palabras similares se inicia el procedimiento de la figura 2.5, aplicándolas a cada una de las líneas de proceso que entran o salen de un elemento determinado en la planta. Las palabras guía se aplican tanto a acciones (reacción, transferencia, etc.) como a parámetros específicos (presión, temperatura, etc.).

Como paso previo, para cada una de las líneas de proceso suele especificarse la *intención*, es decir, el propósito que cumple en la planta, en condiciones normales de operación (por ejemplo, proveer de vapor de calefacción al reactor R12 con una presión, temperatura y caudal determinados). A partir de aquí, la aplicación de las palabras guía permite identificar *desviaciones*, es decir, circunstancias en las cuales la intención definida no se cumple (por ejemplo, la presión en la línea es demasiado alta, existen variaciones en el caudal, interrupciones del suministro de vapor, etc.). Las desviaciones producen *consecuencias* (por ejemplo, un calentamiento excesivo del reactor R12), y a su vez tienen *causas* que dan origen a las mismas (por ejemplo, error humano, fallo en una válvula de control, etc.). Para considerar una desviación en el análisis tiene que tener consecuencias significativas y causas razonables.

Una vez identificada una desviación con estas características, el paso siguiente consiste en proponer soluciones correctoras, y evaluar su coste. En algunos casos se requerirá un análisis más profundo, inclu-

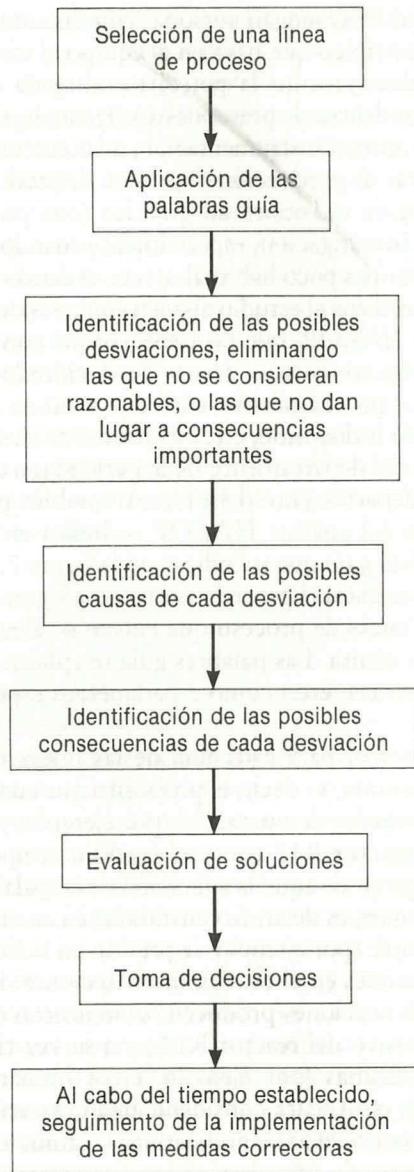


Figura 2.5. Sistemática del análisis HAZOP.

yendo, por ejemplo, una simulación por ordenador del accidente para estimar sus consecuencias, y/o un estudio formal de la probabilidad del suceso. En este caso, el equipo HAZOP puede recomendar un estudio en profundidad antes de sugerir la implementación de medidas concretas. En otras muchas circunstancias el análisis HAZOP es suficiente para decidir la aplicación de medidas correctoras o incluso cambios de mayor entidad en el diseño.

Por último, es preciso garantizar un registro sistemático de los resultados del análisis HAZOP, lo que habitualmente se realiza en el formato tradicional en columnas como el que se muestra en el ejemplo 2.3. Existen en el mercado programas para ordenadores personales que ayudan a confeccionar registros del análisis HAZOP en el formato adecuado, con funciones que permiten un rápido examen de registros anteriores. Un archivo informatizado de los resultados de análisis HAZOP realizados con anterioridad ayuda a realizar análisis nuevos con mayor eficacia, ya que a menudo las ideas, desviaciones identificadas y soluciones propuestas por otros equipos para otras instalaciones son aplicables en la que está bajo análisis. Un registro bien organizado también simplifica notablemente la confección de resúmenes y notas que pueden circularse a los miembros del equipo antes de la siguiente reunión, el listado de las cuestiones pendientes, etc.

Aplicación del análisis HAZOP a secuencias de operaciones y procesos discontinuos

Las palabras guía expuestas en la figura 2.6 son algunas de las habitualmente utilizadas en procesos continuos. Si la planta opera de manera discontinua, el método de análisis sufre algunas modificaciones. En un proceso continuo se supone que el estado de un equipo o instalación determinada no varía durante la operación «normal». Por el contrario, en un proceso discontinuo existe una variación temporal inherente al mismo, y, por tanto, una instalación pasa por distintos estados. Otra característica que complica el análisis de estos procesos es que a menudo las instalaciones discontinuas se utilizan para distintos propósitos. Así, un reactor discontinuo podría operarse de distintas maneras para obtener distintos productos, o una columna de destilación utilizarse para purificar una variedad considerable de cargas. Evidentemente esto aumenta las posibilidades de contaminación y de interferencias entre una y otra operación.

NO	No se consiguen las intenciones previstas en el diseño. Ejemplo: No hay flujo en una línea
MÁS/ MENOS	Aumentos o disminuciones cuantitativas sobre la intención de diseño. Ejemplo: Más temperatura, mayor velocidad de reacción, mayor viscosidad, etc.
ADEMÁS DE	Aumento cualitativo. Se consiguen las intenciones de diseño y ocurre algo más. Ejemplo: El vapor consigue calentar el reactor, pero además provoca un aumento de temperatura en otros elementos
PARTE DE	Disminución cualitativa. Sólo parte de los hechos transcurren según lo previsto. Ejemplo: La composición del sistema es diferente de la prevista
INVERSIÓN	Se obtiene el efecto contrario al deseado. Ejemplo: El flujo transcurre en sentido inverso, tiene lugar la reacción inversa, etc.
EN VEZ DE	No se obtiene el efecto deseado. En su lugar ocurre algo completamente distinto. Ejemplo: Cambio de catalizador, fallo en el modo de operación de una unidad, parada imprevista, etcétera.

Figura 2.6. Palabras guía utilizadas frecuentemente en el análisis HAZOP.

En un proceso discontinuo el diagrama P&ID de la instalación nos dice en qué estado se encuentra, por lo que se requiere información complementaria. Por otro lado, los procesos discontinuos son a menudo multietapas. Así, en un reactor químico discontinuo podrían darse, por ejemplo, etapas de carga, calentamiento a la temperatura de operación, reacción con eliminación controlada de calor, enfriamiento hasta la temperatura de descarga, descarga y limpieza del reactor, y en cada una de ellas son posibles desviaciones sobre las condiciones supuestas.

Kletz (1) recomienda aplicar palabras guía a las operaciones a realizar, además de a las líneas de proceso. Así, para una carga de una tonelada de un reactivo A a un reactor, el equipo debe considerar desviaciones, tales como:

- No se carga A.
- Se carga más A.
- Se carga menos A.
- Se carga además de A...
- Se carga parte de A (si A es una mezcla).
- En vez de A se carga...
- Carga inversa (es decir, flujo desde el reactor hacia el depósito de A).
- A se añade demasiado pronto.
- A se añade demasiado tarde.
- A se añade demasiado rápido.
- A se añade con demasiada lentitud.

De igual manera, las operaciones discontinuas que se lleven a cabo en relación con un proceso continuo (por ejemplo, preparación de un equipo para su operación o reparación, cambio de catalizadores, regeneración de catalizadores, paradas, puestas en marcha, etc.) deben estudiarse examinando el orden propuesto de operaciones, y aplicando palabras guía adecuadas a cada etapa.

Lo anterior también se aplica a las instrucciones contenidas en los programas de ordenador que gobiernan una acción automática determinada (por ejemplo, las acciones correctoras ante un aumento de presión o concentración por encima de un valor determinado, las acciones

para proceder a la parada automática, etc.). En este caso se requiere examinar la respuesta del ordenador ante cada una de las desviaciones posibles, y analizar además circunstancias específicas, tales como corte del suministro eléctrico o pérdida de la señal que registra el valor de la variable medida por un sensor de campo.

Ejemplo 2.3:

El reactor de la figura 2.7.a se utiliza en la producción de butadieno a partir de la deshidrogenación de una alimentación consistente fundamentalmente en butano y buteno. La reacción se lleva a cabo a unos 590° C, sobre un catalizador de $\text{Cr}_2\text{O}_3/\text{Al}_2\text{O}_3$ diluido con inertes en proporción 4:1. El proceso es globalmente endotérmico a pesar de la exotermicidad de la deposición de coque que tiene lugar simultáneamente con la deshidrogenación de los reactantes. Cuando el nivel de coque depositado en el reactor alcanza un determinado valor, se procede a la regeneración del reactor por combustión del mismo. El proceso de regeneración es fuertemente exotérmico, y se utiliza para compensar la disminución de temperatura durante la deshidrogenación, por lo que el ciclo completo deshidrogenación/regeneración transcurre de manera prácticamente autotérmica. Ambas etapas se llevan a cabo en el mismo reactor de lecho fijo.

Durante la regeneración existen dos problemas principales: El primero consiste en asegurarse de la evacuación de los vapores inflamables hidrógeno, vapores de hidrocarburos procedentes de reactantes y productos, y fracciones volátiles del coque, antes de proceder a la introducción de oxígeno. El segundo, en llevar a cabo la combustión del coque depositado sobre el catalizador evitando al mismo tiempo la aparición de puntos calientes en el reactor, que pueden ocasionar la sinterización del catalizador, así como daños al reactor. La temperatura se mantiene dentro de los límites aceptables ejerciendo un control cuidadoso de la cantidad de oxígeno alimentada al reactor. El procedimiento habitual durante la regeneración es el siguiente:

i) Se comienza purgando el reactor con vapor de agua a 450° C, para arrastrar todos los vapores inflamables presentes.

Ejemplo 2.3 (continuación):

ii) Cuando la concentración de hidrocarburos en la corriente de salida es indetectable, se comienza la introducción de oxígeno de forma gradual. Para ello se alimenta aire a través de la línea L2 en baja proporción (típicamente para dar una concentración de oxígeno del 2-3 por 100), en la corriente de vapor de agua, suficiente como para elevar la temperatura del reactor hasta 600° C. Se continúa alimentando esta proporción hasta que la temperatura comienza a descender, lo que indica el fin de la combustión del coque fácilmente accesible y el principio del control difusional de la misma.

iii) Se continúa aumentando la concentración de aire en la corriente L3, manteniendo la temperatura máxima del reactor en 600° C, hasta que se llega a alimentar 100 por 100 de aire. Cuando la temperatura cae por debajo de 500° C, la regeneración se da por concluida.

iv) Se purga de nuevo con vapor de agua para eliminar el oxígeno del reactor. Cuando la concentración de éste en la corriente de salida es muy baja o nula, se comienza de nuevo la reacción de deshidrogenación.

Realizar un análisis HAZOP del proceso de regeneración, tal y como se ha descrito.

La operación de regeneración descrita corresponde a un proceso de estado no estacionario, discontinuo para el sólido, pero en el que existe una entrada y salida continua de gases. Puede considerarse, por lo tanto, como un caso intermedio entre las dos situaciones descritas para la aplicación del análisis HAZOP, aunque aquí se utilizará la metodología para el proceso continuo, al ser ésta más adecuada en el caso propuesto. A continuación se realiza un análisis HAZOP para las corrientes L1 a L4. La aplicación del método a la corriente L5 requiere una descripción del equipo corriente abajo del reactor.

Debe tenerse en cuenta que el estudio que aquí se presenta es necesariamente simplificado por razones de espacio. Sólo se señalan las desviaciones más obvias, con el fin de ilustrar la aplicación del método. Por otro lado, la figura 2.7.a presenta un

Ejemplo 2.3 (continuación):

diagrama P&ID incompleto, en el que no aparecen las corrientes que se utilizan en la etapa de deshidrogenación, y que lógicamente deben ser considerados en un estudio HAZOP.

El formulario HAZOP se presenta en la figura 2.8. Puede observarse que se recomienda aumentar la instrumentación inicial de manera importante, lo que reduce considerablemente la probabilidad de accidentes, especialmente de una explosión o de una reacción fuera de control. Además, la aplicación del análisis HAZOP introduce mejoras importantes en la operabilidad del reactor. Así, el nuevo P&ID que se muestra en la figura 2.7.b corresponde a un reactor que no sólo es más seguro, sino que también es más manejable.

Como ya se ha indicado, aunque existe entrada y salida continua de gases, la operación del reactor de la figura 2.7 se realiza en estado no estacionario. En estos casos es útil revisar también las palabras guía para la operación de sistemas discontinuos y ver cuáles son aplicables. Por ejemplo, las frases guía «En vez de A se carga B», «A se carga demasiado pronto», «A se carga demasiado tarde», etc., hubiesen servido como indicación para identificar algunas de las desviaciones encontradas anteriormente.

Análisis «WHAT IF»

El análisis «What If» es comparativamente mucho menos estructurado que el análisis HAZOP, que se acaba de exponer, aunque su aplicación presente algunas analogías evidentes. Debido a esta falta de estructuración, se requiere una mayor experiencia por parte de los componentes del equipo que lo lleva a cabo, ya que de lo contrario son más que probables omisiones importantes.

El objetivo de un análisis «What If» es considerar las consecuencias negativas de posibles sucesos inesperados. El análisis «What If» utiliza la pregunta «¿Qué pasaría si...?», aplicada a desviaciones en el diseño, construcción, modificación y operación de instalaciones industriales. Las preguntas se realizan sobre áreas concretas (por ejemplo, seguridad eléctrica, protección contra incendios, instrumentación de un equipo

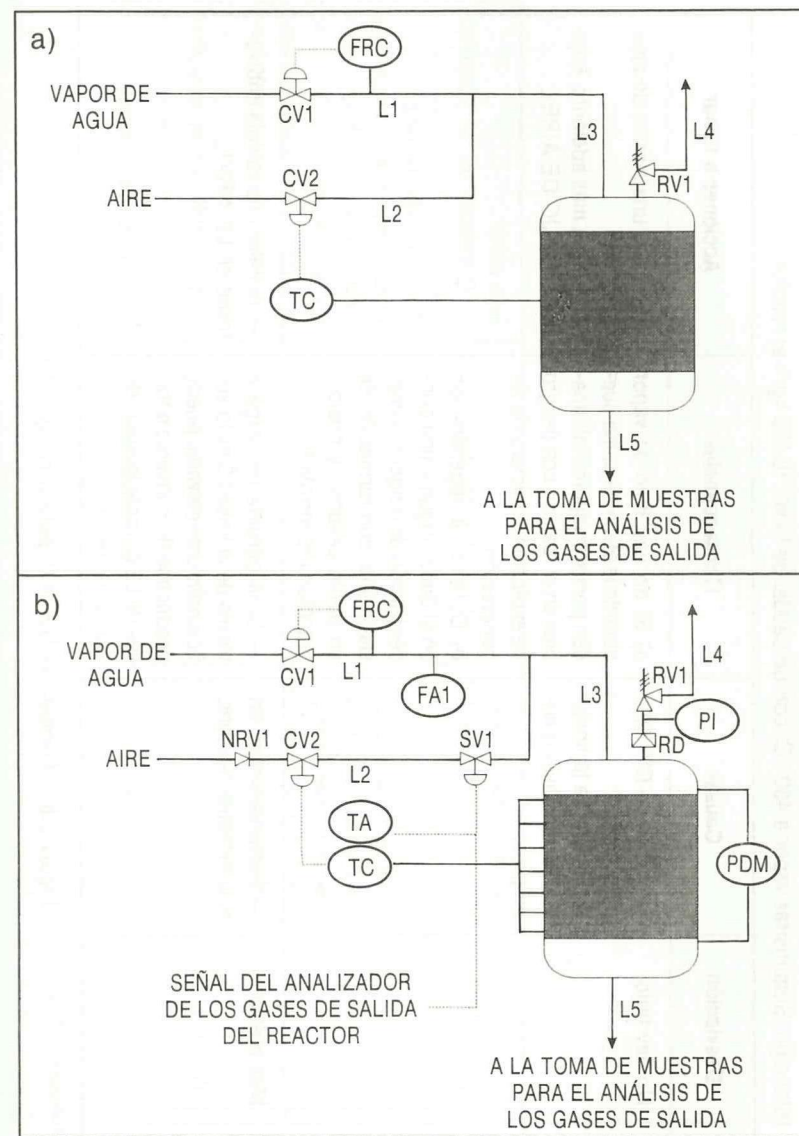


Figura 2.7. Diagramas P&ID de la instalación del ejemplo 2.3 antes (a) y después (b) del análisis HAZOP.

Línea L1. Intención: Suministrar vapor a 450° C, con un caudal de hasta 10.000 kg/h al reactor.

Palabra guía	Desviación	Causas	Consecuencias	Acciones a tomar
NO	No hay flujo.	<ul style="list-style-type: none"> — La válvula CV1 falla en cerrado. — Rotura de la línea. — Fallo en equipos anteriores. 	<ul style="list-style-type: none"> a) Si no hay flujo de vapor durante la etapa de purga pueden persistir vapores inflamables en el reactor, con peligro de explosión al iniciarse la regeneración. b) Durante la regeneración en sí daría origen a una concentración de oxígeno demasiado alta, con formación de un punto caliente, y posible reacción incontrolada. 	<ul style="list-style-type: none"> a) Instalar una alarma de bajo flujo, FA1. b) Se trata más adelante, bajo «MÁS FLUJO DE AIRE».
MÁS	Más presión.	<ul style="list-style-type: none"> — Perturbaciones en el suministro de vapor. 	<ul style="list-style-type: none"> — Si la pérdida de carga a través de la línea L3 es lo suficientemente elevada, puede producirse flujo inverso a través de L2 durante la etapa de purga del reactor. 	<ul style="list-style-type: none"> — Instalar una válvula antirretorno en L2, NRV1.

Figura 2.8. Formulario HAZOP para el ejemplo 2.3.

Línea L1 (continuación)

Palabra guía	Desviación	Causas	Consecuencias	Acciones a tomar
MENOS	Menos flujo.	<ul style="list-style-type: none"> — Fallo en CV1. — Aumento de la pérdida de carga en el reactor debido a que entre las partículas del lecho se deposita coque o finos del catalizador. 	<ul style="list-style-type: none"> — Como en «No flujo». 	<ul style="list-style-type: none"> — Cubiertas en el apartado «No flujo». — Instalar un medidor de presión diferencial PDM para medir la pérdida de carga en el lecho. Llevar un registro de la misma para poder evaluar el grado de taponamiento.
	Menos presión.	<ul style="list-style-type: none"> — Perturbaciones en el suministro de vapor. 	<ul style="list-style-type: none"> — Como en «No flujo». 	<ul style="list-style-type: none"> — Cubiertas en el apartado «No flujo».

Figura 2.8. (Continuación.)

Línea L2. Intención: Suministrar al reactor aire a temperatura ambiente, con un caudal de hasta 10.000 kg/h.

Palabra guía	Desviación	Causas	Consecuencias	Acciones a tomar
NO	No hay flujo.	<ul style="list-style-type: none"> — Fallo en la soplan- te. — Cierre de la válvula CV2. — La válvula NRV1 se atasca. — Rotura de la línea. 	<ul style="list-style-type: none"> — No entra aire al reactor, no se consigue una regeneración completa (la regeneración se limitaría a las fracciones de coque que se gasifican con vapor de agua). 	<ul style="list-style-type: none"> — No se requieren acciones específicas. El fallo tiene consecuencias desde el punto de vista operacional, pero resulta evidente (no se producen los aumentos de temperatura esperados), por lo que puede ser subsanado.
MÁS	Más flujo.	<ul style="list-style-type: none"> — Fallo en CV2. — Fallo en el control de temperatura TC. 	<ul style="list-style-type: none"> — Entra demasiado aire al reactor. La temperatura se dispara, pudiendo producirse una reacción incontrolada. 	<ul style="list-style-type: none"> — Un solo punto de medida de temperatura es insuficiente, ya que se producen gradientes de temperatura muy elevados. Instalar un conjunto de termopares a distintas alturas en el lecho, con un control <i>actioneer-ring</i> (el que registra la mayor temperatura es el que provee la señal que gobierna CV2).

Figura 2.8. (Continuación.)

Línea L2 (continuación)

Palabra guía	Desviación	Causas	Consecuencias	Acciones a tomar
				<ul style="list-style-type: none"> — Instalar una alarma de alta temperatura, TA que, en caso de fallo de CV2 bloquee el flujo mediante una válvula de todo/nada SV1.
MENOS	Menos flujo.	<ul style="list-style-type: none"> — Como en «No hay flujo», pero en menor grado. 	<ul style="list-style-type: none"> — Como en «No hay flujo», pero en menor grado. 	<ul style="list-style-type: none"> — No se requieren acciones específicas.
	Menos presión	<ul style="list-style-type: none"> — Fallo en la soplan- te. 	<ul style="list-style-type: none"> — Como en «No hay flujo». — Posibilidad de flujo inverso en L2. 	<ul style="list-style-type: none"> — Cubierto con la instalación de NRV1.
PARTE DE	Partículas de polvo en la corriente de aire.	<ul style="list-style-type: none"> — Daños en el filtro a la entrada del compresor, corriente arriba de CV2. 	<ul style="list-style-type: none"> — Ensuciamiento del lecho catalítico, con posibilidad de taponamiento. 	<ul style="list-style-type: none"> — Mantenimiento frecuente del filtro.

Figura 2.8. (Continuación.)

Línea L3. Intención: Suministrar al reactor vapor, aire o mezclas aire/vapor, con la temperatura, presión y caudal adecuados.

Palabra guía	Desviación	Causas	Consecuencias	Acciones a tomar
NO	No hay flujo.	— Ver causas para «No hay flujo» en las líneas L1 y L2. — Rotura de L3.	— No se lleva a cabo la regeneración.	— Cubiertas por los apartados anteriores.
PARTE DE	Demasiada proporción de aire en la alimentación.	— Fallo en la regulación del caudal de aire y/o vapor.	— Como en «Más flujo de aire» y «Menos flujo de vapor».	— Cubiertas por los apartados anteriores.
EN VEZ DE	En la etapa de purga se introduce aire en lugar de vapor.	— Fallo en la secuencia de apertura de válvulas, debido a error del sistema de control o a error humano en operación manual.	— Se introduce aire en un reactor cargado con una mezcla combustible. Probable explosión.	— Instalar un cruzamiento de señales para que la válvula SV1 permanezca cerrada mientras el analizador continuo de gases instalado en L5 detecte la presencia de vapores inflamables en el reactor.

Figura 2.8. (Continuación.)

Línea L4. Intención: Proporcionar el caudal de alivio necesario en caso de sobrepresión del reactor, dirigiéndolo hacia la antorcha a través de una conducción adecuadamente dimensionada.

Palabra guía	Desviación	Causas	Consecuencias	Acciones a tomar
MENOS	Menos flujo del previsto a través de RV.	— Depósitos de coque, en la válvula, que obstruyen parcialmente la sección de paso.	— La válvula no proporciona el caudal de alivio necesario, con el consiguiente riesgo de sobrepresión en el reactor.	— Mantenimiento frecuente de la válvula. — Considerar la posibilidad de instalar un disco de ruptura RD en serie, fabricado de un material que no favorezca la formación de depósitos de coque.
NO	No se produce la apertura del disco.	— El disco de ruptura tiene una fuga, lo que hace que la presión se equilibre a ambos lados y no se abra.	— El sistema de alivio no funciona como se espera, se produce una peligrosa sobrepresión en el reactor.	— Instalar un indicador de presión PI, entre el disco de ruptura y la válvula de seguridad.

Figura 2.8. (Continuación.)

determinado, almacenamiento, manejo de materiales, etc.) por un equipo de dos o tres expertos que poseen documentación detallada de la instalación, procedimientos de operación y acceso a personal de la planta para proveerse de información complementaria. Por lo general, de la aplicación de la pregunta «¿Qué pasaría si...?» se obtienen sugerencias de sucesos iniciadores y fallos posibles, a partir de los cuales puede producirse una desviación peligrosa.

Por ejemplo, en un reactor que opera por cargas, podríamos preguntar «¿Qué pasaría si las proporciones de los reactantes cargados fuesen incorrectas?», y tras el correspondiente debate llegar a la conclusión de que, en el caso de que la concentración de uno de los reactantes fuese demasiado alta, podría producirse una reacción fuera de control, con un aumento peligroso de presión y temperatura. El análisis no termina aquí, sino que pasa a examinar las posibles acciones correctoras, como pueden ser la modificación de los sistemas de emergencia (por ejemplo, tomando medidas para la introducción de agentes supresores que permitan una rápida parada de la reacción), o la modificación de los procedimientos de operación para disminuir la probabilidad de un fallo de ese tipo (por ejemplo, análisis de la carga del reactor antes del precalentamiento, etc.).

Análisis de árbol de fallos (FTA)

Los comienzos de la utilización en la industria química del análisis de árbol de fallos (*Fault Tree Analysis*) se remontan a la década de los sesenta, tras el desarrollo de la técnica por parte de los Bell Laboratories. El análisis del árbol de fallos supone que un suceso no deseado (un accidente o una desviación peligrosa de cualquier tipo) ya ha ocurrido, y busca las causas del mismo y la cadena de sucesos que puede hacer que tenga lugar. Como en casos anteriores, no necesariamente todas las posibles causas y cadenas de evolución son identificadas, por lo que es recomendable combinar el análisis FTA con otras técnicas que aumenten la fiabilidad de la identificación, ya que aquí sigue siendo válido el principio general de que los riesgos sin identificar son riesgos incontrolados.

El análisis del árbol de fallos es, por tanto, un proceso deductivo que permite determinar cómo puede tener lugar un suceso particular. Como método de análisis de riesgos es de los más estructurados, y puede aplicarse a un solo sistema o a sistemas interconectados. Es, además, una de las pocas técnicas capaces de tratar adecuadamente los

fallos por causa común, que se discuten en el capítulo 6. Sin embargo, la aplicación del análisis FTA a sistemas complejos puede revestir dificultades matemáticas considerables para el no iniciado. Esto ha dado origen a extensiones del método como el análisis HARA (*Hazard Assessment by Risk Analysis*), que son de aplicación más sencilla (16).

En relación con las técnicas discutidas hasta ahora, el análisis FTA posee la ventaja adicional de servir no sólo para una identificación de peligros, sino para una cuantificación de los riesgos involucrados. El análisis de árbol de fallos descompone un accidente en sus elementos contribuyentes, ya sean éstos fallos humanos o de equipos de la planta, sucesos externos, etc. El resultado es una representación lógica en la que aparecen cadenas de sucesos capaces de generar el suceso culminante que ocupa la cúspide del árbol. Para aclarar los conceptos vamos a considerar un ejemplo simplificado, que ilustra la aplicación del análisis.

Ejemplo 2.4:

Un estudiante de ingeniería química planea un merecido viaje de fin de carrera por varios países. Puesto que piensa estar seis semanas ausente, decide instalar un sistema de riego automático, a fin de conservar vivas las plantas que posee. El sistema se muestra en la figura 2.9. Como medida adicional de precaución deja las llaves del piso a su vecino, rogándole encarecidamente que lleve a cabo inspecciones semanales a fin de verificar el estado de salud de las plantas y el funcionamiento del sistema de riego. El sistema de la figura 2.9 consta de un depósito con la suficiente capacidad para cubrir la demanda de agua (el estudiante ha medido el volumen de agua que utiliza para regar, promediándolo durante las cuatro últimas semanas, y le ha añadido un factor de seguridad del 30 por 100), que ha situado sobre la mesa, a una altura suficiente de acuerdo con sus cálculos, una restricción de flujo adecuada al caudal de riego que se pretende, una electroválvula y un temporizador que la abre durante quince minutos cada semana. Si las plantas quedan sin agua durante más de una semana se secarán. El estudiante ha realizado pruebas del sistema antes de su partida y ha quedado satisfecho de su funcionamiento. Realizar un árbol de fallos para el suceso culminante «las plantas se secan por falta de riego».

Ejemplo 2.4 (continuación):

El árbol de fallos se muestra en la figura 2.9. En él aparecen algunos de los símbolos básicos que se utilizan habitualmente, como las puertas O y las puertas Y. La lógica de una puerta O implica que el suceso de salida se verifica siempre que se cumpla al menos uno de los sucesos de entrada. Por el contrario, las puertas Y exigen que todos los sucesos de entrada se verifiquen para que tenga lugar el suceso de salida. Otros símbolos usados en los diagramas de árbol de fallos aparecen en la tabla 2.3. En nuestro caso, la puerta Y indica que para que ocurra el evento culminante no sólo tiene que fallar el sistema de riego, sino que además deben fallar las revisiones periódicas. De acuerdo con la lógica que se aplica a los árboles de fallos, que se discute con mayor amplitud en el capítulo 6, el evento culminante que corresponde a la salida de la puerta Y tiene una probabilidad igual al producto de las probabilidades de los sucesos A y B. A su vez el suceso A es la salida de una puerta O. Para una puerta O con dos entradas M y N la probabilidad viene dada por

$$P(M \text{ ó } N) = 1 - \{1 - P(M)\} \{1 - P(N)\} = \quad [2.4]$$

$$= P(M) + P(N) - P(M)P(N) \quad [2.5]$$

Para valores pequeños de las probabilidades de los sucesos individuales el término producto puede despreciarse y la ecuación (2.5) puede escribirse aproximadamente como

$$P(M \text{ ó } N) = P(M) + P(N) \quad [2.6]$$

De manera semejante, en el caso de varias entradas de baja probabilidad, la probabilidad de salida de una puerta O puede escribirse aproximadamente como

$$P(M \text{ ó } N \text{ ó } P \text{ ó } \dots \text{ ó } S) = P(M) + P(N) + P(O) + \dots + P(S) [2.7]$$

En el caso considerado, la puerta O tiene 5 entradas, y de acuerdo con la ecuación [2.7], la probabilidad (o frecuencia) del suceso A será la suma de las probabilidades (o frecuencias) de los sucesos A1 a A5. Supongamos que nuestros datos establecen que los sucesos A1, A3, A4 y A5 tienen respectivamente una

Ejemplo 2.4 (continuación):

frecuencia de 2, 1, 0,003 y 0,2 veces/año, y el suceso A2, una probabilidad de fallo sobre demanda de 0,01 (es decir, dejará de actuar una de cada 100 veces que se solicite la actuación de esa particular válvula). Esto plantea un problema de unidades. Se puede sumar probabilidades o frecuencias entre sí, pero no probabilidades y frecuencias. Asimismo, pueden multiplicarse frecuencias por probabilidades, o probabilidades entre sí, pero se desaconseja multiplicar frecuencias entre sí. Para resolver el problema de sumar probabilidades y frecuencias basta convertir A2 a unidades de frecuencia. Si suponemos que la tasa de demanda de una vez por semana sobre la válvula de control se mantiene a lo largo del año, se producirán 52 demandas, y la frecuencia de fallo será $0,01 \times 52 = 0,52$ veces/año. De este modo, la frecuencia del suceso A será:

$$F(A) = 2 + 0,52 + 1 + 0,003 + 0,2 = 3,723 \text{ veces/año}$$

Si la probabilidad de que el vecino olvide alguna vez realizar las inspecciones semanales durante este período es de un 3 por 100 (se trata de un vecino altamente responsable), la frecuencia del suceso culminante (puerta Y) viene dada por el producto de $F(A)$ y $P(B)$, es decir, 0,112 veces/año. Puesto que el estudiante va a estar ausente durante seis semanas (0,115 años), la probabilidad de que encuentre las plantas secas a su vuelta es de 0,013, o del 1,3 por 100. Otra forma de verlo es la siguiente: Si el estudiante realiza un viaje de estudios de seis semanas cada año, suponiendo constantes las demandas y las tasas de fallo anteriormente descritas, aproximadamente en uno de cada 77 viajes encontraría las plantas muertas a su vuelta. Nótese que en el ejemplo anterior se incluyen fallos humanos (B), fallos de equipo (A2, A3, A4) y fallos de mantenimiento (A1, A5). En la resolución se han asignado arbitrariamente valores a las frecuencias o probabilidades de fallo para cada uno de estos sucesos. En realidad, cada una de las ramas del árbol de fallos debe desarrollarse hasta los sucesos básicos, o hasta llegar a un punto en el que se pueda asignar una frecuencia o probabilidad con una incertidumbre razonable. Así, por ejemplo, el suceso A2 podría

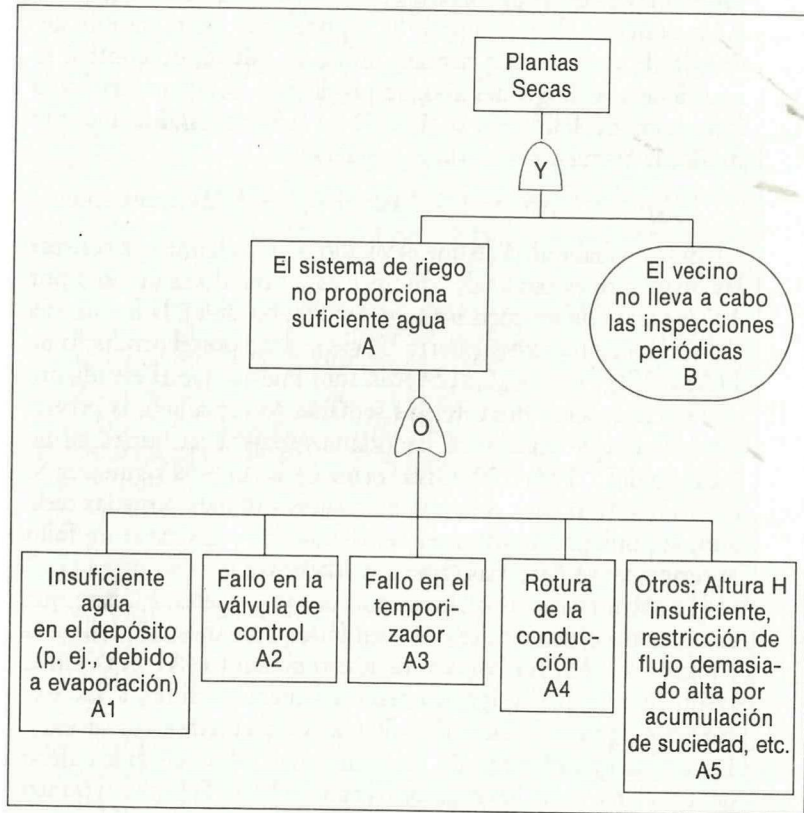
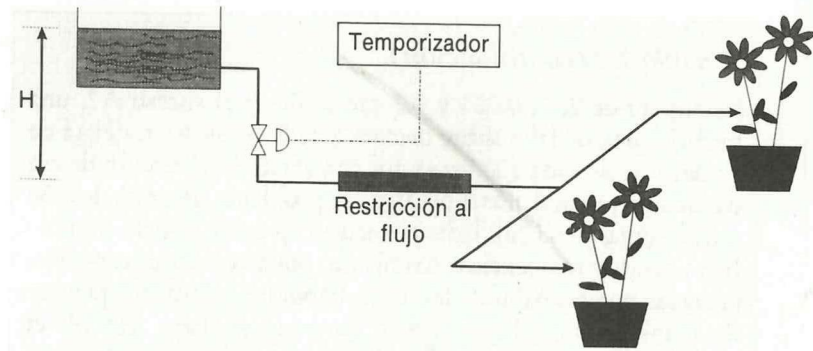


Figura 2.9. Esquema de la instalación y árbol de fallos para el evento culminante «Plantas secas por falta de humedad».

Tabla 2.3. Símbolos comúnmente utilizados en el análisis de árboles de fallos

	Sucesos intermedios: Resultan de la interacción de otros sucesos, que a su vez se desarrollan mediante puertas lógicas.
	Sucesos básicos: Constituyen la base de la «raíz» del árbol. No necesitan desarrollo posterior en otros sucesos.
	Sucesos no desarrollados: No son sucesos básicos, y podrían desarrollarse más, pero el desarrollo no se considera necesario, o no se dispone de la suficiente información.
	Puertas O: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de uno o más de los sucesos de entrada para producir el suceso de salida.
	Puertas Y: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de todos los sucesos de entrada para producir el suceso de salida.
	Puertas inhibición: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia del suceso de entrada y la satisfacción de una condición de inhibición.
	Condición externa: Se utiliza para indicar una condición o un suceso que existe como parte del escenario en que se desarrolla el árbol de fallos.
	Transferencias: Se utilizan para continuar el desarrollo del árbol en otra parte (por ejemplo, en otra página, por falta de espacio).

Ejemplo 2.4 (continuación):

desarrollarse hacia la «raíz» del árbol mediante una puerta O que se ramificara en fallo del suministro eléctrico (lo que causaría un fallo de causa común en el temporizador), o un fallo mecánico, etcétera.

El ejemplo anterior constituye una aplicación simplificada de la lógica de árboles de fallos. Pueden encontrarse muchos otros ejemplos de aplicación del análisis FTA en la bibliografía (1), (2), (6), (7), (8), (9), (10), (11). A continuación se muestra un nuevo ejemplo de análisis FTA tomado del trabajo de Aelion y Powers (8).

Ejemplo 2.5:

Para impedir el flujo inverso al comenzar la operación de la bomba centrífuga correspondiente al sistema de la figura 2.10, se utiliza el siguiente procedimiento de operación: 1) Con la válvula de descarga inicialmente cerrada se arranca la bomba. 2) Se observa el aumento de presión. 3) Cuando éste es suficiente, se abre la válvula de descarga. 4) Se realiza el control de flujo comenzando con la válvula de control en la posición de cerrado. El control puede realizarse manual o automáticamente. En este ejemplo se ha supuesto control manual. 5) Comprobar que no se deja la bomba funcionando durante demasiado tiempo con la salida cerrada, a fin de evitar sobrecalentamiento. Realizar un análisis de árbol de fallos tomando como suceso culminante el flujo inverso en la bomba.

El árbol de fallos correspondiente a este ejemplo se muestra en la figura 2.11. Para que se produzca flujo inverso al comenzar la alimentación al mezclador deben producirse simultáneamente los sucesos que confluyen en la puerta Y: Ambas válvulas deben encontrarse abiertas y además debe existir una fuerza impulsora para el flujo inverso. Desarrollando la rama que corresponde a la válvula de control de caudal, el nivel de probabilidad que se indica proviene de una puerta O cuyas entradas son el fallo mecánico de la válvula de control por atascamiento en abierto o bien la apertura prematura de la misma por parte del operador

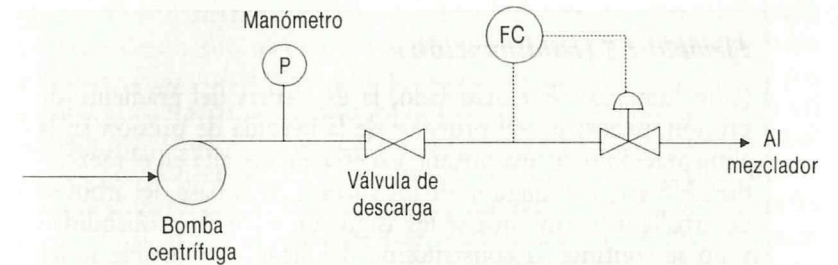


Figura 2.10. Sistema de alimentación al recipiente de mezcla del ejemplo 2.5.

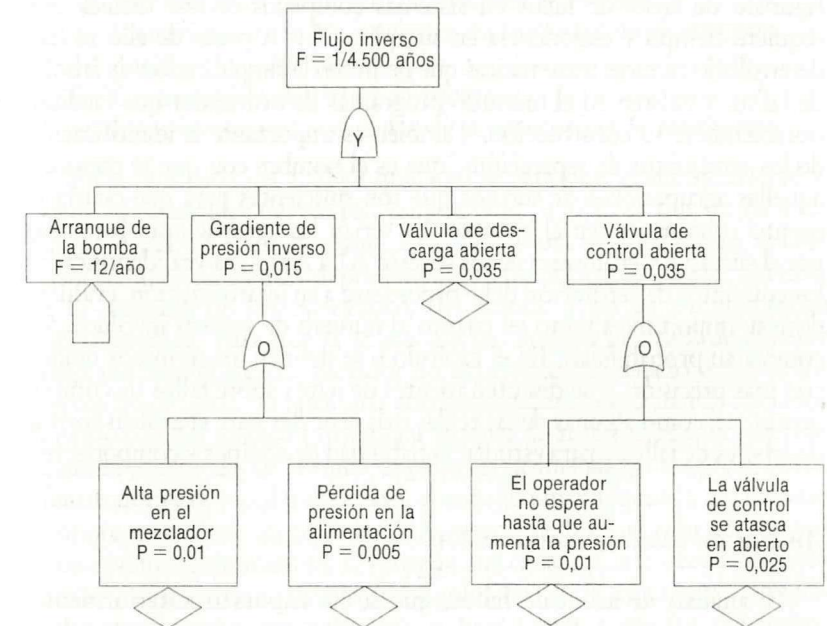


Figura 2.11. Árbol de fallos para el ejemplo 2.5.

Ejemplo 2.5 (continuación):

(fallo humano). Por otro lado, la existencia del gradiente de presión inverso puede provenir de la pérdida de presión en la alimentación o de una presión excesivamente alta en el mezclador. Nótese que ninguno de los sucesos en la base del árbol se desarrolla más, sino que se les asigna un valor de probabilidad y no se continúa la construcción del árbol, por lo que se les indentifica con un rombo. Lógicamente, en la mayor parte de los casos, para asignar este valor es necesario desarrollar el árbol hasta los sucesos básicos. Así, la presión alta en el mezclador puede deberse a múltiples causas (temperatura excesiva, reacción química, fallo en la regulación de la otra corriente de mezcla, etc.), que hay que examinar por separado.

Los dos ejemplos expuestos son casos muy simplificados. El análisis riguroso de árbol de fallos en sistemas complejos es una técnica que requiere tiempo y experiencia en su aplicación. A pesar de ello se han desarrollado técnicas matemáticas que permiten la simplificación de árboles de fallos, y existen en el mercado programas de ordenador que facilitan notablemente su construcción. También es importante la identificación de los «conjuntos de separación», que es el nombre con que se conoce a aquellas agrupaciones de sucesos que son suficientes para que ocurra el evento culminante (en el ejemplo 2.4 serían las agrupaciones formadas por el suceso B y cualquiera de los sucesos A1 a A5). Una vez identificados los conjuntos de separación debe procederse a su jerarquización, evaluándose su importancia tanto en cuanto al número de sucesos involucrados como a su probabilidad. En el capítulo 6 se definen los términos usados con más precisión, y se discuten fuentes de datos sobre fallos de componentes, así como algunas de las reglas más sencillas para el análisis formal de árboles de fallos y para estudiar la fiabilidad de equipos y componentes.

Análisis del árbol de sucesos (ETA)

El análisis de árbol de fallos, que se ha expuesto anteriormente, parte de un suceso determinado e investiga mecanismos razonables mediante los cuales éste pueda tener lugar. A diferencia del procedimiento seguido en el análisis FTA, el análisis de árbol de sucesos

(*Event Tree Analysis*) evalúa las consecuencias que pueden tener lugar a partir de un suceso determinado. No interesa tanto en este caso estudiar cómo puede originarse el suceso iniciador, sino cuáles son sus posibles resultados. Por tanto, en el análisis ETA se hace énfasis en un suceso inicial que se supone que ya ha ocurrido, y se construye un árbol lógico que conecta dicho suceso inicial con los efectos finales, donde cada rama del árbol representa una línea de evolución que conduce a un efecto final (o a la ausencia de éste si una secuencia de circunstancias favorables es capaz de anular sus consecuencias).

El análisis de árbol de sucesos es especialmente adecuado para estudiar las posibles secuencias de evolución de los acontecimientos tras un accidente. Esto permite analizar los escenarios posibles y establecer entre ellos una jerarquía en cuanto a su gravedad y verosimilitud, seleccionar situaciones de emergencia para su evaluación cuantitativa y preparar respuestas a las mismas. El análisis de árbol de sucesos se desarrolla de acuerdo con el siguiente esquema (2):

- i) Identificación de sucesos iniciadores relevantes.
- ii) Identificación de las funciones de seguridad diseñadas para responder al suceso iniciador.
- iii) Construcción del árbol de sucesos.
- iv) Descripción de las cadenas de acontecimientos resultantes.

En el contexto del análisis que aquí se propone, el suceso iniciador puede ser cualquier desviación importante, provocada por un fallo de equipo o por un error humano. Este suceso inicial puede tener consecuencias muy diferentes dependiendo de las salvaguardas del sistema, de la reacción de los operadores del mismo y de las circunstancias concomitantes. Para que la aplicación del análisis de árbol de sucesos tenga sentido, el suceso iniciador no debe estar demasiado cerca de los efectos finales. Así, no resultaría adecuado definir como suceso iniciador la explosión del reactor e investigar a partir de aquí sus posibles efectos como la magnitud de la onda expansiva, la formación de proyectiles, efectos dominó, etc. En este caso, el enfoque más adecuado del estudio consiste en realizar un análisis FTA, que tome la explosión del reactor como evento culminante e investigue sus causas. Cada cadena de evolución (causa-sucesos intermedios-explosión) daría así origen a un accidente de distintas características, y, por tanto, a efectos diferentes, como se verá en capítulos posteriores. Por el contrario, para aplicar el análisis de árbol de sucesos hay que seleccionar una desviación que no

implique directamente el accidente final. Por ejemplo, «el sistema de refrigeración resulta insuficiente», o «la dosificación de la alimentación al reactor es incorrecta», y a partir de aquí analizar la respuesta del sistema.

El suceso iniciador puede, por lo tanto, dar origen a distintas secuencias de acontecimientos. Así, en el caso antes mencionado de que la dosificación de la alimentación sea incorrecta, sólo en algunos casos (aumento en la velocidad de una reacción exotérmica, con pérdida del control de la misma; mezcla reaccionante dentro de los límites de explosión, etc.) se originan circunstancias peligrosas. En otros, el sistema será capaz de autorregularse, o simplemente la desviación no dará origen a un aumento del riesgo, aunque suponga una pérdida de eficacia en la operación. Así, por ejemplo, una dosificación incorrecta de la alimentación conducirá en muchos casos a una extinción de la reacción por defecto de uno de los reactantes. Por otro lado, cualquier equipo industrial debe estar diseñado con elementos de seguridad capaces de hacer frente a la mayor parte de las desviaciones comunes. Esto quiere decir que, aun en el caso de que la desviación origine un aumento importante en el riesgo de la operación, el sistema debe tener elementos de control (parada de la alimentación, inyección de supresores de explosión, actuación de sistemas de alivio de presión, etc.) capaces de corregir la desviación antes de que se produzcan consecuencias catastróficas.

Una vez realizadas las dos primeras etapas (identificación de sucesos iniciadores y de las funciones de seguridad), se está en condiciones de acometer la construcción del árbol de sucesos hasta los efectos finales. La estimación de la magnitud de éstos requiere, por lo general, el uso de modelos cuantitativos de análisis de consecuencias, capaces de estimar los efectos finales para un escenario determinado.

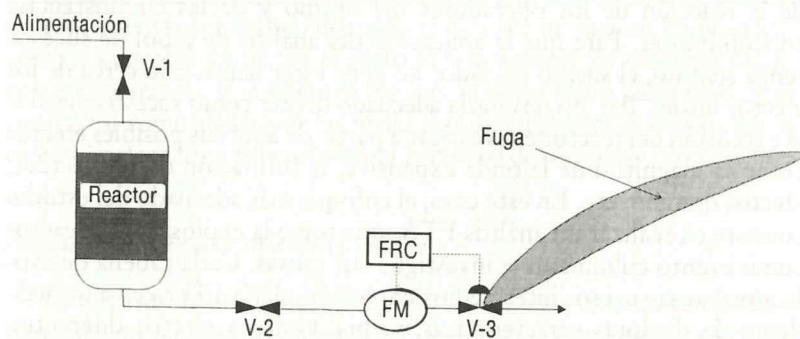


Figura 2.12. Esquema simplificado de la instalación del ejemplo 2.6.

Ejemplo 2.6:

A un reactor catalítico de lecho fijo se alimenta una mezcla de etileno, acetileno e hidrógeno con el fin de hidrogenar selectivamente el acetileno. La reacción es exotérmica, y para obtener una buena selectividad se utiliza un catalizador de metal soportado, con el que la reacción tiene lugar a una temperatura de unos 90° C. Construir un árbol de sucesos para el caso de que se produzca una fuga en la válvula de control a la salida del reactor (Frecuencia = 0,001/año).

De acuerdo con las características del suceso iniciador, la fuga que se produce está constituida por una mezcla de sustancias inflamables por debajo de su temperatura de autoignición. Por tanto, como se verá en el capítulo 3, aunque se produzca una mezcla inflamable con el aire, se requiere una fuente externa de ignición para que se produzca la explosión de la misma. La ignición externa puede tener lugar por fuentes en el propio proceso (llamas abiertas, superficies calientes, motores eléctricos, etc.), o por fuentes externas (vehículos a motor, cigarrillos, etc.). Asimismo, puede ocurrir casi inmediatamente tras la fuga, en cuyo caso la cantidad total de mezcla inflamable formada con el aire circundante será pequeña y no habrá efectos de presión importantes, o puede ocurrir tras un cierto tiempo desde el inicio del escape, lo que daría lugar a una acumulación importante de material inflamable y a una explosión de nube de vapor no confinada (UVCE), con un alto potencial de destrucción. Por último, la fuga puede ser detectada en una etapa temprana y controlada mediante el cierre de las válvulas de aislamiento correspondientes (por ejemplo, V-2), o en circunstancias afortunadas, incluso si la fuga no se detecta rápidamente, la ignición puede no llegar a producirse, con lo que los vapores emitidos se dispersarían en la atmósfera sin llegar a inflamarse.

Las anteriores posibilidades se reflejan en el diagrama de árbol de sucesos que se representa en la figura 2.13, en la que se han asignado valores arbitrarios de probabilidades a cada uno de los sucesos que configuran las ramas del árbol. En el capítulo 3 se discuten con más extensión las posibles consecuencias de un escape de este tipo. Nótese que podrían haberse incluido

Ejemplo 2.6 (continuación):

otras posibilidades, o que podrían haberse ampliado las que se presentan (por ejemplo, considerando si la nube inflamable formada se desplaza hacia zonas pobladas o no, teniendo en cuenta efectos dominó, etc.).

Análisis de las modalidades de fallo y sus efectos (FMEA)

El análisis FMEA (*Failure Modes and Effects Analysis*) consiste en un examen de componentes individuales con el objetivo de evaluar el efecto que un fallo de los mismos puede tener en el comportamiento del sistema. Es un análisis sistemático, a menudo de duración considerable, que se realiza poniendo habitualmente el énfasis en fallos de funcionamiento de componentes. Ha sido utilizado intensamente en la industria nuclear para estudios de estado estacionario, con preferencia a otras técnicas como el análisis HAZOP, que se utiliza más en esta industria para el estudio de riesgos en paradas y puestas en marcha (12).

En el contexto de este análisis, una modalidad de fallo es un síntoma, una condición o un modo de operación asociado al fallo de un componente. El modo de fallo puede identificarse (11) con una pérdida de función del componente (deja de actuar), función prematura (actúa prematuramente, antes de que se produzca la demanda), función fuera de tolerancia o fallo o característica física indeseada como, por ejemplo, una fuga pequeña, observada durante una revisión (modo de fallo incipiente). En el análisis FMEA todos los modos conocidos de fallo de los componentes se consideran por turnos, y las consecuencias del fallo son analizadas y registradas.

El análisis FMEA se lleva a cabo en equipo y requiere una documentación considerable que incluye los diagramas de proceso e instrumentación, los diagramas eléctricos, procedimientos de operación, diagrama de lógica instrumental, información sobre controles e interdependencias, etc. El equipo que lleva a cabo el análisis debe tener la información suficiente como para comprender el diseño y la operación de un componente, y su interacción con el sistema del que forma parte. El director del análisis debe tener experiencia previa en estudios FMEA, conoci-

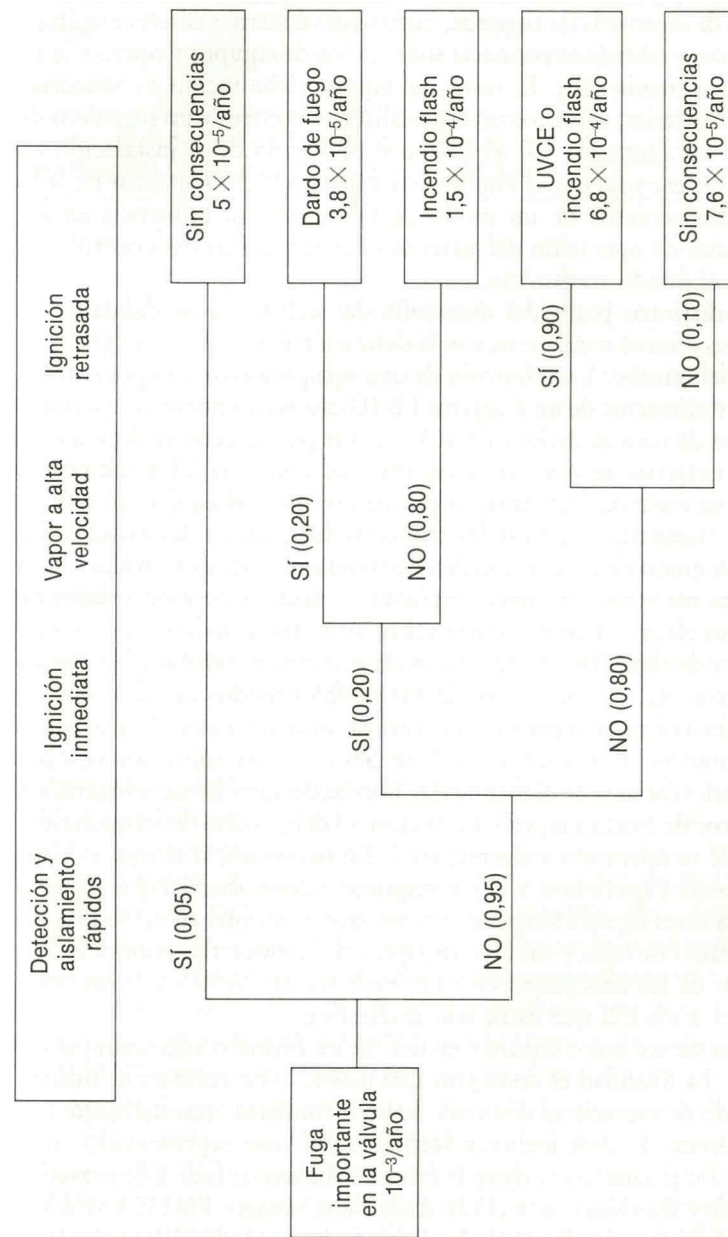


Figura 2.13. Diagrama de árbol de sucesos para el ejemplo 2.6.

mientos de ingeniería de sistemas, incluyendo control y diseño mecánico y eléctrico, y además experiencia sobre fallos de equipos y operación en estado transitorio (13). El resto del equipo debe incluir experiencias complementarias, al menos un especialista en control y un ingeniero de sistemas familiarizado con el diseño y operación de la instalación en estudio. Es esencial que el equipo esté capacitado para analizar no sólo los efectos directos de un modo de fallo, sino su influencia en los parámetros de operación del sistema y las respuestas del controlador durante el estado transitorio.

Los distintos pasos del desarrollo del análisis de modalidades de fallo y sus efectos comienzan con la definición del sistema y el grado de detalle del estudio. La definición de una agrupación de componentes al nivel de descripción de un diagrama P&ID casi nunca puede considerarse completa de cara al análisis FMEA, ya que por lo general depende de fuentes externas de energía, agua, etc., así como de información del sistema de control. Por tanto, la primera misión del equipo de análisis es la de encontrar y definir las fronteras funcionales del estudio. En cuanto al grado de detalle, pueden considerarse distintos niveles (2). Si se realiza un estudio a nivel de planta, el análisis de modalidades de fallo y sus efectos debe enfocarse sobre los sistemas individuales (como el sistema de alimentación, de mezcla, de reacción, de separación, sistemas de soporte, etc.), y los efectos de sus posibles modos de fallo sobre la operación a nivel de la planta. Si se realiza un análisis a nivel de sistemas o subsistemas, el análisis FMEA se lleva a cabo sobre los equipos individuales (bomba de alimentación, bomba del circuito de refrigeración del reactor de oxidación, válvula de control del circuito de refrigeración, sensor de temperatura y alarma, etc.). En ocasiones, si el equipo tiene la suficiente experiencia y así se requiere, puede abordarse el estudio FMEA a nivel de subcomponentes, aunque lo normal en un análisis de modalidades de fallo y sus efectos típico de la industria química es que los fallos de los subcomponentes se incluyan en los fallos de los componentes a medida que éstos son analizados.

La siguiente etapa consiste en definir un formato adecuado para el estudio. La finalidad es conseguir una mayor coherencia en el análisis, y el modo de lograrlo es disponer de un formulario estandarizado. Las tablas típicas FMEA incluyen formatos del tipo representado en la figura 2.14. Cuando se incluye la última columna de índice de gravedad (*Criticality Ranking*), el análisis suele denominarse FMECA (*Failure Modes, Effects and Criticality Analysis*). Se ha sugerido (2) una escala de

Fecha: Planta: Sistema:			Referencia: Análisis realizado por:		
Elemento/ Identificación	Descripción/ Comentarios	Modo de fallo	Detección del fallo	Efectos	Índice de gravedad

Figura 2.14. Ejemplo de formulario para el análisis FMECA (adaptado de las referencias 2 y 3).

1 (sin efectos adversos) a 4 (peligro inmediato para el personal e instalaciones, parada de emergencia) para el índice de gravedad, con los niveles 2 y 3 correspondiendo respectivamente a riesgos bajos sin requerir parada y riesgos de importancia que requieren parada normal.

El paso más importante al rellenar el formulario de la figura 2.14 consiste en la identificación de todos los modos de fallo relevantes y los efectos que producen. Así, una bomba que normalmente está operando puede fallar en encendido (no se detiene al producirse la demanda de parada), puede parar espúreamente, puede tener fugas a través de los cierres hidráulicos, a través de la carcasa, etc. Cada uno de estos modos de fallo puede dar lugar a efectos diferentes, con distintos índices de gravedad. También es muy importante el método de detección del fallo. Consideremos un reactor discontinuo en el que se lleva a cabo una reacción exotérmica, en la que existe el riesgo de pérdida de control (*runaway reaction*). El reactor está dotado con un sistema de refrigera-

ción con agua para controlar la temperatura de la reacción, con un sistema de protección que incluye alarmas en el caso de alta temperatura del reactor o bajo flujo de refrigerante, con activación automática de una válvula de descarga rápida en ambos casos, lo que lleva a una parada segura del reactor. Para que ocurra una reacción fuera de control sin que se activen los sistemas de protección debe fallar el control de la temperatura del reactor y además las alarmas de alta temperatura o bajo flujo o bien la válvula de descarga rápida (fallo en posición de cierre). El análisis FMEA del sistema muestra (14) que si se produce un fallo en posición de cerrado de la válvula de descarga rápida, el fallo queda sin descubrir hasta el final del ciclo cuando se vacía el reactor. Como es lógico, si durante la reacción se produce una demanda sobre la válvula de descarga puede tener lugar la pérdida de control de la reacción.

El análisis FMEA es, por tanto, una herramienta más, complementaria de las que ya se han descrito para la identificación y análisis de riesgos. Al igual que en casos anteriores, el análisis no termina cuando se completa el formulario. Quedan por discutir todos aquellos casos que requieran un estudio posterior (que en muchos casos lleva consigo un análisis cuantitativo). Por otro lado, los modos de fallo identificados que dan lugar a efectos relevantes llevan consigo acciones correctoras, que el equipo propone o recomienda para su estudio por otros expertos. Normalmente, tras un cierto período de tiempo suelen realizarse nuevas reuniones del equipo o de una comisión de seguimiento, con el objeto de evaluar el estado de la implementación de las recomendaciones realizadas.

Cuestiones y problemas

2.1. Una planta de producción conjunta de acetona y acetocianhidrina utiliza dos tanques atmosféricos de 229 m³ para almacenar acetona. Los tanques son verticales cilíndricos, realizados en acero al carbono, y están habitualmente llenos al 75 por 100. Existe un dique de contención que rodea el tanque por tres lados y dirige cualquier vertido hacia una balsa situada a suficiente distancia del mismo. La acetona se almacena en los tanques a presión atmosférica y temperatura ambiente. No se ha previsto la inertización del espacio libre. El tanque se alimenta desde proceso mediante una conducción, utilizando dos bombas en alternancia.

El tanque descarga a camiones cisterna en una instalación aneja a los tanques, utilizando otro conjunto doble de bombas, con las válvulas adecuadas. Aplicar el índice Dow, de incendio y explosión, al almacenamiento y descarga de acetona, calculando el valor del índice, el radio de exposición y el factor de daños de la unidad.

2.2. Se alimenta una mezcla 5/3 de benceno/tolueno a una columna de destilación con 18 platos de válvulas, que opera en continuo, obteniéndose un producto de cabeza con un 98 por 100 de benceno. La columna opera con un condensador total que utiliza agua como líquido refrigerante, y un calderín tipo «kettle» calentado por vapor de agua. *i)* Estimar la cantidad de líquido inflamable retenido en la columna. *ii)* Aplicar el índice Dow, de incendio y explosión, a la columna, calculando el valor del índice, el radio de exposición y el factor de daños de la unidad.

2.3. Realizar un análisis HAZOP de la columna de destilación del ejemplo anterior. Recomendar la instrumentación adecuada a la vista de los resultados.

2.4. A un reactor catalítico de lecho fijo se alimenta una mezcla de etileno, acetileno e hidrógeno a 2 atmósferas, con el fin de hidrogenar selectivamente el acetileno (ver el ejemplo 2.6). La reacción es exotérmica, y se intenta trabajar a baja temperatura (en torno a 100° C), con el fin de lograr una buena selectividad, por lo que se requiere refrigerar el reactor. *i)* Tras plantear el diagrama P&ID de la instalación, realizar un análisis de riesgo y operabilidad (HAZOP), discutiendo los principales peligros implicados en la operación. *ii)* Recomendar la instrumentación a instalar. *iii)* Escoger el medio refrigerante y sistema de refrigeración más adecuado. Discutir las salvaguardas contra el fallo del sistema de refrigeración.

2.5. Realizar un análisis de árbol de fallos (FTA) cualitativo, teniendo como evento culminante la explosión del reactor del ejemplo anterior.

2.6. Realizar un análisis de árbol de sucesos para un escape de cianuro de hidrógeno (temperatura de ebullición normal 26,1° C, punto de destello -18° C), a través de una grieta en una soldadura de los tanques de almacenamiento de este compuesto (276 m³, llenos al 75 por 100, construidos en acero inoxidable 304, calorifugados y mantenidos a 5° C y presión atmosférica), utilizados en la planta de producción de acetona y acetocianhidrina del ejemplo 2.1.

2.7. Llevar a cabo un análisis de árbol de fallos para el suceso «obtener el producto equivocado en una máquina automática expendedora de tabaco». Analizar las distintas modalidades de fallo a nivel de sistema y llevar a cabo un análisis FMEA.

2.8. ¿Cuáles son los principales peligros en un laboratorio donde se manejen determinados productos químicos líquidos y gaseosos? Contestar a la pregunta desde el punto de vista de la posibilidad de un accidente con bajas humanas. Al contestar debe plantearse un caso concreto y conocido, un laboratorio accesible que se pueda inspeccionar sobre el terreno. Tras la discusión, elaborar una lista de comprobación de seguridad para el laboratorio, tomando como base la expuesta en este capítulo. Realizar el análisis de la seguridad del laboratorio utilizando dicha lista de comprobación. Hacer recomendaciones para mejorar la seguridad.

Bibliografía

1. KLETZ, T.: *Hazop and Hazan. Identifying and Assessing Process Industry Hazards* (3.ª edición). The Institution of Chemical Engineers. Rugby (1992).
2. BATTELLE COLUMBUS DIVISION-AIChE/CCPS: *Guidelines for Hazard Evaluation Procedures*, American Institute of Chemical Engineers. Nueva York (1985).
3. DOW CHEMICAL COMPANY-AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS: *Dow's Fire and Explosion Index Hazard Classification Guide* (6.ª edición). American Institute of Chemical Engineers. Nueva York (1987).
4. ICI: *The Mond Index* (2.ª edición). Imperial Chemical Industries Explosions Hazards Section. Technical Department. Winnington (1985).
5. EUROPEAN FEDERATION OF CHEMICAL ENGINEERING: «Report of the International Study Group on Risk Analysis», *Risk Analysis in the Process Industries*. The Institution of Chemical Engineers. Rugby (1985).
6. HAUPTMANN, U.: *Análisis de Árboles de Fallos*. Ed. Bellaterra. Barcelona (1986).
7. PRUGH, R. W.: *Application of Fault Tree Analysis*. Chemical Engineering Progress 76, 59 (1980).
8. AELION, V., y POWERS, G. J.: «Risk Reduction of Operating Procedures and Process Flowsheets», *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 32, 82 (1992).
9. GREENBERG, H. R., y SALTER, B.: «Fault Tree and Event Tree Analysis», en *Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry*, GREENBERG, H. R., y CRAMER, J. J. (Eds.). Van Nostrand Reinhold. Nueva York (1991).
10. CROWL, D. A., y LOUVAR, J. F.: *Chemical Process Safety, Fundamentals with Applications*. Prentice Hall. Englewood Cliffs (1990).
11. CCPS (Center for Chemical Process Safety): *Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis*. AIChE. Nueva York (1989).
12. KLETZ, T.: *Hazop and Hazan. Identifying and Assessing Process Industry Hazards* (3.ª edición). The Institution of Chemical Engineers. Rugby (1992).
13. O'MARA, R. L.: Failure Modes and Effects Analysis», en *Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry*. GREENBERG, H. R., y CRAMER, J. J. (Eds.). Van Nostrand Reinhold. Nueva York (1991).
14. INTERNATIONAL STUDY GROUP ON RISK ANALYSIS-EUROPEAN FEDERATION OF CHEMICAL ENGINEERING: *Risk Analysis in the Process Industries*. Institution of Chemical Engineers. Rugby (1985).
15. LEES, F. P.: *Loss Prevention in the Process Industries*. Butterworth-Heinemann. Londres (1980).
16. GOODNER, H. W.: «A new way of quantifying risks». *Chemical Engineering* 100(10), 114-120 (1993).