



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

“DIMENSIONAMIENTO DE UN SISTEMA DE
DEPRESIONAMIENTO A RÉGIMEN DINÁMICO PARA UNA
PLANTA DE HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS”

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A:
FERNANDO CONSTANTINO GALICIA

DIRECTOR DE TESIS:
M. EN C. VÍCTOR H. VILLAR MARÍN



CIUDAD DE MÉXICO, 2021



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE: I.Q.I. ADA JOSEFA MEZA MEZA

VOCAL: M. EN C. VÍCTOR HUGO VILLAR MARÍN

SECRETARIO: MTRO. CRESENCIANO ECHAVARRIETA
ALBITER

1ER SUPLENTE: Q.A. EDUARDO GILES VELÁZQUEZ

2DO SUPLENTE: I.Q. JESÚS MORALES AYALA

SUSTENTANTE

FERNANDO CONSTANTINO GALICIA

ASESOR DEL TEMA

M. EN C. VÍCTOR HUGO VILLAR MARÍN

TEMA

DIMENSIONAMIENTO DE UN SISTEMA DE
DEPRESIONAMIENTO A RÉGIMEN DINÁMICO PARA UNA
PLANTA DE HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS

*No es el conocimiento, sino el acto de
aprendizaje, y no la posesión, sino el acto de
llegar allí, que concede el mayor disfrute.*

Carl Friedrich Gauss

AGRADECIMIENTOS

Al M. en C. Víctor Villar Marín por darme la oportunidad de desarrollar este trabajo bajo su instrucción. Agradezco su distinguida cátedra y valiosos consejos que me compartió en la FES Zaragoza e IMP para mi formación académica y profesional.

A los miembros del jurado por tomarse el tiempo para orientar y revisar este escrito. Sus recomendaciones y observaciones fueron trascendentales para culminar esta publicación.

Al Instituto Mexicano del Petróleo por encaminarme en el inicio de mi formación como ingeniero y por las facilidades que me ofreció para poder realizar esta tesis.

A la empresa Aspen Technology que durante estos tiempos complicados por la pandemia me capacitó y certificó en el uso del software Aspen HYSYS.

A la Universidad Nacional Autónoma de México que me acogió durante 8 años dentro de sus instalaciones. Haber estudiado la preparatoria y universidad en esta grandiosa escuela fue sin duda la mejor decisión de mi historia académica.

La enseñanza y amistades que adquirí son invaluable.

A mis todos mis amigos y familiares que me han acompañado durante todos estos años; su apoyo y confianza es un cálido gesto que nunca olvidaré.



ÍNDICE GENERAL

Índice General.....	I
Lista de Figuras.....	VII
Lista de Tablas.....	IX
Nomenclatura.....	X
Introducción.....	XII
Justificación.....	XIV
Objetivos.....	XV
Capítulo 1. Generalidades.....	1
1.1 Sistema de Depresionamiento (DS).....	2
1.1.1 Funcionamiento del DS.....	2
1.2 Sistema de Relevos de Presión (PRS).....	3
1.2.1 Funcionamiento del PRS.....	3
1.3 Importancia de los PRS y DS.....	4
1.4 Clasificación.....	6
1.5 Fundamentos en el Diseño de PRS y DS.....	9
1.6 Dispositivos del Sistema de Depresionamiento.....	13
1.6.1 Válvulas de Parada de Emergencia (ESDV).....	13
1.6.2 Válvula de Despresurización (EBDV).....	14
1.6.3 Orificio de Restricción.....	16



1.7 Equipos y Complementos para el PRS y DS.....	18
1.7.1 Cabezal de Desfogue.....	18
1.7.2 Tanque Separador (Knockout Drum).....	19
1.7.3 Tanque de Sello Líquido.....	20
1.7.4 Quemador.....	20
Capítulo 2. Soluciones de Seguridad a Fallas de Sobrepresionamiento.....	22
2.1 Causas de Sobrepresión en Plantas de Proceso.....	23
2.1.1 Descarga Bloqueada.....	24
2.1.2 Fallo de Enfriamiento o Reflujo.....	25
2.1.3 Fallo de Flujo Absorbente.....	26
2.1.4 Acumulación de no Condensables.....	26
2.1.5 Entrada de Material Volátil en el Sistema.....	27
2.1.6 Sobrellenado.....	27
2.1.7 Fallo de Controles Automáticos.....	28
2.1.8 Entrada Anormal de Calor o Vapor.....	28
2.1.9 Pérdida de Calor en Sistemas de Fraccionamiento en Serie.....	29
2.1.10 Explosiones Internas y Golpe de Ariete.....	29
2.1.11 Reacción Química.....	30
2.1.12 Expansión Hidráulica.....	30
2.1.13 Incendios/Fuego.....	31
2.1.14 Falla en Intercambiadores de Calor.....	31



2.1.15 Servicios Auxiliares.....	32
2.1.16 Mantenimiento.....	34
2.2 Seguridad en Plantas de Proceso.....	34
2.2.1 Seguridad Funcional.....	36
2.2.2 Función Instrumentada de Seguridad (SIF).....	36
2.2.3 Nivel Instrumentado de Seguridad (SIL).....	37
2.2.4 Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS).....	38
2.2.5 Métodos para Determinación del SIL.....	38
2.2.5.1 Matriz de Riesgos.....	38
2.2.5.2 Gráficos de Riesgos.....	39
2.2.5.3 Análisis de Capas de Protección (LOPA).....	39
Capítulo 3. Modelado de Depresionamiento y Simulación de Procesos.....	41
3.1 Depresionamiento de Vapor.....	42
3.1.1 Inicio del Depresionamiento.....	43
3.1.2 Bajas Temperaturas Durante el Depresionamiento.....	43
3.1.3 Criterios de Aplicación.....	45
3.1.4 Tasa de Depresionamiento.....	47
3.1.5 Flujo de Vapor.....	48
3.1.5.1 Vapor de la Entrada de Calor del Fuego.....	49
3.1.5.2 Vapor por Cambio de Densidad y Flash Líquido.....	50
3.2 Diseño de Procesos.....	54



3.2.1 Síntesis de Procesos.....	55
3.2.2 Análisis de Procesos.....	55
3.2.3 Optimización.....	56
3.3 Simulación de Procesos.....	58
3.3.1 Ventajas y Aplicaciones de la Simulación de Procesos...59	
3.3.2 Simulación Estado Estacionario.....	60
3.3.3 Simulación a Régimen Dinámico.....	61
3.3.4 Simuladores de Procesos Comerciales.....	64
3.4 Simulación Dinámica en Aspen HYSYS.....	64
3.4.1 Módulo “BLOWDOWN and Depressuring”.....	66
Capítulo 4. Caso de Estudio.....	68
4.1 Descripción del Proceso.....	69
4.1.1 Sección de Reacción de Saturación de Diolefinas (SHU).....	71
4.1.2 Sección de Reacción de Guarda de Sílice y de Hidrotratamiento (HDT).....	71
4.1.3 Sección de Separación del Efluente de Hidrotratamiento (HDT).....	72
4.1.4 Sección de Estabilización de Naftas.....	73
4.1.7 Sección de Separación de Naftas.....	74



Capítulo 5. Dimensionamiento del Sistema de Depresionamiento.....	75
5.1 Sobrepresionamiento en la Planta de Hidrotratamiento de Naftas.....	76
5.1.1 Interlock 1: Paro del Compresor de Hidrógeno de Recirculación, GB-3101.....	76
5.1.2 Interlock 2: Rehervidor de la Torre Estabilizadora, BA-3102.....	77
5.1.3 Interlock 3: Rehervidor de la Torre Estabilizadora, BA-3103.....	78
5.1.4 Interlock 4: Despresurización de Emergencia.....	78
5.2 Determinación de Inventario para Depresionamiento.....	80
5.3 Composición de la Mezcla y Condiciones de Despresurización.....	84
5.4 Simulación Dinámica en BLOWDOWN.....	86
5.4.1 Caso de Incendio.....	87
5.4.2 Caso Frío.....	94
Capítulo 6. Análisis de Resultados y Conclusiones.....	97
6.1 Resultados de la Simulación.....	98
6.1.1 Caso de Incendio.....	98
6.1.2 Caso de Rutina de Despresurización.....	100
6.2 Análisis de Resultados.....	102
6.3 Recomendaciones.....	104



6.4 Conclusiones.....	108
Anexo.....	110
DFP 01.....	110
DFP 02.....	111
Plano Isométrico.....	112
Bibliografía.....	113



LISTA DE FIGURAS

1.1 Explosión en refinería de BP.....	5
1.2 Integración de un PRS y SD típico.....	8
1.3 Relación de niveles de presión.....	12
1.4 Válvula tipo bola para despresurización de emergencia.....	15
1.5 Orificios de restricción de una sola etapa.....	17
1.6 Esquema de la última sección de un PRS/DS.....	21
2.1 Cierre inadvertido de una válvula.....	25
2.2 Pérdida de enfriamiento en domos de una columna.....	26
2.3 Exposición de un recipiente al fuego.....	32
2.4 Diagrama de cebolla de capas de protección.....	35
2.5 Función instrumentada de seguridad (SIF).....	37
3.1 Efecto del sobrecalentamiento en acero al carbono.....	42
3.2 Catalizador en un equipo de reacción.....	47
3.3 Área de exposición por incendio en una planta.....	50
3.4 Diagrama de equilibrio de fases para un líquido.....	54
3.5 Representación esquemática para un proceso químico.....	56
3.6 Estrategia para el diseño de procesos.....	57
3.7 Perfil de velocidad de un fluido con SolidWorks.....	59
3.8 Torre de fraccionamiento dinámica en UniSim.....	62
4.1 Esquema simplificado hidrotratamiento de nafta.....	70
5.1 Simulación de la composición de mezcla del inventario.....	85



5.2 Flujo de trabajo para el dimensionamiento de un orificio.....	87
5.3 Subdiagrama de flujo dentro del entorno BLOWDOWN.....	88
5.4 Composición y condiciones iniciales del recipiente.....	89
5.5 Entradas de la geometría del recipiente principal.....	90
5.6 Parámetros de transferencia de calor por incendio.....	90
5.7 Configuración de segmentos de tubería.....	91
5.8 Mapeo de componentes.....	92
5.9 Administración de controles para la simulación.....	93
5.10 Variables para la operación lógica de ajuste.....	93
5.11 Condiciones iniciales del sistema y ambientales.....	95
5.12 Ajuste de transferencia de calor ambiental.....	95
6.1 Resultados clave para despresurización por incendio.....	98
6.2 Perfil de presión y flujo másico en escenario de incendio....	99
6.3 Temperaturas del vapor y líquido en caso de incendio.....	100
6.4 Perfil de temperaturas en tuberías de salida.....	100
6.5 Perfil de presión para el caso frío.....	101
6.6 Temperaturas del líquido y vapor en caso frío.....	101
6.7 Perfil de temperaturas en tuberías de salida con 1.848”	102
6.8 Advertencia de los segmentos en BLOWDOWN.....	104
6.9 Reducción de la MDMT sin pruebas de impacto.....	105
6.10 Perfil de temperaturas en tuberías de salida con 1.653” ..	106
6.11 Secuencia de apertura para 5 orificios en paralelo.....	107
6.12 Perfil de temperaturas en tuberías con 5 orificios.....	108



LISTA DE TABLAS

2.1 Fallas de servicios auxiliares y equipos afectados.....	33
2.2 Niveles instrumentados de seguridad.....	37
2.3 Matriz de riesgos.....	39
3.1 Simuladores populares en la industria química.....	65
5.1 Inventario estacionario en líneas de proceso.....	83
5.2 Inventario estacionario en equipos de proceso.....	84
5.3 Propiedades de mezcla del inventario.....	85
6.1 Resumen de resultados en caso de incendio.....	103



NOMENCLATURA

Variables:

A_{ws}	Superficie total mojada
C_p	Calor específico promedio del líquido
C_1	Constante igual a 43,200 en el SI
C_2	Constante igual a 70,900 en el SI
E	Energía del sistema
F	Factor de entorno
h	Acumulación
H	Entalpía por unidad de masa
L	Calor latente promedio del líquido
m	Flujo másico
M	Masa molecular relativa para el vapor
p_i	Propiedad intensiva
P	Presión absoluta
q_m	Flujo másico de vapor
Q	Calor total absorbido en la superficie mojada por unidad de tiempo, tasa de energía en forma de calor
t	Intervalo de tiempo de despresurización, tiempo absoluto
T	Temperatura absoluta
V	Volumen disponible para el vapor
V_c	Volumen de control



- Z Factor de compresibilidad
- Δ Representa un cambio en una variable (o propiedad)
- w Fracción másica del líquido inicial vaporizada como resultado del depresionamiento
- W Trabajo
- μ_{JT} Coeficiente de Joule-Thomson
- λ Calor latente del líquido

Subíndices:

- a Condición inicial del tiempo de depresionamiento; condición de equilibrio líquido-vapor saturado
- b Condición final del tiempo de depresionamiento
- d Referente al cambio de densidad del vapor debido a la reducción de presión
- e Condición de entrada
- f Referente a la vaporización por incendio
- i Referente a un recipiente individual
- n Enésimo paso de depresionamiento
- $n - 1$ Paso de depresionamiento que precede al paso n
- s Condición de salida
- v Referente al flash líquido/vapor generado debido a la reducción de presión
- x Número total de recipientes en el sistema



INTRODUCCIÓN

La evolución de la ingeniería en los últimos años ha sido respaldada por el uso de nuevas tecnologías, las cuales garantizan la seguridad y la factibilidad económica de los proyectos, sin olvidar la clara reducción de contaminantes al medio ambiente.

Dentro de las consideraciones de diseño en una planta de proceso, están aquellos que son implementados para mitigar los fenómenos de sobrepresión como los sistemas de relevo de presión y depresionamiento. Este asunto es de alta prioridad en la gestión de una planta de refinación, particularmente en aquellas unidades que operan a altas condiciones de presión y temperatura. Un claro ejemplo en la actualidad es la unidad de hidrotreatmento de naftas en la nueva refinería de Dos Bocas, Tabasco, la cual se estima que podrá entrar en operación para el año 2022.

La diferencia entre el diseño adecuado de un sistema de relevo de presión y depresionamiento contra uno que no lo es, podría significar la salvaguarda para un grupo de personas que trabajan dentro de una instalación, por lo que es indispensable usar recursos que nos amparen un correcto trabajo.

En este sentido, en las últimas décadas, los simuladores de procesos han contribuido de manera sustancial en el diseño de las plantas de proceso, lo cual favorece la obtención de mejores resultados en un tiempo mucho menor al reducir la carga de trabajo. Esta herramienta puede desarrollar cálculos a régimen estacionario que, si bien nos sirve para tener una buena estimación de los diseños en las primeras fases de ingeniería, la simulación dinámica nos puede ofrecer ciertas ventajas ya que considera el cambio de las variables de proceso con respecto al tiempo, ideal para modelar el comportamiento de estos sucesos, donde el tiempo es una variable crítica.



La simulación dinámica es el último paso para obtener el resultado que deseamos; detrás de esta actividad le preceden cálculos hidráulicos y análisis acerca de la operación de la planta, prácticas que requieren de mucha información contenida en distintos documentos de un proyecto de ingeniería como Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTIs), Planos de Localización General (PLGs), Diagramas de Flujo de Proceso (DFPs), Matrices de Causa y Efecto, Planos Isométricos, Hojas de Datos de Equipo de Proceso, entre otros.



JUSTIFICACIÓN

Las consecuencias por un fenómeno de sobrepresión en una planta de proceso son determinantes para establecer las capas de protección de manera robusta, tales que mitiguen de forma óptima los efectos de dicho problema que afectan directamente a la sociedad, economía y medio ambiente. Lo más importante en este aspecto, es la seguridad de las personas que trabajan en el sitio o que se encuentran en las cercanías de este, cuya pérdida es invaluable e imposible de subsanar.

Esta publicación resalta la importancia de los sistemas de relevo de presión y sistemas de depresionamiento como capas de protección dentro de las instalaciones de cualquier planta industrial, en donde se evidencia la importancia de su confiabilidad y disponibilidad como elemento crítico en el momento de un percance. Por otra parte, se analiza la aportación tecnológica en el diseño de la ingeniería, a través de herramientas de simulación, las cuales ayudan a establecer con mayor certidumbre parámetros y evaluaciones que proporcionan fiabilidad al proceso, sin olvidar la reducción de costos y tiempo de trabajo.



OBJETIVOS

General:

Dimensionar un sistema de depresionamiento que permita evitar una sobrepresión en las secciones críticas de una planta hidrotreatmento de naftas típica para el caso de una falla por fuego o una emergencia operativa; modelado por medio de simulaciones a régimen dinámico con la tecnología BLOWDOWN, una herramienta del simulador de procesos comercial Aspen HYSYS.

Particulares:

- Explicar la importancia de un sistema de depresionamiento y un sistema de relevo de presión como capas de protección en caso de situaciones de emergencia y sobrepresión en una planta de proceso.
- Determinar el volumen de inventario necesario para relevar en el sistema de depresionamiento.
- Analizar los parámetros básicos que permiten diseñar un sistema de depresionamiento en forma segura y confiable.
- Aplicar el módulo BLOWDOWN de Aspen HYSYS en una simulación inherentemente dinámica para dimensionar el sistema de depresionamiento con base en estándares internacionales vigentes.



CAPÍTULO 1

GENERALIDADES





1.1 Sistema de Depresionamiento (DS)

Un DS (Depressuring System) es un conjunto de elementos que tienen la finalidad de reducir la presión de manera programada o emergencia en equipos de proceso como recipientes, intercambiadores de calor, reactores, columnas de destilación o compresores. Consiste en eliminar los fluidos (generalmente vapores) en eventos de incendio, fugas, ruptura de tubos u otra situación peligrosa como el paro planeado por mantenimiento.

Este sistema representa una capa de protección para las plantas de proceso y funciona de manera paralela con el Sistema Instrumentado de Seguridad. Está compuesto primordialmente de una válvula de depresionamiento (blowdown), orificio de restricción, tuberías de descarga, cabezales de desfogue y quemadores; es común que los fluidos relevados sean transportados por los cabezales de desfogue y quemadores del Sistema de Relevo de Presión (PRS).

Esta capa de seguridad ha tomado relevancia en los últimos años en unidades de hidrotratamiento e hidrocraqueo para plantas de refinación; respalda el paro completo de las unidades evitando situaciones de descontrol.

1.1.1 Funcionamiento del DS

Cuando se alcanza un valor de sobrepresión específico, la rutina de depresionamiento es iniciada de manera automática por el SIS, ESD o por una señal del sistema de gas y fuego (F&G), aunque también puede ser puesto en acción por un operador mediante un selector manual en caso de incendio o fuga.

Una vez que se pone en marcha este procedimiento, inmediatamente se aísla el inventario de la sección a depresionar con ayuda de válvulas de corte, también llamadas ESDV. Esto tiene la finalidad de separar el peligro potencial a

SIS (Safety Instrumented System por sus siglas en inglés).

ESD (Emergency Shutdown System); ESDV (Emergency Shutdown Valve).



otras áreas y además evita la acumulación de materia y energía bloqueando las entradas de alimentación y calor.

El fluido estacionario en los equipos es relevado por medio de una válvula de depresionamiento y/u orificio de restricción que eventualmente será conducido por el cabezal de desfogue hasta un quemador elevado o un sistema de recuperación, según sea el caso.

1.2 Sistema de Relevo de Presión (PRS)

Un PRS (Pressure Relief System) es un sistema de emergencia que al igual que el DS funciona para abatir el aumento de presión en plantas de proceso. Está constituido por arreglos de accesorios, dispositivos de relevo de presión (PRD), tuberías y una vía para disponer de forma segura fluidos como líquidos, gases o vapor. Estos sistemas pueden estar constituidos solamente por un PRD como un disco de ruptura, con o sin tubería de descarga, recipientes o líneas. Algunos sistemas más complejos incluyen más PRD con diferentes arreglos hacia los ramales y cabezales que conduzcan a los equipos de disposición final⁴.

A diferencia del DS, el PRS funciona para mitigar la sobrepresión ya desarrollada en el sistema y su accionamiento es totalmente mecánico independiente a señales o lazos de control. Esta red de elementos funciona como la última capa de protección para evitar una catástrofe por sobrepresión y le precede al SIS.

1.2.1 Funcionamiento del PRS

Cuando se presenta una falla en alguna unidad de proceso, la válvula de seguridad-alivio y disco de ruptura están diseñados para abrir y ceder el paso de una masa a relevar con el fin de disminuir la presión (depresionamiento). El fluido relevado es

⁴ API 521 (2014).



direccionado a través de un sistema de tuberías ramificadas hasta una tubería principal denominada cabezal de desfogue, que tiene como función hacer una recolección de fluidos desde cualquier sección de la planta hasta un tanque de separación.

El tanque separador desvía la fase líquida con el propósito de evitar la ignición de gotas en el quemador, descartando un problema de lluvia de fuego, este fluido por lo general es enviado por una bomba centrífuga a la unidad de recuperación. Por otro lado, la fase gaseosa fluye hacia un tanque de sello de agua, el cual tiene como propósito conservar una presión positiva en el cabezal evitando el retroceso de flama o de los gases, consecuentemente la corriente gaseosa se mezcla con aire en la boquilla del quemador para generar la combustión deseada.

1.3 Importancia del PRS y DS

La relevancia de estos sistemas radica en ser los últimos recursos para evitar situaciones descontroladas en instalaciones de refinación de petróleo, petroquímica, plantas productoras de plaguicidas o de procesamiento de gas natural. El peligro latente en plantas de proceso por las excesivas condiciones de trabajo en fluidos inflamables puede llevar a la generación excesiva de presión y la acumulación de materia en equipos o líneas, los cuales en consecuencia pueden sufrir alguna falla mecánica como fisuras, pandeos o en los casos más extremos una explosión.

El objetivo principal es proveer protección al equipo, personal de trabajo, instalaciones y medio ambiente bajo condiciones de sobrepresión expulsando los fluidos que ocasionan dicho problema, por medio de un sistema de tuberías hasta un lugar donde se pueda eliminar de forma segura; en determinados casos cuando el fluido es peligroso para el medio ambiente, o tiene un gran valor monetario se dispone a un sistema de recuperación. Los procedimientos de protección contra la



sobrepresión aplicada a instalaciones industriales, asegura que se cumplan los niveles de seguridad exigidos y además garantiza que las inversiones estén protegidas contra los efectos de presión anormales.

Algunos casos particulares de problemas de sobrepresión son el accidente de la planta de plaguicidas de Unión Carbide ubicada en Bophal, India en el año de 1984, donde cerca de 20,000 personas perdieron la vida consecuencia de la liberación de gases tóxicos a la atmosfera¹³. Un suceso más reciente, pero de una magnitud similar en una refinería de British Petroleum en Texas, E.U. en el 2005 que sorprendió por las fallas de alarmas en toda una columna y el deficiente sistema de despresurización para las masas a relevar¹⁷, al terminar la catástrofe se percibe una imagen fatal como la mostrada en la figura 1.1



Fig. 1.1 Explosión en refinería de BP en la unidad de proceso de isomerización localizada en Texas, USA. La onda expansiva arrasó con todo a su paso en un área de 19,000 m².
Fuente: <https://www.opuskinetic.com/2019/08/role-of-human-factors-in-the-bp-texas-city-explosion/>.

¹³ Ferrando, J. (2014).

¹⁷ Kaszniak, M. (2008).



La configuración correcta de los PRS y DS para cada situación en una planta de proceso es tan importante como su instalación. Durante la operación habitual de una planta es posible tener problemas en estos sistemas consecuencia de una selección incorrecta, inadecuado mantenimiento y diseño incompleto; cabe resaltar que estos sistemas no funcionan de manera habitual, sin embargo, su valiosa función puede reducir drásticamente los problemas o en definitiva evitarlos.

El diseño de estos arreglos debe considerar los siguientes objetivos con el propósito de obtener un proceso de óptimo desempeño:

- Cumplir con la normatividad nacional e internacional aplicable
- Garantizar la protección del personal operativo contra daños de los equipos, consecuencia de la sobrepresión.
- Asegurar la integridad mecánica de los equipos
- Preservar el medio ambiente de las zonas aledañas
- Reducir las pérdidas de materia prima y productos
- Evitar paros de algunas unidades de proceso o en el peor escenario un paro de emergencia.
- Evitar daño a estructuras o edificios de la zona
- Moderar primas de seguro y pagos de sanciones; en general ahorrar capital monetario.

1.4 Clasificación

Los PRS y DS tienen diversas estructuras, aunque en su mayoría estos comparten tubería principal de desfogue, tanques de desfogue, tanques de sello líquido, quemadores elevados o de fosa, bombas y sistemas de control e instrumentación.

Los principales tipos de sistemas de desfogue se indican a continuación, estos pueden funcionar de manera independiente o como una combinación de ellos. La diferencia entre cada uno de ellos está en función de la masa a relevar en el sistema.



- ❖ Sistema abierto: En este sistema las masas a relevar aliviadas son enviadas a la atmosfera o al colector de líquidos como los quemadores de fosa. Cabe resaltar que para este caso los fluidos expulsados no reaccionan con el aire ni forman mezclas explosivas o inflamables, además de ser de bajo peso molecular (inferior a 80 g/mol) o en definición, menos densos que el aire como puede ser vapor de agua, oxígeno, nitrógeno, dióxido de carbono y gases inertes.
- ❖ Sistema cerrado con combustión: En el cual los líquidos y gases o vapores de desfogue son transportados por el sistema de tuberías hasta un tanque de separación, en este punto la fase gaseosa es enviada a los quemadores, por otra parte, los condensados se preparan para una recirculación al sistema, neutralización, despacho o recuperación.
- ❖ Sistema cerrado con neutralización: Las sustancias que son enviadas por el sistema de tuberías se disponen a una unidad de tratamiento químico o fisicoquímico, con el fin de reducir su peligrosidad como toxicidad, reactividad, inflamabilidad u otras propiedades especiales como la corrosión, antes ser enviados a atmosfera, quemados o almacenados²¹.
- ❖ Sistema cerrado con recuperación: Los fluidos depresionados son recolectados y enviados a una unidad de tratamiento. Los componentes de alto valor económico o energético son separados, para posteriormente retornar a proceso o a almacenamiento; en contraparte los desechos son puestos a disposición como alguno de los puntos anteriores de acuerdo con sus características químicas²¹.

²¹ ET-031-PEMEX-2019.

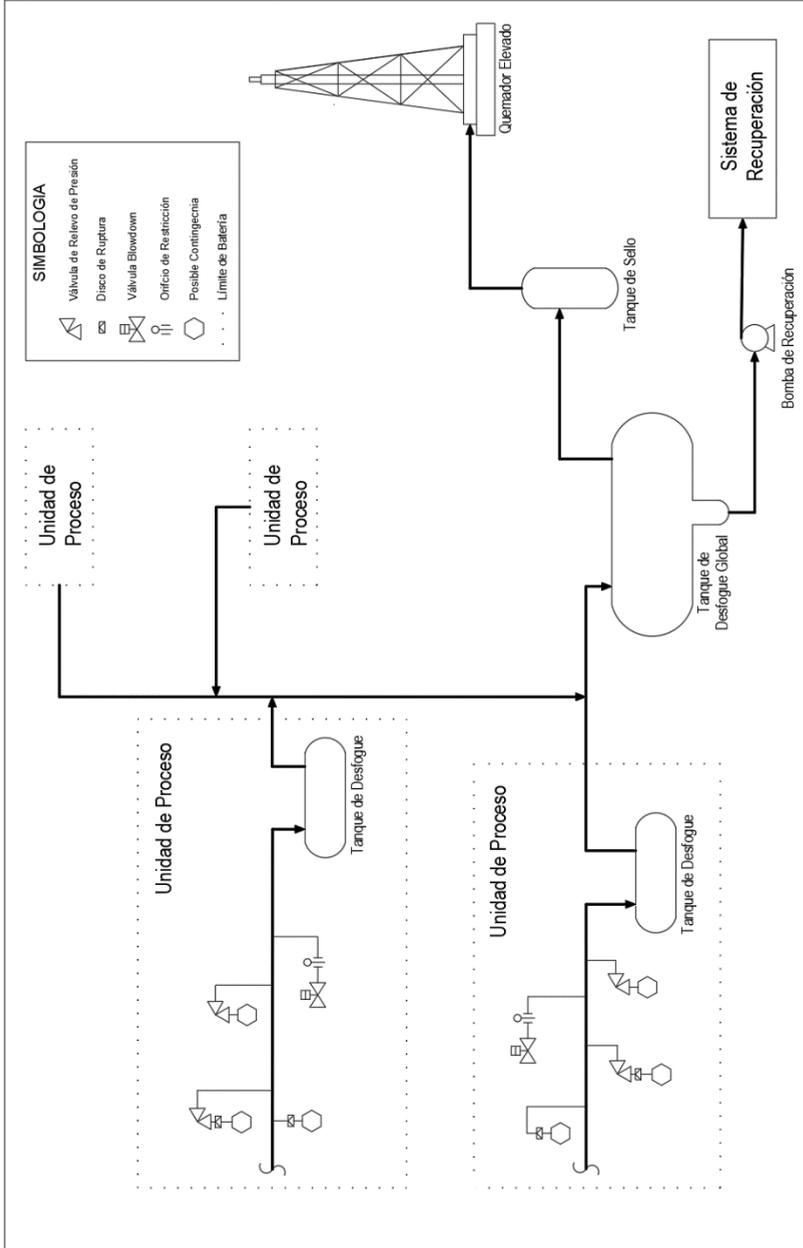


Fig 1.2 Integración de un PRS y DS con quemador elevado y sistema de recuperación.
Fuente: *Elaboración propia.*



1.5 Fundamentos en el Diseño de PRS y DS

La presión es una variable muy importante ya que su medición y control garantiza la seguridad y eficiencia en un proceso, además a través de ella podemos inferir el valor de otras variables como temperatura, volumen, flujo, etc.

Presión de operación: Presión manométrica del equipo de proceso a la cual trabaja de manera habitual, incluyendo variaciones normales y se mantiene usualmente a un nivel apropiado por debajo del punto de disparo de su dispositivo de relevo o alivio de presión, de tal forma que prevenga frecuentes aperturas. La presión de diseño en un equipo toma como referencia la presión de operación, considerando un margen hasta un valor máximo esperado a condiciones normales.

Presión de diseño: Es el valor más severo de presión manométrica para un recipiente o equipo en condiciones normales de operación, junto con la temperatura de diseño, se usa para determinar el espesor mínimo permisible o la característica física de cada componente, según lo determinado por las reglas o códigos a utilizar. La presión de diseño es seleccionada por el usuario para proporcionar un margen adecuado durante su operación, además es la presión típicamente especificada en la compra de los equipos.

Máxima presión de trabajo permisible (MAWP): Es la máxima presión permisible en la parte superior de un equipo o recipiente terminado a la temperatura asignada para esta presión. Es el menor de los valores para la presión máxima admisible para cualquiera de las partes esenciales del equipo. La MAWP es igual o mayor a la presión de diseño, y es la base para determinar la presión de ajuste utilizada para el cálculo de los equipos.

Acumulación: Aumento de la presión sobre la MAWP del recipiente permitida durante la descarga a través del dispositivo de alivio de presión. Esta se expresa en unidades de presión o



como porcentaje de la presión de diseño o MAWP. Las acumulaciones máximas permitidas se establecen mediante códigos de diseño de presión para operaciones de emergencia y contingencias de incendio.

Sobrepresión: Condición en la que se excede el MAWP u otra presión especificada. Para un dispositivo de alivio, la sobrepresión es lo mismo que la acumulación solo cuando el dispositivo de alivio está configurado para abrirse en el MAWP del recipiente. Generalmente se mide como porcentaje del MAWP³.

Contrapresión: Presión que existe en la salida de un dispositivo de alivio de presión o válvula de despresurización como resultado de la presión en el sistema de descarga. La contrapresión es la suma de las contrapresiones superpuestas y acumuladas. La contrapresión acumulada es el aumento de la presión por el flujo en la salida de un dispositivo de alivio de presión, que se desarrolla por su apertura, por otra parte, la superpuesta es la presión estática que existe en la salida de un dispositivo de alivio de presión en el momento en que se requiere que el dispositivo funcione. La contrapresión alta, además de reducir la capacidad de la válvula, y aumentar la presión de apertura inicial, también provoca una vibración conocida como “traqueteo” que causa daño a la válvula.

Castañeteo o traqueteo (chattering): Movimientos rápidos anormales (oscilantes) de las partes móviles de un dispositivo de relevo de presión durante los cuales el disco hace contacto con el asiento. La vibración resultante puede causar desalineación, daño del asiento de la válvula y, si se prolonga, falla mecánica de válvulas internas y tuberías asociadas.

Presión de ajuste (calibración): Es el valor de presión estática a la entrada de la válvula a la cual se dispone a operar bajo condiciones de servicio. En el caso de líquidos es aquel valor en que la válvula comienza a tener una descarga continua del mismo, mientras que, en gases y vapores, es aquella en la que

³ API 520 (2014).



la válvula abre súbitamente (dispara)²². El punto de ajuste o valor de la presión de calibración de los dispositivos de relevo o alivio de presión de recipientes a presión de acuerdo con la NOM-020-STPS-2002, debe ser mayor que la presión de operación y menor o igual que la presión de diseño del equipo.

Presión de apertura: Valor en el aumento de presión estática de entrada a la que hay una elevación medible del disco o a la que la descarga del fluido se vuelve continua, según lo determinado por la percepción visual y auditiva.

Presión de disparo (detonación): Aplicable únicamente a válvulas de seguridad o seguridad-alivio, es decir, aquellas que manejan fluidos compresibles. Es el valor de presión estática ascendente y a la cual el disco se mueve en dirección de apertura a una velocidad muy superior comparada con la correspondiente velocidad a la que lo haría a presiones inferiores o superiores.

Siseo (preapertura): Es el indicador de advertencia audible del escape de fluido de entre los asientos de la válvula, a una presión estática sutilmente por debajo de la presión de disparo (apertura súbita) de la misma.

Presión de cierre: Valor de descenso en la presión estática de entrada a la que el disco de la válvula restablece el contacto con el asiento, cerrando nuevamente el paso de flujo. Se determina por simple experiencia, según lo determinado por la percepción visual o auditiva.

Presión diferencial de cierre o purga (blowdown): Es la diferencia entre la presión de ajuste y la presión de cierre de la válvula de relevo, después de que ésta ha actuado. Se puede medir en unidades de presión o como porcentaje de la presión de ajuste.

Presión de ruptura: Valor de la presión estática corriente arriba menos el valor de la presión estática corriente abajo, justo antes de que se rompa un disco de ruptura³.

²² PEMEX (2018).

³ API 520 (2014).

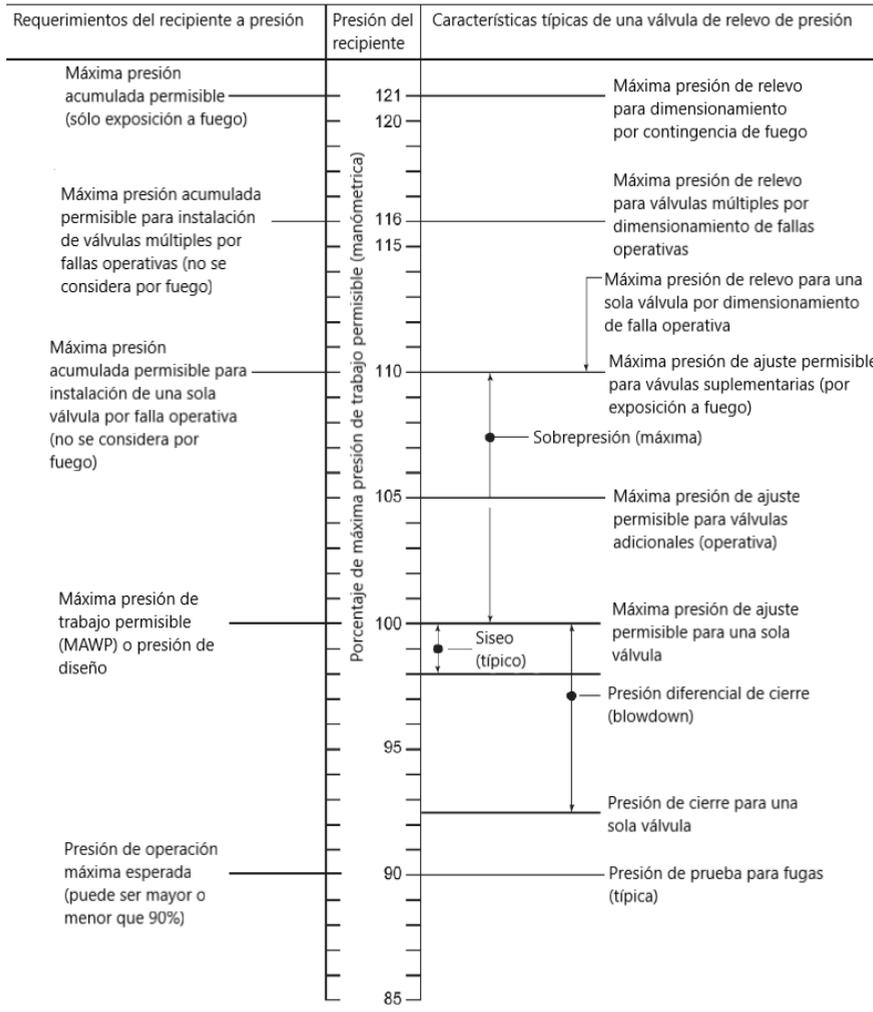


Fig. 1.3 Relación de Niveles de Presión

Fuente: API 520 "Sizing, Selection, and Installation of Pressure-relieving Devices" [modificado].



1.6 Dispositivos del Sistema de Depresionamiento

Estos elementos son el corazón de un sistema de depresionamiento, los cuales tienen la función principal de proteger los equipos y tubería de la planta industrial en condiciones de presión anormal o en casos particulares de emergencia. Estos actúan liberando el fluido que circula o se almacena en el equipo a proteger.

Se pueden encontrar varios tipos de dispositivos que actúan en conjunto dependiendo de las características operativas del sistema o sección a tratar. Los principales dispositivos que se usan son las válvulas de parada de emergencia, válvulas de depresionamiento y orificios de restricción.

Como norma general, el dispositivo debe posibilitar la salida del fluido a relevar, a una presión inferior a la presión de diseño del equipo. Por otra parte, debe permitir el correcto desalojo del fluido con el fin de disminuir la presión en un tiempo máximo determinado, para cualquier condición de funcionamiento del sistema.

1.6.1 Válvulas de Parada de Emergencia (ESDV)

Es una válvula accionada que está diseñada para restringir el paso de un fluido con el fin de asegurar la seguridad de la planta ante situaciones sumamente riesgosas. También suelen llamarse válvulas de aislamiento ya que durante una emergencia son capaces de seccionar las unidades de proceso.

Este tipo de dispositivos generalmente son accionadas por medio del SIS y son principalmente usados en la industria del petróleo y gas natural; plataformas, plantas de refinación, transmisión, almacenamiento y distribución.

Las válvulas ESDV son comúnmente de bola con asiento metálico, además, están instrumentadas con válvulas de



aireación, indicadores de posición y son a prueba de fallas por medio de cilindros neumáticos o hidráulicos.

Si bien una ESDV permanece abierta durante meses e incluso años es importante que su funcionamiento sea óptimo cuando ocurra una falla operativa crítica o falla externa. Para poder cumplir con su tarea es importante que cumpla algunas características que respalden su desempeño.

- Cierre hermético
- Acción rápida
- Nivel de integridad certificado
- Protección contra incendios
- Diseño resistente
- Capacidad de pruebas de mantenimiento remoto
- Flexibilidad de operación

1.6.2 Válvulas de Despresurización (EBDV)

Estos artefactos actúan bajo el mismo principio de otros DRP el cual consiste en reducir la presión de las unidades de proceso. La diferencia es que estos dispositivos suelen funcionar en forma paralela al SIS o ESD ya que trabajan bajo la lógica del control del proceso, aunque también pueden ser iniciadas manualmente por un operador.

Generalmente son usadas para reducir el riesgo en circunstancias donde hay un aumento súbito de presión o en la detección de incendios. Esto disminuye la probabilidad de que un incidente de este tipo se salga de control. La despresurización de emergencia es típicamente requerida en unidades de hidrocraqueo, reformación catalítica o hidrotratamiento en plantas de refinación.

En muchos casos también funcionan en procedimientos de depresionamiento operacional como paros programados por mantenimiento.



Fig.1.4 Válvula de depresionamiento tipo bola montada en muñón con controlador inteligente para depresurización de emergencia.

Fuente: Metso depressurizing valves. Application report (08/2012).

Algunos de los requerimientos y prácticas para este tipo de válvulas son los enumerados en la próxima lista.

- Capacidad de reducción de ruido.
- Limitaciones de velocidad de salida.
- Bajas emisiones.
- Cierre hermético.
- Alta integridad de seguridad y confiabilidad (es posible que requiera solenoides redundantes).
- Resorte para abrir actuadores, especialmente en depresurización de emergencia.
- Factores de seguridad de gran tamaño del actuador (1.5 a 2).



1.6.3 Orificio de Restricción

Es un dispositivo en instrumentación de control de flujo, cuya función principal es proporcionar una limitación del flujo para obtener un flujo controlado o restringido. Debido a esta restricción y a las condiciones del fluido se genera una caída de presión desde la entrada a la salida. El área de orificio determina la tasa de flujo de salida de un fluido de proceso para una presión y temperatura dada.

Debido a su principio de funcionamiento, estos artefactos son con frecuencia utilizados en los sistemas de depresionamiento para controlar el flujo en a través de las tuberías de descarga. El orificio normalmente se instala a la salida de la válvula blowdown.

Cuando la válvula blowdown abre para liberar el fluido antes de sobrepresionarse el sistema, el orificio asegura que la carga a relevar no sea mayor a la capacidad del cabezal o quemador. Por lo general la caída de presión y velocidad que se presenta en estos procedimientos puede llevar a problemas de estrangulamiento de flujo, ruido excesivo, tensión de la tubería y fragilización del material por baja temperatura.

Algunas firmas de ingeniería recomiendan colocar el orificio a una distancia mínima de 60 cm de la válvula blowdown para evitar que la válvula se congele por la manifestación de una baja temperatura. Este requisito es para evitar que la humedad de la atmosfera congele el cuerpo de la EBDV y potencialmente cause que el vástago se atasque y que por ende no pueda cerrarse nuevamente².

Entre los principales tipos de orificios de restricción se encuentran:

² Amarine Engineering.



Orificio de una sola etapa

Suele ser una placa o un bloque con un orificio dimensionado para la pérdida de presión permanente prevista. Se instala entre las bridas de la tubería. Por lo general, no es una placa de orificio delgada; es una placa de orificio gruesa.

Multiorificio de una sola etapa

Se utiliza para reducir el ruido generado por el dispositivo debido a que el flujo en la entrada ahora se canaliza en varias corrientes a través de los múltiples orificios.



Fig. 1.5 Orificios de restricción de una sola etapa con un solo orificio (izquierda) y multiorificio (derecha).

Fuente: <https://instrumentationtools.com/basics-restriction-orifice-ro/>.



Montaje de orificio de varias etapas

Son carretes que resguardan varios orificios de restricción usados en sistemas altas diferencias de presión. Ayuda reducir la presión de manera paulatina.

La responsabilidad del tamaño, selección y suministro del orificio de restricción final recae en el proveedor. El diseño y el tamaño del orificio de restricción pueden requerir revisión por parte de un especialista para una evaluación relacionada con la tensión y el ruido.

1.7 Equipos y Complementos para el PRS y DS

Los dispositivos de relevo de presión y depresionamiento son el corazón en un sistema de desfogue, pero sin duda alguna hay que dar crédito a las partes que se encuentran aguas abajo de estos dispositivos que de manera integral ayudan a mantener en una situación segura a una planta de procesos.

1.7.1 Cabezal de Desfogue

Es la tubería principal que recolecta los fluidos de las diferentes unidades de proceso con el fin de llevarlos hasta un punto donde puedan ser expulsados a la atmosfera, almacenados para un posterior tratamiento o puestos a combustión en el quemador.

Como ya se mencionó con anterioridad, el tipo de acción que se utilice para el fluido dependerá de la naturaleza y condiciones. Una de las formas para clasificar los cabezales en unidades de refinación puede ser la siguiente:

- Cabezal de hidrocarburos de alta presión
- Cabezal de hidrocarburos de baja presión
- Cabezal de gases ácidos
- Cabezal de coquización retardada



En algunos casos se recomienda un cabezal de muy baja presión como la Pressure Swing Adsorption (PSA) para algunos gases como hidrogeno para bajas caídas de presión.

Se recomienda que la tubería tenga pendiente en dirección a los tanques de desfogue y/o quemador.

1.7.2 Tanque Separador (Knockout Drum)

Para lograr una corriente puramente en fase vapor al quemador se suelen instalar al menos dos recipientes de separación. El primer tanque de separación tiene la finalidad de separar el líquido para después enviarlo a *slop*, consecuentemente se tendrá solamente gas evitando flujo tipo tapón (slug) durante la trayectoria al tanque principal.

El segundo recipiente que tiene la función de eliminar la fase líquida de la corriente de desfogue antes de entrar al quemador, generalmente es vertical pero también los hay horizontales con diferentes configuraciones.

El quemador sólo puede manejar gotas del líquido de un tamaño pequeño, por lo que es necesario que el tanque separe aquellas que sean mayores a 400 micras aproximadamente. Son diseñados a la misma presión del cabezal del quemador con capacidad de almacenamiento extra por retención del líquido.

1.7.3 Tanque de Sello Líquido

Es un recipiente situado entre el knockout drum y el quemador que tiene cierto nivel de agua, el cual tiene el propósito de generar un sello que evita la propagación de una flama a través de la línea. El diseño del volumen de sello líquido y la altura de inmersión deben ser suficientes para evitar una ruptura del sello como consecuencia de un vacío formado en el cabezal de desfogue⁴.

Slop se refiere a una sección de recuperación de fluidos generalmente por decantación.

⁴ API 521 (2014).



En algunos casos particulares de procesos petroquímicos es posible considerar desfuegos criogénicos, en el cual el tanque de sello tiene una mezcla de glicol-agua para evitar que solidifique alguna sustancia en la tubería.

Para evitar la generación de una mezcla explosiva es común suministrar de manera continua un gas de arrastre libre de oxígeno no condensable para generar presión positiva hacia el quemador y evitar la entrada de aire atmosférico por el piloto en condiciones de flujo bajo.

1.7.4 Quemador

Es un elemento de seguridad cuya función es eliminar fluidos fácilmente evaporables que están siendo procesados. Se usa principalmente para quemar gases provenientes de los PRD o válvulas blowdown, durante eventos de sobrepresión, procedimientos de paros parciales o totales y mantenimiento.

Este dispositivo cuenta con una combustión que se lleva a cabo en la parte superior de la boquilla llamada “tip” donde ocasionalmente se añade vapor de agua a la corriente de gas para que se produzca una combustión completa y sin residuos²³. Para mantener en estado óptimo todo el sistema es necesario alimentar el piloto con una pequeña cantidad de combustible, de modo que siempre esté listo para su función principal.

Además de quemadores elevados también existe la posibilidad de utilizar un quemador de fosa que, a diferencia del elevado, este es instalado de manera horizontal dentro de una excavación de gran área donde se genera la combustión. Se recomienda el uso de este tipo de quemador cuando se generan partículas de gran toxicidad y corrosivas; también funciona en casos donde la cantidad de fluido a relevar tiene cantidades significativas de líquido.

²³ REPSOL (2019).

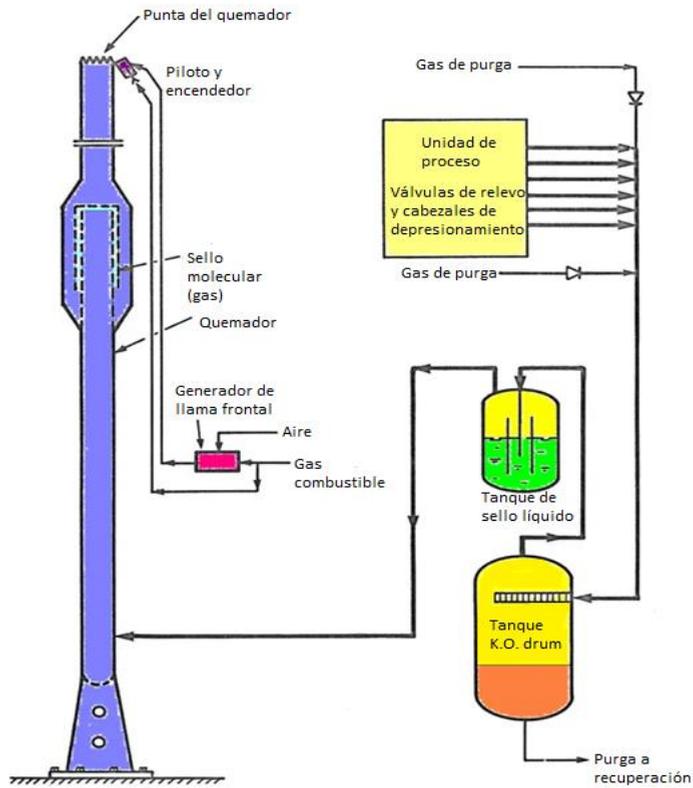


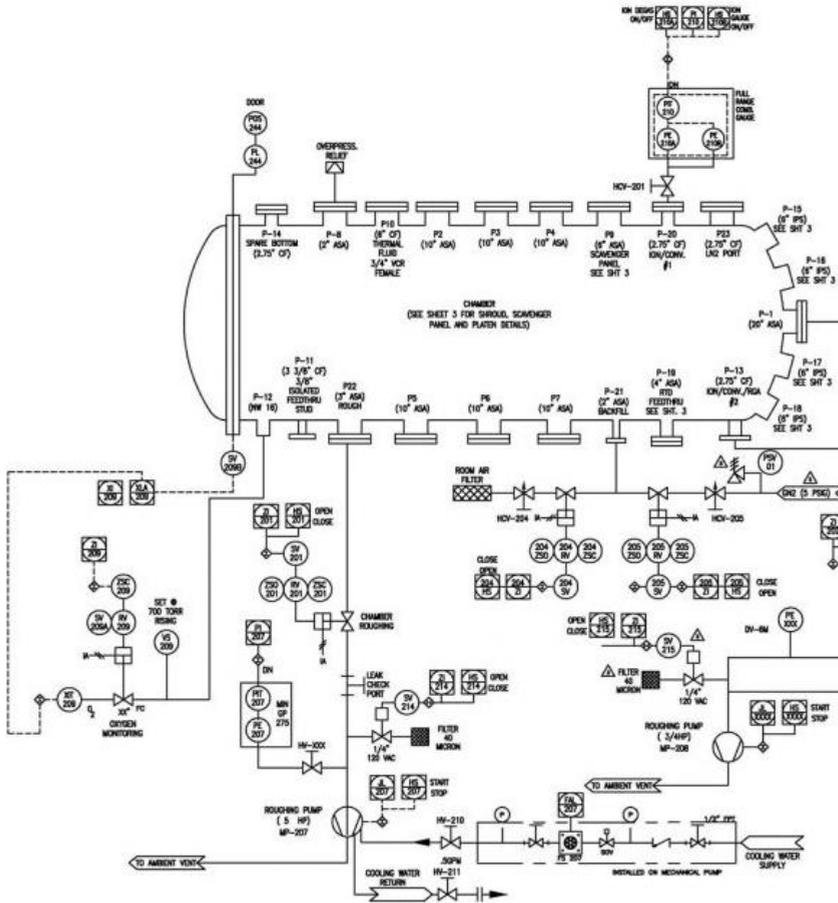
Fig 1.6 Esquema representativo de la última sección de un PRS/DS en el cual se visualiza el tanque knockout drum, el tanque de sello líquido y un quemador elevado donde finalmente se genera la combustión.

Fuente: <https://www.facebook.com/Instrumentjobs/photos/pcb.1350191978491140/1350191825157822/> [modificado].



CAPÍTULO 2

SOLUCIONES DE SEGURIDAD A FALLAS DE SOBREPRESIONAMIENTO





La sobrepresión es el resultado de la inestabilidad o interrupción de los flujos normales de materia y/o energía en una planta de proceso, los cuales al acumularse generan un exceso de presión. Este problema requiere de un detallado análisis de las variables involucradas para lo cual es necesario auxiliarse del estudio de balances de materia y energía, termodinámica, entre otras disciplinas complementarias.

Equipos como intercambiadores de calor, recipientes a presión, reactores, torres de destilación y redes de tubería están expuestos a la sobrepresión. Los diseñadores e ingenieros de proceso son quienes deben especificar los requerimientos mínimos para garantizar la seguridad del sistema.

El diseño de dichos sistemas está basado en lo siguiente:

- a) Presión normal de operación a temperaturas de operación.
- b) El efecto de cualquier combinación de alteraciones del proceso que puedan ocurrir, como por ejemplo, pérdida de energía eléctrica.
- c) Diferencial entre las presiones de funcionamiento y ajuste del PRD.
- d) El efecto de cualquier combinación de cargas internas suplementarias, como la carga estática y las cargas externas, como terremotos y vientos⁴.

2.1 Causas de Sobrepresión en Plantas de Proceso

Los eventos se desarrollan por causas o problemas específicos, cada una de estos se consideran desenlazadas (independientes) cuando no hay interacción directa en el proceso o cuando su ocurrencia está separada por un lapso significativo. En general, la probabilidad de que dos causas sucedan de manera simultánea es remota³.

⁴ API 521 (2014).

³ API 520 (2014).



Cada unidad o pieza de equipo debe ser estudiada individualmente y cada contingencia debe ser evaluada. El equipo de seguridad para una unidad individual está dimensionado para manejar la carga más grande que resulte de cualquier posible contingencia individual. Si una emergencia determinada involucra más de una unidad, entonces todas deben considerarse como una entidad. El equipo que se considera involucrado en cualquier emergencia se denomina "riesgo único". El riesgo único que resulta en la mayor carga para las instalaciones de seguridad en cualquier sistema se denomina "riesgo único mayor" y constituye la base de diseño del equipo¹¹.

El Instituto Americano del Petróleo (API), especialista en la elaboración de buenas prácticas dentro de la industria del petróleo y gas natural, describe las siguientes circunstancias que pueden causar sobrepresión, mas no se limita sólo a estas, ya que pudrieran presentarse otros problemas. Un análisis detallado de las secciones del proceso puede determinar cuáles son causas potenciales y, por el contrario, cuales no serían consideradas.

2.1.1 Descarga Bloqueada

Cuando un equipo a presión está en funcionamiento, el cierre inadvertido de una válvula a su salida puede exponerlo a una presión que exceda la MAWP. Cualquier válvula (manual, de control u operada a distancia) debe considerarse sujeta a una operación involuntaria causada por la falla de un servicio o falta de mantenimiento.

La omisión de válvulas de bloqueo entre recipientes en serie puede reducir el número de PRDs, sin embargo, es importante considerar la carga máxima de presión en cada recipiente en función del tiempo. Por otra parte, en el caso de las bombas de desplazamiento positivo es recomendable protección de alivio para sí misma y para equipo consecuente a la descarga.

¹¹ David, J. (2006).

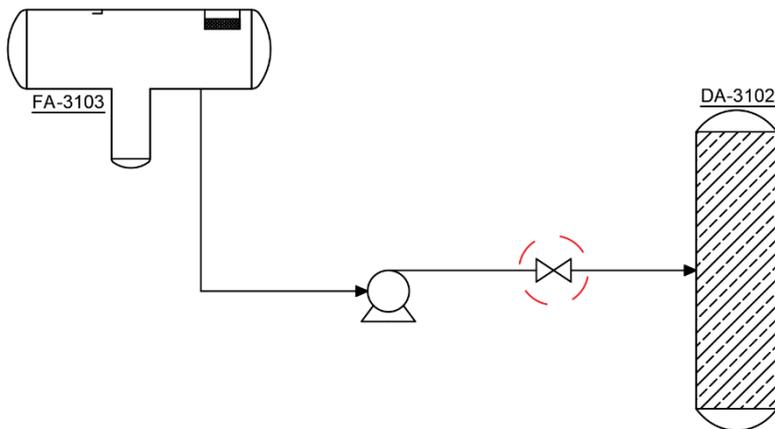


Fig. 2.1 El cierre inadvertido de una válvula puede generar sobrepresión en los equipos y líneas localizados aguas arriba.

Fuente: *Elaboración propia.*

2.1.2 Fallo de Enfriamiento o Reflujo

La pérdida de reflujo como resultado de la falla de la bomba o de un instrumento puede causar sobrepresión en una columna debido a la inundación del condensador o la pérdida de refrigerante en el proceso de fraccionamiento. Los ventiladores de los intercambiadores de calor enfriados por aire o de las torres de enfriamiento ocasionalmente dejan de funcionar debido a una pérdida de energía o una falla mecánica. En torres de enfriamiento e intercambiadores enfriados por aire, donde se puede mantener el funcionamiento independiente de las persianas, se tiene el respaldo de un enfriamiento de la atmósfera por convección.

Es importante hacer un análisis sobre la pérdida del equipo de enfriamiento, ya que este puede fallar de manera parcial o total. En el caso de los aerofriadores se da un crédito del 30% después de la falla considerando que los ventiladores pierden su eficiencia paulatinamente y no de manera inmediata.

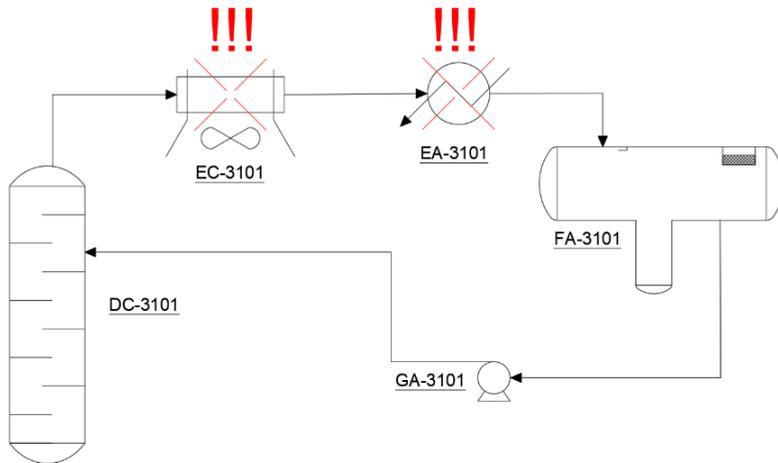


Fig. 2.2 La pérdida de enfriamiento a la salida de los domos de una columna es un problema crítico y que debe ser analizado a detalle. La consecuencia de esta falla puede afectar al recipiente de estabilización o a la misma columna debido a la línea de reflujo.
Fuente: *Elaboración propia.*

2.1.3 Fallo de Flujo Absorbente

En las unidades de absorción de gas ácido (en las que se pueden eliminar el 25% o más del vapor que entra en el absorbente), la pérdida del absorbente puede generar un aumento de presión hasta la de alivio ya que el sistema a la salida del equipo (tubería, instrumentos y equipos de proceso) no podría operar con un aumento del flujo de vapor.

2.1.4 Acumulación de no Condensables

En condiciones normales de operación los fluidos no condensables como dióxido de carbono y aire se liberan de acuerdo con la secuencia de proceso. Si por alguna razón estos fluidos no condensables se acumulan hasta el punto de cobertura (bloqueo de vapor) del condensador superior, la consecuencia puede ser similar a una pérdida total de enfriamiento. Además, algunos escenarios de alivio pueden



introducir elementos no condensables que pueden guardar el mismo efecto.

Es claro que el exceso de una carga de vapor en un intercambiador o tubería repercute en un incremento de presión.

2.1.5 Entrada de Material Volátil en el Sistema

Este problema se genera cuando se tiene petróleo caliente en alguna unidad de proceso y se adiciona un volumen de agua o hidrocarburo ligero. El petróleo en muchas secciones del proceso está por arriba de 200 °C, cuando el agua o un hidrocarburo entra en contacto con este, de inmediato se convierte en vapor y gas ocasionando un exceso de presión; la relación en volumen de líquido a gas en el agua es de 1:1400.

Desafortunadamente no se dispone de ningún método generalmente reconocido para calcular los requisitos de alivio ya que en la mayoría de las ocasiones no se conoce la cantidad de agua o hidrocarburo presente, además, dado que la generación de vapor es instantánea, es cuestionable si un PRD pueda abrir lo suficientemente rápido para ser utilizado. El diseño, la puesta en servicio y el buen funcionamiento del sistema de procesos son esenciales para eliminar esta posibilidad.

2.1.6 Sobrellenado

Muchos equipos de proceso o recipientes a presión como columnas y torres tienen un nivel de líquido presente durante las condiciones normales, de arranque o de apagado. La práctica ha demostrado que este equipo puede llenarse en exceso bajo ciertas condiciones, por lo cual debemos recordar que los tanques a presión deben llenarse máximo al 90% de su capacidad considerando alguna expansión. Si la presión de la fuente de alimentación de líquido o la línea de suministro puede



exceder la presión establecida del PRD o la presión de diseño del equipo, se evaluará el sobrellenado.

Algunas consideraciones en los sistemas de seguridad para los equipos de proceso son:

- a) Aumentar la presión de diseño o la de ajuste del PRD considerando los límites permisibles.
- b) Considerar un PRS adaptado a condiciones de sobrellenado.
- c) Instalar un SIS para evitar el llenado excesivo en líquidos.

2.1.7 Fallo de Controles Automáticos

Los dispositivos de control automático accionados directamente desde el proceso o indirectamente accionados desde una variable de proceso (presión, temperatura, nivel, flujo) se utilizan en las entradas y salidas de los equipos del sistema. Cuando la señal de transmisión o el medio de operación para un elemento de control final (como un operador de válvula) deja de funcionar (por falla eléctrica, aire o falta de mantenimiento, por decir algunos) los dispositivos de control deben asumir una posición totalmente abierta o cerrada según su diseño básico. Las fallas en instrumentos de medición se deben analizar para determinar el efecto sobre elemento final de control.

2.1.8 Entrada Anormal de Calor o Vapor

Los rehervidores u otros equipos de calentamiento de procesos están diseñados con una entrada de calor específica. Cuando son nuevos o se han limpiado recientemente, puede ocurrir una entrada de calor adicional por encima del diseño normal, generar vapor y exceder la capacidad del sistema de proceso para condensar o absorber la acumulación de presión, lo que puede incluir productos no condensables causados por



sobrecalentamiento. En los equipos de intercambio de calor de tubos y coraza, la entrada de calor debe calcularse sobre la base de condiciones limpias, en lugar de sucias.

2.1.9 Pérdida de Calor en Sistemas de Fraccionamiento en Serie

En los procesos de fraccionamiento en serie (donde los fondos de una primera columna alimentan a la segunda y los fondos de esta a una tercera), la pérdida de calor en una de ellas puede producir sobrepresión en la subsecuente. La reducción de calor en una columna disminuye la producción de ligeros y provoca que se aumente materia en el fondo, esta a su vez se alimenta a la siguiente columna, y si esta no tiene la capacidad para operar con una carga extra se producirá un aumento de presión.

2.1.10 Explosiones Internas y Golpe de Ariete

La protección contra la sobrepresión por explosiones internas causadas por la ignición de mezclas de aire y vapor donde la velocidad de llama es subsónica (es decir, deflagración, pero no explosión), es recomendable usar discos de ruptura o paneles de ventilación como PRD ya que estos responden en milisegundos, por el contrario de las PSV que reaccionan lentamente, y no garantizan la integridad de los equipos por la sobrepresión, consecuencia de la propagación apresurada de la flama.

El golpe de ariete es otro problema que debe ser evaluado ya que es otro factor de sobrepresión generando ondas de choque ocasionando daños a recipientes y tuberías. Este problema es típico del cierre repentino de válvulas o del accionamiento indebido de una bomba.



2.1.11 Reacción Química

En algunas secciones del proceso donde se llevan a cabo reacciones químicas pueden ocurrir pérdidas del control, ocasionando cambios significativos en presión y temperatura. El resultado de lo anterior puede rebasar los límites previstos de los materiales seleccionados. Cuando se procesan fluidos criogénicos, una reducción en la presión puede acarrear una disminución de temperatura a un nivel suficientemente bajo, corriendo el riesgo de una falla por fragilidad a baja temperatura. En el caso de reacciones exotérmicas (descomposiciones, diluciones ácidas, polimerizaciones), el exceso de presión y/o temperaturas ligadas a reacciones descontroladas pueden reducir los niveles de tensión permisibles o aumentar la presión por arriba del MAWP.

Es importante conocer los escenarios en una reacción química por medio de simulaciones en escala de laboratorio ya que en ocasiones los RPD no son suficientes para controlar estos problemas. El Instituto de Diseño para Sistemas de Ayuda de Emergencia (por sus siglas en inglés DIERS) propone metodologías apropiadas para diseñar sistemas de ventilación de emergencia para reacciones químicas.

2.1.12 Expansión Hidráulica

La expansión hidráulica es el aumento en el volumen de líquido causado por un aumento en la temperatura. El origen de este problema puede deberse a los siguientes sucesos:

- a) Las tuberías o los recipientes se bloquean mientras se llenan con líquido frío y, posteriormente, se calientan mediante trazado de calor eléctrico, serpentines, ganancia de calor ambiental o fuego.
 - b) Un intercambiador está bloqueado en el lado frío con flujo en el lado caliente.
-



c) Las tuberías o recipientes están bloqueados llenos de líquido a temperaturas cercanas al ambiente y se calientan por radiación solar directa.

En ciertas instalaciones, como los circuitos de refrigeración, el esquema de procesamiento, la disposición con los métodos del equipo y los procedimientos de operación hacen posible la eliminación del dispositivo hidráulico de alivio de la expansión, que normalmente se requiere en el lado más frío del intercambiador del intercambiador.

2.1.13 Incendios/Fuego

La exposición al fuego en las instalaciones puede provocar sobrepresión en un equipo debido a la generación de vapor y expansión del fluido. La presencia de fuego también puede afectar las paredes de los recipientes, lo que reduce la resistencia del material.

El estudio físico de este fenómeno es uno de los más complejos y requiere de una serie de cálculos para poder seleccionar la protección adecuada donde se pueden considerar tres grandes casos de estudio para esta falla; *pool fire*, estanque confinado con líquidos y *jet fire*.

2.1.14 Falla en Intercambiadores de Calor

Como consecuencia de un choque térmico, corrosión o erosión por déficit de mantenimiento es posible la ruptura de un tubo y fugas en intercambiadores de calor, esto permite que en el peor de los casos el fluido de alta presión invada el lado de baja presión, razón por la cual debe ser considerado un PRD. También es importante analizar posibles reacciones si se llegan a mezclar las corrientes por los problemas antes mencionados.

Pool fire se refiere a la acumulación de líquidos (charco), mientras que *jet fire* corresponde a la expulsión de vapor a presión.

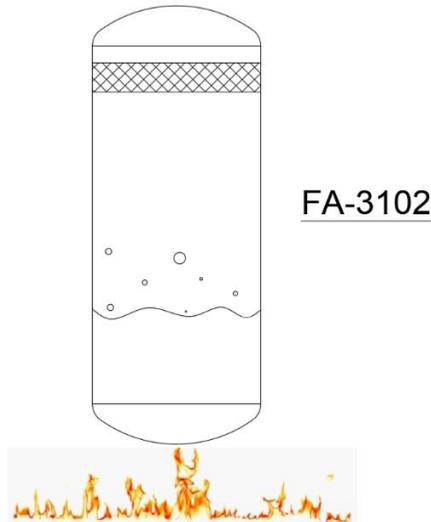


Fig. 2.3 La exposición de un recipiente al fuego puede generar expansión térmica de un gas o la vaporización del líquido.

Fuente: *Elaboración propia.*

2.1.15 Servicios Auxiliares

La falla de servicios auxiliares es de los ámbitos más importantes para analizar, ya que son la principal causa de los problemas mencionados con anterioridad. La interrupción de un servicio puede suscitarse en toda la planta o de manera parcial, en el segundo caso puede ser más severo debido a que algunos equipos siguen funcionando y generan más carga a aliviar. Los servicios que se utilizan con mayor frecuencia son electricidad, aire de instrumentos, agua de enfriamiento y vapor como se muestra en la tabla 2.1.

A raíz de un problema con los servicios auxiliares, la falla de un equipo, bomba o válvula es inminente, por lo cual es necesario instalar dispositivos en paralelo para continuar la operación, alimentados con servicios independientes.



Tabla 2.1 Relación de fallas de servicios auxiliares y equipos afectados.

Falla de servicio	Equipo afectado
Electricidad	Bombas/motores Ventiladores Compresores Instrumentos/válvulas
Agua de enfriamiento y refrigeración	Condensadores Enfriadores Chaquetas en equipos rotativos y reciprocantes
Aire de instrumentos	Transmisores y controladores Válvulas de regulación Sistema de alarmas y apagado
Vapor	Controladores de turbinas Bombas reciprocantes Equipo que usa inyección directa de vapor Eductores
Vapor (calentamiento)	Rehervidores
Combustible	Calderas Rehervidores Compresores Turbinas de gas Controladores de motor
Gas inerte	Sellos Reactores catalíticos Purga de instrumentos y equipo

Fuente: API 521 (2014) [modificado].



2.1.16 Mantenimiento

Durante procedimientos de mantenimiento es importante mantener activos los dispositivos de alivio, orificios de ventilación, controles mecánicos o administrativos para garantizar que los equipos no se sobrepresionen. Si los PRD u orificios de ventilación se encuentran aislados, los controles administrativos deben asegurar que la presión no sobrepase la MAWP.

Entre las causas que se han encontrado con mayor frecuencia durante el mantenimiento están la introducción de fluidos con alta presión, reacciones entre sustancias de lavado y residuos e introducción de fuentes de calor que provocan vaporización.

2.2 Seguridad en Plantas de Proceso

La seguridad de una planta industrial es dividida en capas de protección que ayudan a aprovechar mejor su desempeño ya que en muchos casos el funcionamiento de manera individual no es suficiente para cesar una contingencia. Estas capas están constituidas por controles de proceso, dispositivos mecánicos y respuestas externas que mitigan o previenen el evento peligroso. Lo mencionado anteriormente se puede ver representado en el esquema de la figura 2.4 que sintetiza de manera ordenada la secuencia y constitución de cada una de ellas.

1. El diseño de la planta proceso por si sólo debe de funcionar de manera correcta proporcionando seguridad al operador.
2. El sistema de control básico de proceso (BPCS) está para mantener al proceso en un rango adecuado de funcionamiento en caso de algún disturbio por la dinámica de este.



3. Si el sistema de control de procesos no cumple con su función se pueden usar alarmas para alertar a los operadores de que se requiere alguna forma de intervención de su parte¹⁵.
4. La siguiente capa consta del sistema instrumentado de seguridad (SIS) que opera de manera independiente y realiza acciones dependiendo del tipo de falla.

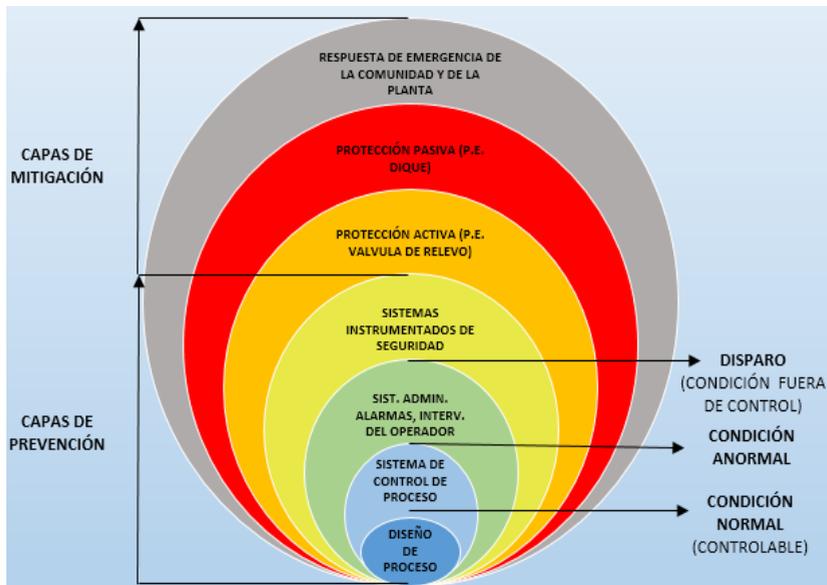


Fig. 2.4 Diagrama de cebolla típico de las capas de protección de una planta industrial²⁰.

Fuente: Moya, S. (2017).

5. Posteriormente se cuenta con una protección activa, lugar donde está situado todo el sistema de relevo de presión constituido por dispositivos de relevo de presión, recipientes, tuberías y quemadores.

¹⁵ Gruhn, P. (2006).

²⁰ Moya, S. (2017).



6. Después tenemos una capa pasiva física ya que hace referencia a la infraestructura física de la planta como los diques que se encargan de contener derrames de químicos y/o combustibles.
7. Al final tenemos la respuesta de la planta por medio de barreras de contención, procedimientos de evacuación y la atención de servicios como bomberos y protección civil para las comunidades cercanas.

2.2.1 Seguridad Funcional

Los avances tecnológicos sin duda favorecen el desarrollo de cualquier industria utilizando sofisticados instrumentos con el fin de optimizar y controlar mejor los procesos, en consecuencia, han surgido nuevos riesgos que aumentan la posibilidad de una catástrofe.

La seguridad funcional es una parte de la seguridad que depende del correcto funcionamiento de un sistema constituido por equipos eléctricos y electrónicos programables, que llevan al proceso a un estado estable en función de las variables de entrada.

2.2.2 Función Instrumentada de Seguridad (SIF)

De acuerdo con el IEC 61511, una SIF es una combinación de sensores, lógicas de solución y elementos finales con un nivel integral de seguridad específico que detecta una condición fuera de los límites estipulados (anormal) y lleva al proceso a un estado funcionalmente seguro sin intervención humana, o iniciado por operadores entrenados en respuesta a una alarma¹⁰.

Comisión Electrotécnica Internacional (IEC por sus siglas en inglés)

¹⁰ CCPS, AIChE (2001)

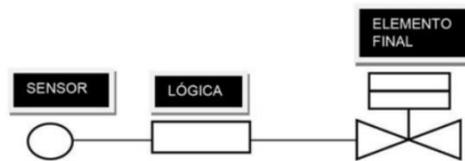


Fig.2.5 Ejemplo de la estructura de una Función Instrumentada de Seguridad (SIF)⁹.
Fuente: Bollain, M. (2018).

2.2.3 Nivel Instrumentado de Seguridad (SIL)

Se define como un nivel relativo de la reducción del riesgo que provee una función instrumentada de seguridad, el cual se concentra en 4 valores específicos como se muestra en la tabla 2.2. El SIL asignado representa la Probabilidad de Falla por Demanda (PFD), el cual es un valor que indica la probabilidad de que una SIF falle durante su funcionamiento para un evento de peligro en el proceso.

Tabla 2.2 Los niveles instrumentados de seguridad

SIL	PFD	Reducción de Riesgo 1/PFD
1	0.1 a 0.01	10 – 100
2	0.01 a 0.001	100 – 1000
3	0.001 a 0.0001	1000 – 10000
4	0.0001 a 0.00001	10000 – 100000

Los niveles clasifican de acuerdo con la probabilidad de falla por demanda (PFD) o en función de la reducción de riesgo. Cuanto más grande es el SIL más estrictos son los requerimientos técnicos y administrativos.

Fuente: *Elaboración propia.*

⁹ Bollain, M. (2018)



2.2.4 Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS)

Es la última capa de seguridad preventiva que consta de un sistema que implementará una o más SIF para llevar al proceso a un estado seguro. Normalmente están separados e independientes del BPCS que actúan de manera activa y dinámica, ya que estos trabajan de forma pasiva por lo que requieren un alto grado de seguridad y diagnóstico de fallos, así como la prevención de un cambio inadvertido.

2.2.5 Métodos para Determinación del SIL

La determinación del SIL es un requerimiento importante establecido en el punto número 4 en el ciclo de vida de seguridad de la norma IEC 61508 y el punto 2 de la norma IEC 61511. Existen tantos procedimientos como usuarios finales por lo que se tienen bastantes metodologías con diferentes criterios, motivo por el cual se tratará con los más representativos en el análisis de plantas de proceso.

2.2.5.1 Matriz de Riesgos

Es uno de los métodos cualitativos más populares por su simplicidad el cual toma como base la frecuencia y la consecuencia (severidad) de un evento, fijando una categoría para cada relación existente en la matriz. Las consecuencias pueden ser expresadas en términos de pérdidas humanas, económicas, ambientales o de reputación a la empresa¹⁸.

La matriz de riesgos común en la industria de procesos a menudo agrega un tercer eje para tener en cuenta las capas de protección (LP) adicionales, lo cual asegura un análisis más riguroso y exacto. Esta matriz a veces es definida como “Matriz tridimensional”.

¹⁸ Machiavelo, V. (2011).



Tabla 2.3 Ejemplo de matriz de riesgos.

Severidad	Frecuencia				
	Improbable	Remoto	Ocasional	Probable	Frecuente
Catastrófico	Medio	Alto	Alto	Alto	Alto
Severo	Medio	Medio	Alto	Alto	Alto
Serio	Bajo	Medio	Medio	Medio	Alto
Menor	Bajo	Bajo	Medio	Medio	Medio
Despreciable	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo	Medio

En rojo se muestra la zona de alto riesgo, en amarillo aquellas con riesgo medio y en verde con riesgo bajo.

Fuente: *Elaboración propia.*

2.2.5.2 Gráficos de Riesgo

Es un método cualitativo desarrollado por la norma DIN 19250 en Alemania en el año de 1994. De la misma forma que la matriz de riesgo considera las consecuencias y la frecuencia, pero además añaden dos parámetros más, el tiempo de exposición de una persona en el evento y la posibilidad de que esta pueda evitar o no el suceso.

Para este procedimiento existe una variante que es el gráfico de riesgos calibrado, un método semi-cuantitativo que asocia valores numéricos para cada uno de los parámetros con el fin de afinar los resultados.

2.2.5.3 Análisis de Capas de Protección (LOPA)

Es un método creado a finales de los años 1990's que rápidamente ganó popularidad por lo que algunas de sus directrices empezaron a ser emitidas por el Centro de Seguridad de Procesos Químicos (CCPS), por otro lado, asociaciones

Instituto Alemán para la Normalización (DIN por sus siglas en alemán)



como la ISA (Instrumentation, Systems and Automation Society) e IEC (International Electrotechnical Commission) empezaron a hacer referencia para la determinación del SIL requerido para un SIS²⁵.

Es un método semi-cuantitativo que utiliza valores numéricos para estimar los parámetros de reducción de riesgo considerando las distintas capas de protección en un proceso, evaluando los diversos escenarios y haciendo una comparación con el riesgo tolerable. Se apoya de herramientas como análisis de árboles de fallas (FTA) para deducir la frecuencia de las causas iniciales

En gran medida utiliza información de análisis de riesgos para identificar los peligros, entre las que se encuentran:

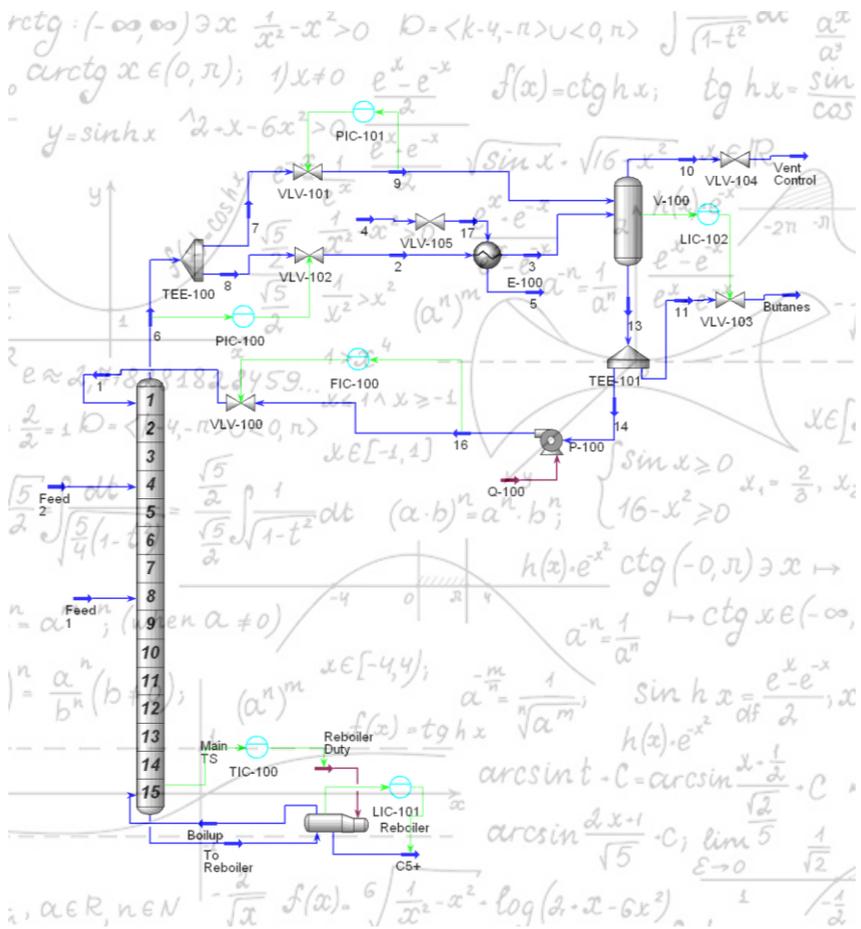
- ¿Qué pasa sí? (What- If)
- Lista de revisión (Checklist)
- Análisis de modos y efectos de fallas (FMEA)
- Estudios de peligro y operación (HAZOP)
- Identificación de peligros (HAZID)

²⁵ Willey R. (2014).



CAPÍTULO 3

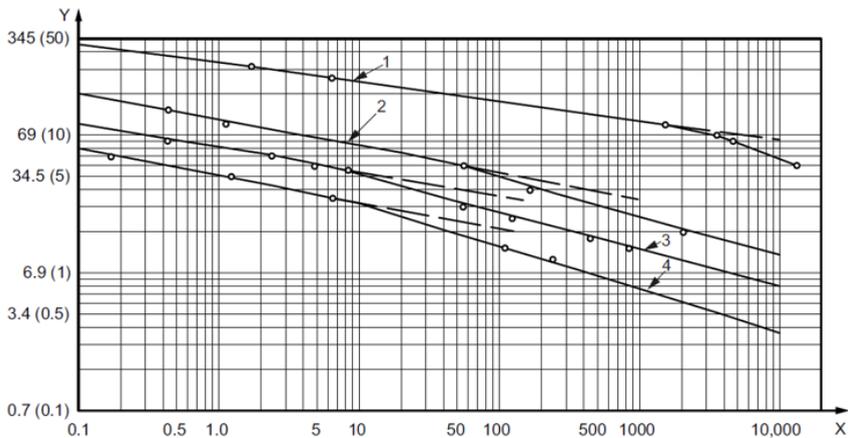
MODELADO DE DEPRESIONAMIENTO Y SIMULACIÓN DE PROCESOS





3.1 Depresionamiento de Vapor

Los sistemas de depresionamiento a menudo son empleados para limitar las consecuencias de una fuga o falla regulando en etapas o diferenciales de presión la cantidad de flujo escapado del inventario, haciendo énfasis en aquellos escenarios que involucran un sobrecalentamiento como un incendio. Si la temperatura aumenta lo suficiente, una ruptura por tensión en el material puede ocurrir aun cuando el sistema no alcance la presión acumulada máxima permisible. El depresionamiento reduce la tensión interna alargando la vida del recipiente a una cierta temperatura.



Claves

X Tiempo de ruptura, expresado en horas

Y Tensión, expresado en megapascales (kilolibras por pulgada cuadrada)

1 537 °C (1000 °F)

2 649 °C (1200 °F)

3 704 °C (1300 °F)

4 760 °C (1400 °F)

Fig. 3.1 Efecto del sobrecalentamiento en acero al carbono (ASTM 515, Grado 70).

Fuente: API 521 (2014) [modificado].



Es común que una válvula de relevo de presión (PRV) no se utilice para una tarea de depresionamiento ya que sólo limita el aumento de presión a un valor dado bajo condiciones de emergencia, mientras que un disco de ruptura puede detonar a una presión más baja si es calentado.

3.1.1 Inicio del Depresionamiento

El depresionamiento de emergencia puede ser iniciado de manera manual o automáticamente por la instrumentación del proceso, ESD, SIS, una señal del sistema de gas y fuego (F&G), etc. Los proveedores de equipo de proceso también pueden especificar el inicio automático de la despresurización⁴.

La despresurización iniciada por el sistema F&G reduce rápidamente la presión, aunque es necesario considerar que en ocasiones es conveniente implementar un retardo para permitir la intervención del operador.

Cuando la despresurización se retarda en forma deliberada o es de forma manual, el recipiente y/o tubería puede estar expuesta al fuego durante algún tiempo antes de que esta inicie, entonces el usuario debe evaluar si es conveniente reducir el intervalo de tiempo para esta acción.

3.1.2 Bajas Temperaturas Durante el Depresionamiento

La mayoría de los hidrocarburos ligeros tienden a enfriarse cuando se reduce la presión y los materiales expuestos a temperaturas por debajo de la temperatura mínima de diseño especificada pueden sufrir daños por “fragilidad”. Este fenómeno se debe porque el gas presurizado es liberado a través de un orificio hacia un punto de baja presión y este cambia su temperatura según el efecto Joule-Thomson.

⁴ API 521 (2014).



El efecto Joule-Thomson se presenta cuando un fluido pasa a través de un obstáculo como una válvula o un tapón poroso en el que disminuye su presión y provoca su expansión libre. Durante el proceso de estrangulamiento el cambio de presión viene acompañado de un cambio de temperatura a entalpía constante y es descrito por el coeficiente de Joule-Thomson como se muestra en (1).

$$\mu_{JT} = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_H \quad (1)$$

Los efectos de enfriamiento en el sistema son influenciados particularmente por factores como la composición del fluido, las condiciones iniciales de presión y temperatura, tasa de despresurización, masa del recipiente y tuberías, y la transferencia de calor entre el fluido/alrededores con el equipo contiguo.

El depresionamiento sin transferencia de calor del volumen estudiado típicamente se acercará a un proceso isentrópico. La temperatura mínima durante este proceso se puede precisar leyendo propiedades del fluido o aplicando un algoritmo *flash* con una supuesta eficiencia isentrópica para el proceso de expansión. Históricamente se han usado eficiencias isentrópicas entre el 40% y 60% para recipientes que contienen líquido y el 100% para recipientes que contienen sólo gas. Los simuladores de procesos son útiles para desarrollar un cálculo más exacto de la temperatura mínima sobre todo cuando se tiene presente la transferencia de calor del ambiente hacia el equipo y tuberías de proceso, como el modelo simple descrito en el API 521 o el modelo analítico de Stefan-Boltzmann.

La despresurización de volúmenes de alta presión que contienen sólo vapor (particularmente fluidos supercríticos) requiere una

El término *flash* se refiere a un proceso físico que separa las fases líquida y vapor de forma súbita en un fluido saturado.



consideración especial, ya que puede condensarse como resultado del descenso de la presión y consecuentemente acumularse en puntos bajos del sistema. La pared del recipiente y/o tubería en estos puntos bajos puede estar a mayor temperatura que el fluido provocando que este alcance su punto de burbuja. Este calor latente que absorbe el fluido puede generar temperaturas más bajas en esos puntos bajos, por lo que un análisis más detallado puede ser realizado siempre y cuando se conozca la configuración del recipiente con los segmentos a los que se conecta.

Si la temperatura del fluido durante el funcionamiento normal de operación es superior a la temperatura ambiente, existe la posibilidad de que el volumen de fluido sea aislado y enfriado a estas condiciones del ambiente antes de iniciarse el depresionamiento (depresionamiento retardado). Este tipo de acciones se ejecutan normalmente en procedimientos de mantenimiento donde se interrumpen las entradas de calor logrando así una disminución de presión.

3.1.3 Criterios de Aplicación

En los sistemas de compresión es común llevar a cabo la despresurización en caso de incendio, fugas o fallas en los sellos de equipos dinámicos o estáticos. Otra es el depresionamiento de emergencia por incendio para equipos de proceso grandes que operan a una presión manométrica igual o mayor a 1700 kPa⁴. Este valor puede variar en función de las características de la instalación como ubicación geográfica o naturaleza del fluido.

Si se selecciona el sistema de depresionamiento como medio de protección contra un incendio, este debe ejecutarse de manera que la presión interna del equipo mantenga la tensión por debajo de la tensión de ruptura o hasta que los criterios para que esta llegue a suceder sean alcanzados. Entre algunas

⁴ API 521 (2014).



consideraciones para este último caso podemos enumerar lo siguiente:

- a. Tiempo tolerable para la ruptura.
- b. Presión de ruptura en recipientes y tuberías.
- c. Cantidad tolerable de sustancia que puede liberarse.
- d. Tasa de liberación instantánea al romperse.
- e. Pérdida de producción, reputación y costos de reconstrucción.
- f. Daños internos del equipo, arrastre de empaque o catalizador.
- g. Fragilización por enfriamiento.

En general la velocidad de depresionamiento debe maximizarse sabiendo que habrá limitaciones como:

- a. Capacidad total del sistema del quemador.
- b. Flujos máximos para equipos dinámicos.
- c. Material conveniente a bajas temperaturas o tensiones térmicas debido al cambio de temperatura.

La protección pasiva contra incendios (como diques y pisos resistentes al fuego o cortafuegos) pueden reducir el tamaño o eliminar la necesidad del sistema de depresionamiento.

Otras consideraciones que se deben reconocer es la accesibilidad a los controles durante un incendio, la posición de falla de la(s) válvula(s) de depresionamiento (se debe seleccionar para maximizar su disponibilidad garantizando que no se supere la capacidad del quemador), el inicio prematuro del depresionamiento o el uso de salvaguardas para evitar la represión del sistema si el material todavía se encuentra en la zona de fragilización por enfriamiento.

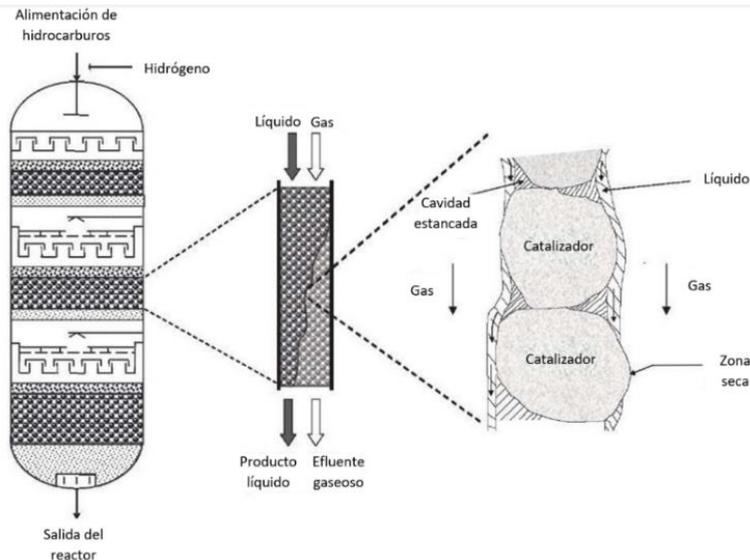


Fig. 3.2 Es importante evaluar los posibles daños en el equipo de proceso durante el curso del depresionamiento. El arrastre del catalizador o el pandeo sobre la estructura cristalina en los reactores podría resultar en una pérdida económica grave.

Fuente: what-when-how.com/petroleum-refining/description-of-reactors-petroleum-refining/ [modificado].

3.1.4 Tasa de Depresionamiento

En caso de incendio, el sistema de depresionamiento debe tener la capacidad para reducir la tensión del contenedor hasta que la ruptura no sea un problema inmediato. Para un incendio por acumulación de líquidos (pool fire) se recomienda reducir la presión inicial hasta el 50% de la presión de diseño en un tiempo de 15 minutos. Este criterio se basa en la temperatura de la pared del recipiente frente al esfuerzo de ruptura y es aplicable generalmente a aquellos que son de acero al carbono con espesor aproximado de 1 pulgada o más. Recipientes con menor espesor y material más sensible a la temperatura pueden ser despresurizados más rápidamente⁴.

⁴ API 521 (2014).



Si el equipo contiene líquido, la cantidad de vapor generado será aquel formado por la entrada de calor adicionando también la producida debido a la disminución de presión.

La depresión a 100 psig (690 kPa) en 15 minutos se considera comúnmente cuando el sistema de despresurización está diseñado para reducir las consecuencias de una falla o fuga del recipiente, aunque también es aplicable para escenarios de incendio o fuga. La reducción de presión permite un mejor control cuando la fuente del incendio es una fuga del mismo recipiente reduciendo así la gravedad o duración del fuego.

El escenario por incendio genera una rapidez de despresurización más alta, mientras que el caso sin incendio (frío) podría resultar en la necesidad de materiales adecuados para baja temperatura.

Se pueden usar criterios diferentes a los expuestos anteriormente, según las circunstancias específicas y los requisitos definidos por el usuario. Es importante que se evalúe la efectividad de las medidas de mitigación como el diseño y distribución de equipos, estructuras contra incendios, respuesta de emergencia, diseño de sistema de aguas, entre otros.

3.1.5 Flujo de Vapor

Para reducir la presión en un equipo involucrado en un incendio, la tasa de vapor eliminado debe compensar lo siguiente:

- Vapor generado a partir del líquido por la entrada de calor
- Expansión de vapor durante la reducción de presión
- Flash de líquido debido a la reducción de la presión

Así, la carga de vapor total para un sistema a despresurizar puede expresarse como la suma de las situaciones individuales de todos los equipos involucrados.



$$\dot{m} * t = \sum_{i=1}^x (q_{m,f} * t)_i + \sum_{i=1}^x (q_{m,d} * t)_i + \sum_{i=1}^x (q_{m,v} * t)_i \quad (2)$$

Si hay más de un recipiente es importante hacer el cálculo para cada término, especialmente si están involucradas diferentes masas moleculares relativas, calores latentes, espesores de aislamiento y temperaturas de vaporización.

3.1.5.1 Vapor de la Entrada de Calor del Fuego

La entrada de calor para un equipo puede calcularse de acuerdo con las siguientes ecuaciones:

$$Q = C_1 * F * A_{ws}^{0.82} \quad (3)$$

$$Q = C_2 * F * A_{ws}^{0.82} \quad (4)$$

Las siguientes modificaciones y limitaciones pueden usarse para calcular las cargas de un sistema de depresionamiento en condiciones de incendio.

- a. Área sobre la cual se puede propagar el incendio.
- b. Durante el incendio se supone que han cesado todas las corrientes de alimentación y de salida en el proceso, además de todas las fuentes de calentamiento intermedias.
- c. Aislamiento o espesor adicional en el recipiente pueden disminuir la carga de vapor generada.

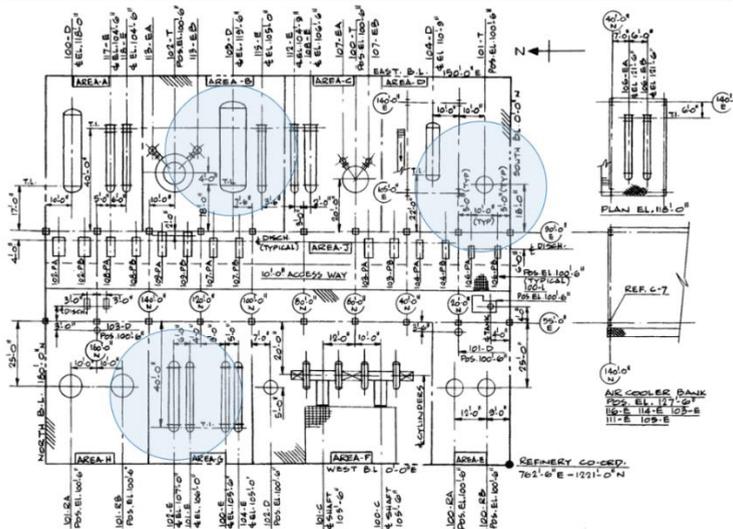


Fig. 3.3 Para definir las cargas de alivio combinadas bajo exposición al fuego se debe estimar la extensión máxima probable del incendio. Un rango conservador de 2500 ft² a 5000 ft² es recomendado para estos cálculos.

Fuente: <http://peted.ropyeh.unho.rect.mohammedshrine.org/power-plant-layout-fire-red.html> [modificado].

Para calcular el vapor generado por el incendio, se debe considerar que el fuego está en curso durante el periodo de depresionamiento. La masa de vapor generado en el intervalo de tiempo para un recipiente se denota de la siguiente forma:

$$(m * t)_i = t \left(\frac{Q}{L} \right)_i \quad (5)$$

3.1.5.2 Vapor por Cambio de Densidad y Flash Líquido

Los cálculos de las cargas de vapor que resultan del cambio de densidad y los que resultan del flash líquido no se pueden separar completamente. Para determinar su aportación es



necesario saber el inventario de líquido y el volumen de vapor. Esto incluye todo el líquido y vapor en cualquier instalación directamente conectada fuera del área de incendio que no puede ser aislada; lo anterior depende del diseño de la planta, pero se pueden hacer suposiciones para estos cálculos⁴.

- a. El líquido de las columnas se puede estimar como la capacidad normal del fondo y del plato de extracción más una acumulación por plato, igual a la altura del vertedero más 2 pulgadas.
- b. Para acumuladores se pueden usar los niveles de operación normal.
- c. Para intercambiadores se debe suponer que un tercio del volumen está ocupado por el haz de tubos. Para condensadores y vaporizadores el 80% se considera como vapor.
- d. El líquido en calentadores debe ser contemplado. En servicio de vaporización se debe contemplar que el 80% del volumen del tubo más allá del punto de vaporización es vapor.

La masa de vapor que se eliminará de un espacio de vapor dado en un recipiente para compensar la reducción de su densidad a la presión más baja se denota con la ecuación siguiente en unidades del SI.

$$(q_{m,d} * t)_i = 0.1205 * V_i \left[\left(\frac{P * M}{Z * T} \right)_a - \left(\frac{P * M}{Z * T} \right)_{b,i} \right] \quad (6)$$

Donde los subíndices a y b representan las condiciones de alta y baja presión respectivamente.

⁴ API 521 (2014).



Dado que el cálculo de masa causado por flash líquido depende de la cantidad y propiedades del líquido, los datos anteriores también son válidos para este cálculo. En condiciones de saturación la temperatura del líquido debe reducirse para obtener la reducción de presión requerida. Para reducir la presión se puede eliminar el vapor a una razón igual al vapor generado por la entrada de calor en un incendio; sólo es necesario considerar el líquido a la temperatura de saturación o cercana a ella.

Hay dos métodos para calcular la velocidad a la que es necesario permitir la salida del vapor para reducir la temperatura en un intervalo de tiempo, hasta el punto en que la presión de vapor es igual a la presión final deseada.

La primera ecuación aplica para sustancias puras o hidrocarburos con rangos de ebullición estrechos.

$$(q_{m,v} * t)_i \approx \left[(q_{m,a} * t)_i - \frac{Q_i * t}{2\lambda_i} \right] * \left[\frac{2(C_p)_i(T_a - T_b)_i}{2\lambda_i + (C_p)_i(T_a - T_b)_i} \right] \quad (7)$$

Para hidrocarburos líquidos con amplio rango de ebullición donde las propiedades y la composición cambian a medida que se vaporiza, si no se dispone de datos de fluido más precisos, se debe realizar una serie de valoraciones de flash adiabáticos entre la presión inicial y la final sin considerar el efecto del incendio. Este es un procedimiento escalonado que, al aplicar repetidamente el cálculo, produce una fracción de masa evaporada de la cantidad que estaba originalmente en el sistema durante la disminución de presión requerida; se asume que los vapores separados en el cálculo flash en cada paso se eliminan totalmente del sistema para ser depresionados antes de que ocurra el siguiente paso⁴.

⁴ API 521 (2014).



La cantidad de líquido vaporizado de una mezcla se obtiene con una solución gráfica que emplea n pasos con ayuda de un diagrama de fases en equilibrio.

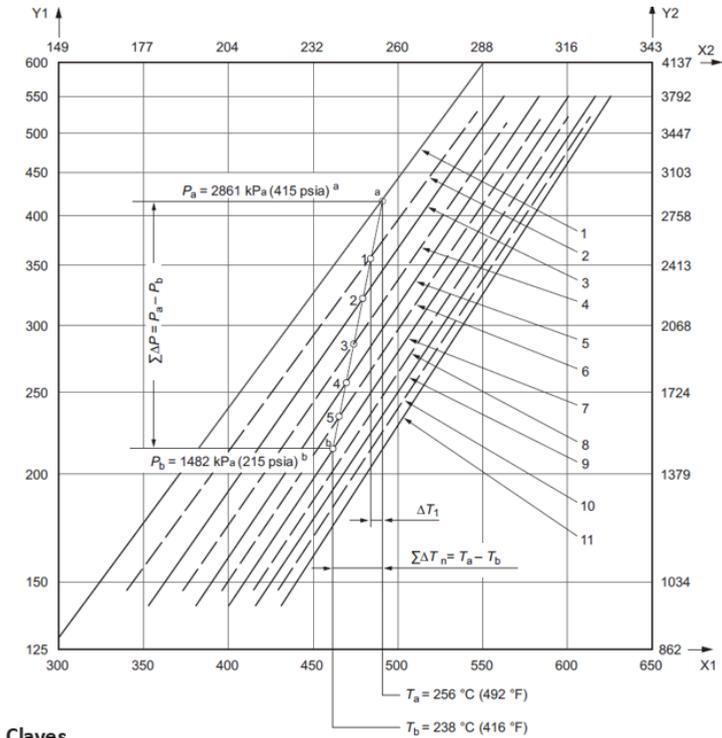
$$(\Delta T_n)_i = \left\{ \frac{L_n(\Delta q_{m,v} * t)_n}{[(q_{m,L} * t)_{n-1} - (\Delta q_{m,v} * t)_n] * (C_p)_n} \right\}_i \quad (8)$$

La corrección por incendio se realiza en la siguiente ecuación en la que se usa el promedio de la cantidad de líquido restante en lugar de la cantidad total de líquido que estaba originalmente en el sistema.

$$(q_{m,v} * t)_i \approx \left[(q_{m,a} * t)_i - \frac{Q_i * t}{2L_i} \right] w_i \quad (9)$$

Por conveniencia, se asume que el porcentaje en masa vaporizado es igual al porcentaje en volumen vaporizado. Suponiendo que una parte incrementada del líquido (por ejemplo, el 5%) se vaporiza durante cada paso, el cambio en la temperatura del líquido se puede calcular usando la ecuación (7). Debido a que el líquido restante tiene una temperatura y presión de saturación en la línea vaporizada al 5% y el cambio de temperatura se conoce por la ecuación (8), también se conoce el cambio de presión. Esto se repite hasta la presión final del depresionamiento⁴.

⁴ API 521 (2014).



Claves

X1 Temperatura del líquido, expresada en °F	1 0% de vaporización	7 30% de vaporización
X2 Temperatura del líquido, expresada en °C	2 5% de vaporización	8 35% de vaporización
Y1 Presión, expresada en psig	3 10% de vaporización	9 40% de vaporización
Y2 Presión, expresada en kPa	4 15% de vaporización	10 45% de vaporización
a Al inicio	5 20% de vaporización	11 50% de vaporización
b Al final	6 25% de vaporización	

Fig. 3.4 Diagrama de equilibrio de fases para un líquido.
Fuente: API 521 (2014) [Modificado].

3.2 Diseño de Procesos

Dentro de la ingeniería de procesos se entiende como diseño de procesos a la elección de operaciones unitarias en forma lógica (topología de proceso), que permite la transformación de materia prima en un producto con un valor mayor, utilizado para satisfacer una necesidad en la sociedad. El diseño de procesos



no sólo considera la invención de nuevos productos o servicios, sino que también considera la mejora de procesos ya existentes, a menudo conocido como “reingeniería”¹².

Dentro de los parámetros más importantes para el buen desarrollo de la ingeniería de procesos destacan garantizar la seguridad y fiabilidad de los productos, adecuadas instalaciones de fabricación, así como las medidas necesarias para la protección del medio ambiente²⁴.

Estableciendo como base al AIChE (American Institute of Chemical Engineers) con las nuevas definiciones de trabajo de la ingeniería química de manera mejorada y madura, el diseño completo de procesos puede llevarse a cabo en las siguientes tres etapas:

3.2.1 Síntesis de Procesos

Es la primera etapa en la que se construye el DFP, donde se incluyen los equipos y las interconexiones entre ellos. Para esta actividad es necesario recopilar información, entre ellas la que se ha adquirido por experiencia con el apoyo de heurísticas.

La síntesis de procesos se ocupa del diseño conceptual de procesos químicos siguiendo un procedimiento sistemático. En el desarrollo de nuevos proyectos el porcentaje de éxito es relativamente bajo por lo cual se recomienda hacer evaluaciones iniciales de costos para descartar ideas que no son rentables y así estar seguros de poseer las mejores condiciones de diseño para cada alternativa.

3.2.2 Análisis de Procesos

Una vez que se sintetiza el DFP es necesario ejercer un análisis que considere solución del balance de materia y energía,

¹² Douglas, M. (1988).

²⁴ Warren D. (2014).



dimensionamiento de equipos, costos de equipos preliminar y evaluación del DFP.

En este punto es necesario la implementación de simulación de procesos (también llamada flowsheeting) con el fin de obtener información sobre la respuesta de una planta a diversas entradas. La simulación puede llevarse a cabo en el modo diseño o en el modo de análisis. En el caso de diseño se especifican las salidas por lo que se simulan las entradas, mientras que el modo análisis lo hace de manera inversa, especifica las entradas para poder calcular las salidas. En la mayoría de los casos se prefiere el modo análisis sobre el modo diseño, debido a que el flujo de información se desarrolla en la misma dirección que el flujo de materia y energía de una planta, razón por la cual es numéricamente más estable⁷.



Fig. 3.5 Representación esquemática para un proceso químico.

Fuente: *Elaboración propia.*

3.2.3 Optimización

Como resultado de las nuevas políticas para el cuidado del ecosistema y aumento del costo en las energías, se dio paso a una nueva forma de mejorar las prácticas de ingeniería, la optimización. Esta última fase consiste en encontrar los valores de las variables en un proceso que ocasionen el mejor beneficio de rendimiento en una planta, lo que implica de manera genérica una compensación entre costos operativos y capital.

⁷ Babu, V. (2004).



Una planta puede manifestar diversos problemas durante el diseño u operación con una infinidad de soluciones, de las cuales se escogerán las mejores mediante técnicas cuantitativas eficientes. La elección de este método dependerá esencialmente del carácter de la función objetivo, la naturaleza de las restricciones, y desde luego, del número de variables dependientes e independientes⁷.

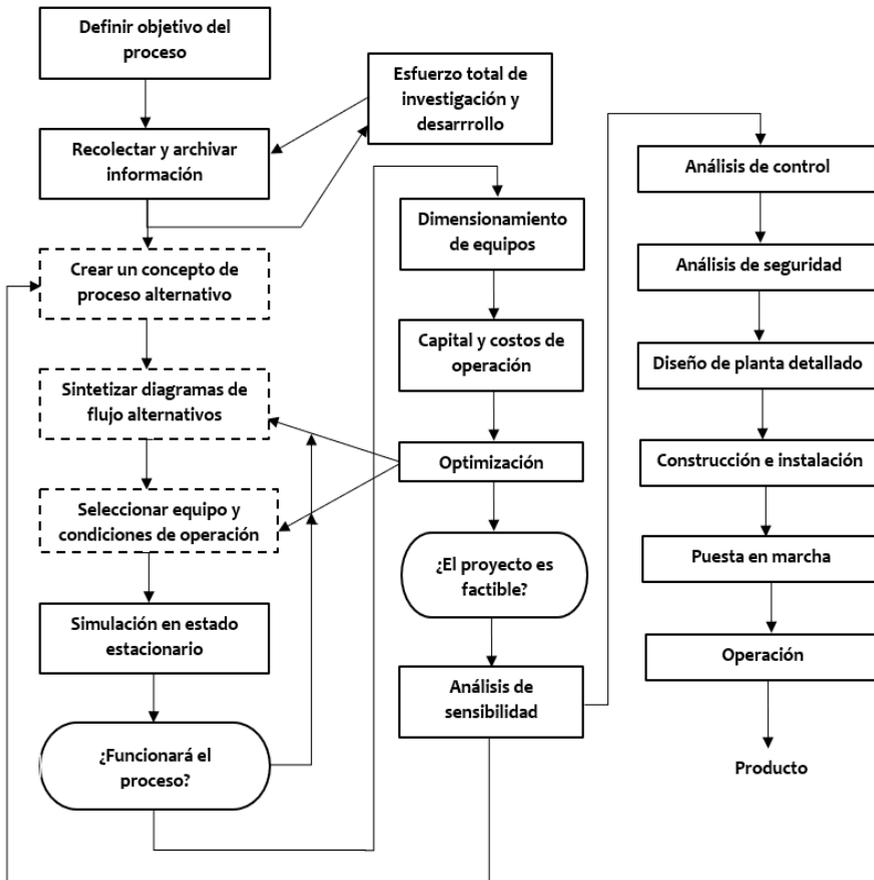


Fig. 3.6 Estrategia para el diseño de procesos en ingeniería química.

Fuente: Babu, V. (2004) [Modificado].

⁷ Babu, V. (2004).



Como podemos ver en el diagrama de la figura 3.6, es necesario el uso de mucha información para poder desarrollar correctamente un diseño de ingeniería e indiscutiblemente el uso de simuladores de proceso a lo largo del diseño de procesos es una garantía que nos ofrece mejores resultados y que seguirá perdurando por mucho tiempo.

3.3 Simulación de Procesos

La simulación es una técnica que busca imitar el comportamiento de un objeto o fenómeno, adecuado para analizar y obtener información de un caso de estudio en particular. Es preciso señalar que lo anterior está basado en la creación de un modelo o replica capaz de presentar valores muy aproximados a la realidad.

Los modelos de simulación se pueden presentar de manera física como es el caso de experimentos de laboratorio o pruebas en plantas piloto, o de manera conceptual a través de modelos matemáticos¹⁴. Cabe resaltar que el segundo modelo muchas veces considera valoraciones empíricas del modelo físico, lo que resulta en una mejor convergencia para nuevos diseños, de ahí la inminente necesidad de utilizar de softwares con ordenadores para poder llegar a la solución.

Dentro del área de ingeniería de procesos, las simulaciones son una herramienta usada para el desarrollo, diseño y optimización de procesos en la industria química y afines. Hoy en día son de extraordinaria importancia para el desarrollo científico y tecnológico, incluso útil para la toma de decisiones políticas y económicas¹⁶.

¹⁴ Gozávez, M. (2015).

¹⁶ Jürgen, G. (2012).

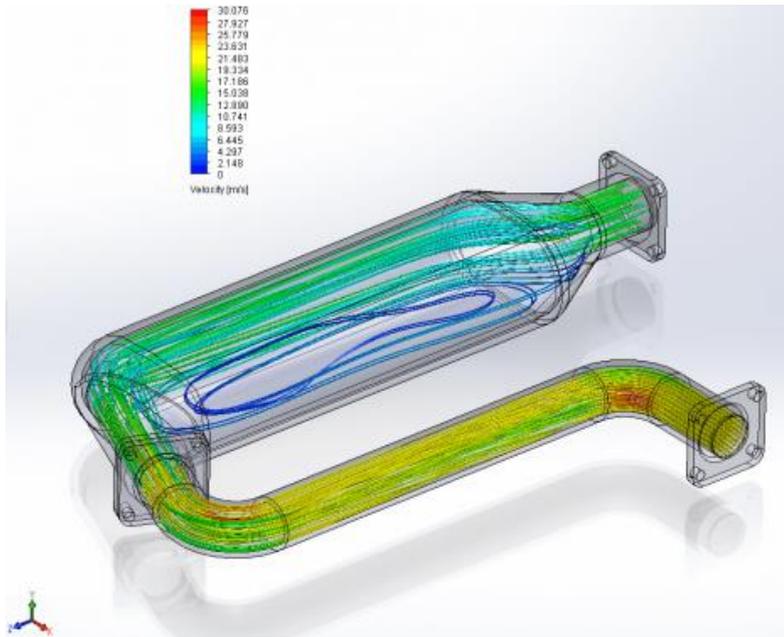


Fig. 3.7 Perfil de velocidad de un fluido a través de un sistema de tuberías usando SolidWorks.

Fuente: <https://www.innova-systems.co.uk/solidworks-xpress-products/>.

3.2.1 Ventajas y Aplicaciones de la Simulación de Procesos

Las principales ventajas de utilizar softwares de simulación son el consumo mínimo de recursos y la rapidez con la que se obtienen resultados, puntos que son a favor frente a la manera experimental. Agregado a lo antes mencionado, la simulación de procesos al ser una potente herramienta posee gran versatilidad para ser aplicada en los siguientes rubros.

- Detección de cuellos de botella.
- Predicción de efectos sobre cambios de operación y capacidad de una planta.
- Optimización de procesos.
- Análisis de condiciones críticas de operación.
- Análisis de factibilidad y fiabilidad.



- Entrenamiento de operadores e ingenieros de proceso.
- Creación de nuevos productos.
- Investigación y desarrollo.
- Seguridad y control.
- Reducción de contaminantes y desechos.
- Educación.

3.3.2 Simulación en Estado Estacionario

La simulación de procesos usa programas para modelar las ecuaciones características de un proceso químico. Estas ecuaciones pueden incluir balances de masa y energía, relaciones de equilibrio, relaciones de flujo o correlaciones de transferencia de masa y calor.

Si en este proceso las propiedades que definen su comportamiento permanecen invariantes con respecto al tiempo, se dice que es un proceso en estado estacionario. Para todas aquellas propiedades p del sistema en cualquier tiempo t .

$$\frac{\partial p}{\partial t} = 0 \quad (10)$$

De modo que las ecuaciones características de materia y energía a régimen permanente quedan definidas de la siguiente manera.

$$\sum m_e - \sum m_s = 0 \quad (11)$$

$$\sum (m_e * H_e) - \sum (m_s * H_s) + Q + W = 0 \quad (12)$$



La simulación en estado estacionario suele utilizarse durante las primeras etapas de diseño de procesos, esencialmente para la solución del balance de masa y energía global.

3.3.3 Simulación a Régimen Dinámico

Un sistema dinámico también llamado inestable, establece relaciones entre sus variables en función del tiempo, de modo que se puede modelar el comportamiento de la planta dependiente del tiempo y evaluar la eficiencia del control de procesos.

La simulación dinámica es una actividad de simulación de proceso avanzada, al integrarse en el mismo diseño, operación y control del entorno de simulación. En comparación con la simulación de estado estacionario, tanto la tecnología de modelado como la de software son mucho más exigentes.

Los modelos de procesos dinámicos se utilizan para realizar múltiples escenarios hipotéticos con solo modificaciones menores. Para un escenario de alivio de presión, por ejemplo, el modelo dinámico se puede utilizar para evaluar múltiples casos de alivio, como incendio, descarga bloqueada, falla de equipos de enfriamiento, reacción fuera de control, entre otros que se han visto en la sección 2.1 de este trabajo. Con la ayuda de un planificador de eventos, se pueden programar dichos escenarios alterando el proceso en el mismo modelo para después ejecutar y analizar por separado. Los programadores de eventos son una característica que la mayoría de los simuladores poseen hoy en día.

Los modelos de simulación estacionaria predicen condiciones de proceso discretas, sin embargo, no pueden evaluar la amplia gama de posibles condiciones transitorias. En otras palabras, si consideramos dos estados hipotéticos, llamados punto A y punto B, donde cada uno de ellos representa diferentes condiciones de



operación, al realizar una simulación en estado estacionario claramente arrojará condiciones en el punto A o B, no obstante, omite señal alguna sobre las condiciones intermedias. Un modelo dinámico por otro lado predice toda la trayectoria del proceso a medida que avanza del punto A al B⁸.

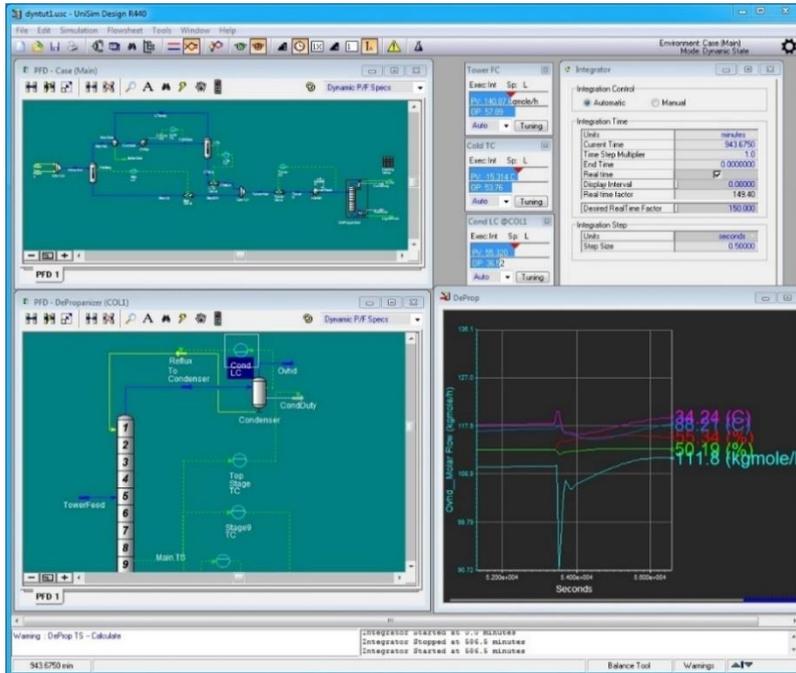


Fig. 3.8 Simulación de torre de fraccionamiento a régimen dinámico usando UniSim, software desarrollado por Honeywell.

Fuente: https://honeywellprocess-community.force.com/hpsservice/articles/Knowledge_Article/Course-Schedule-UniSim-Design-Training-for-2019?sfdcIFrameOrigin=null.

La importancia de esto radica en que cualquier planta química opera en estado dinámico, debido a que el estado estacionario nunca puede ser alcanzado en la práctica. Gran variedad de problemas industriales son de esta índole, tal como arranques y paros, procesos por lotes o reacciones químicas, cambios de un

⁸ Bhattacharya, D. (2012).



conjunto de operaciones, perturbaciones en las condiciones de operación, etc¹⁹.

Los modelos dinámicos mejorados tienen la capacidad de representar con precisión el comportamiento transitorio del mundo real de fluidos, catalizadores, controles y equipos.

Es importante resaltar que la simulación dinámica es consecuente a la simulación en estado estacionario, y depende de algunas características de ella como dimensionamiento y relaciones de presión/flujo.

Explorando un poco la idea de que en este tipo de simulación se hace mucho hincapié en la introducción de los términos de acumulación en las ecuaciones de modelado, de aquí que se cambien las expresiones algebraicas a diferenciales. La tasa de acumulación puede expresarse en términos de masa total m o energía E del sistema.

$$\frac{dm}{dt} = \sum m_e - \sum m_s \quad (13)$$

$$\frac{dE}{dt} = \sum (m_e * H_e) - \sum (m_s * H_s) + Q + W \quad (14)$$

La acumulación de material se designa a menudo en los estudios de control de procesos por “inventario”, el cual se puede determinar como el producto de cualquier propiedad intensiva por el volumen de control. Esto quiere decir que la simulación dinámica a diferencia de la desarrollada en estado estacionario siempre requiere de las características geométricas del sistema¹.

$$h = p_i V_c \quad (15)$$

¹ Alexandre, D. (2003).

¹⁹ Martínez, V. (2000).



Las ecuaciones de balance en estado inestable deben complementarse con ecuaciones constitutivas las cuales son relaciones entre algunas variables de estado que generalmente expresan leyes naturales o la cinética de fenómenos de transporte.

3.3.4 Simuladores de Procesos Comerciales

Existe una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, los cuales son ponderosas herramientas de cálculo de procesos industriales que contienen enormes bases de datos de componentes, amplias bibliotecas de operaciones unitarias y una vasta cantidad de modelos termodinámicos que hacen de estos una herramienta versátil en cualquier ámbito de la industria química, aun así, cada software tiene sus propias ventajas y limitaciones. Por ejemplo, CHEMCAD permite la simulación en estado estacionario en una amplia gama de procesos, incluida la producción de procesos químicos, farmacéuticos, bioprocesos, hidrocarburos, entre otras aplicaciones, por otra parte, Aspen HYSYS se especializa para aplicaciones de hidrocarburos, químicos y petróleo tanto en estado estacionario como en régimen dinámico.

Si bien estos simuladores han sido desarrollados por diversas empresas de diferentes partes del mundo, los resultados obtenidos serán muy parecidos debido a que son modelados a partir de las mismas ecuaciones. El hecho de tener experiencia en el uso de un software en particular hace más fácil el uso de los demás, debido a la semejanza en la interfaz de usuario que hay entre ellos.

3.4 Simulación Dinámica en Aspen HYSYS

Aspen HYSYS es el principal software de simulación de procesos de hidrocarburos desarrollado por la empresa



Aspentech. Es utilizado por los principales productores de petróleo y gas, refinerías y compañías de ingeniería para el diseño y operación.

Tabla 3.1 Simuladores de procesos más conocidos en la industria química.

Nombre	Origen	Tipo	Sitio web
Aspen Plus	Aspen Technology, Inc. Massachusetts, USA	Estado estacionario	www.aspentech.com
Aspen HYSYS	Aspen Technology Inc. Massachusetts, USA	Estado estacionario y dinámico	www.aspentech.com
PRO/II	AVEVA Group plc Cambridge, Reino U.	Estado estacionario	www.aveva.com
DYNSIM	AVEVA Group plc Cambridge, Reino U.	Dinámico	www.aveva.com
UniSim Design	Honeywell International, Inc. New Jersey, USA	Estado estacionario y dinámico	www.honeywell.com
CHEMCAD	Chemstations, Inc. Texas, USA	Estado estacionario	www.chemstations.com
DESIGN II	WinSim, Inc. Texas, USA	Estado estacionario	www.winsim.com
gPROM	Process Systems Enterprise Ltd. Londres, Reino U.	Estado estacionario	www.psenterprise.com

Fuente: *Elaboración propia.*

Aspen HYSYS es usado para simular procesos en exploración y producción (upstream), transporte y almacenamiento (midstream) y refinación de crudo o purificación de gas natural (downstream) en el mundo del petróleo y gas. También es frecuentemente usado en industrias de petroquímica o polímeros.



Utiliza bancos de datos integrales de componentes químicos, propiedades físicas y métodos termodinámicos que se han ido ajustando a lo largo del tiempo. Posee una vasta librería de operaciones unitarias, así como herramientas de análisis para estudiar el comportamiento de equipos y productos para así encontrar el rendimiento óptimo del proceso. El simulador es capaz de modelar diferentes procesos y escenarios que ayudan a estudiar de forma más detallada los fenómenos en torno a una planta de procesos.

3.4.1 Módulo “BLOWDOWN and Depressuring”

Aspen HYSYS posee herramientas para la simulación de procesos a régimen dinámico, tal es el caso del módulo “BLOWDOWN and Depressuring” el cuál se encuentra en la sección de seguridad dentro del entorno de simulación.

Dentro de este módulo se encuentran dos herramientas de análisis, el primero es la Depressuring Utility (DPU) que era la principal herramienta para simulaciones de depresionamiento hasta el 2015, año en el cual se introdujo la nueva función llamada BLOWDOWN.

La DPU sigue siendo una herramienta útil que puede ser usada todavía en estudios iniciales; no obstante, es necesario que el usuario especifique correctamente el trabajo *PV* y/o las eficiencias de reciclo que pueden ser propensas a errores. La DPU a menudo produce resultados conservadores que son deseables desde el punto de vista de seguridad, pero que pueden conducir a un sistema muy sobrediseñado. Además, existen limitaciones en la predicción de temperatura de la pared interior de recipientes al carecer de un modelo riguroso de transferencia de calor⁶.

Por otro lado, la tecnología BLOWDOWN ha sido probada a través de experimentos y en proyectos de ingeniería para

⁶ AspenTech. (2017).

PV se refiere al trabajo que realiza un gas por expansión o compresión.



representar la realidad con mayor precisión con ayuda de las siguientes características:

- Mejora de modelos rigurosos.
- Mejores plantillas de recipientes y tuberías.
- Modelos para cálculo de orificios más rigurosos.
- Mejor manejo de fluidos en fase densa.
- Modelos de transferencia de calor más precisos en la fase líquida y vapor (que no necesitan estar en equilibrio).
- Más fácil de usar (sin término de trabajo PV, eficiencia de reciclo, o factor de ajuste de fase densa).
- Flujo de trabajo intuitivo.

Usando la tecnología BLOWDOWN es posible diseñar orificios para despresurización por pool fire, determinar los correctos materiales de construcción para despresurización de caso frío y evaluar el riesgo para la instalación en función de las presiones máximas alcanzadas en el sistema.

El paquete de propiedades y los cálculos utilizados para simular el sistema de despresurización con la herramienta BLOWDOWN son propias y distintos del entorno de simulación principal. Este paquete de propiedades ofrece predicciones superiores para propiedades de fluidos alrededor del punto crítico.

La *fase densa* es un término usado para referirse a un fluido supercrítico que presenta propiedades tanto de un líquido como de un gas.



CAPÍTULO 4

CASO DE ESTUDIO





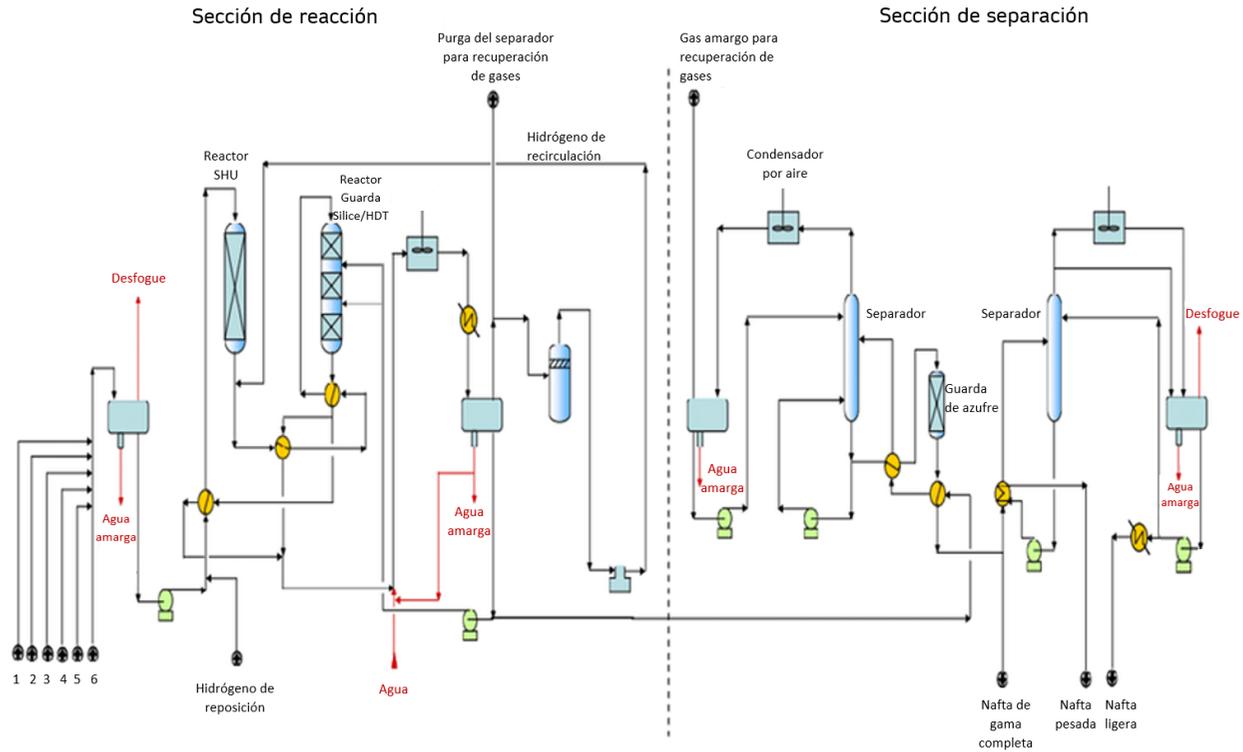
La presente tesis se ha desarrollado con base en el depresionamiento de una unidad de hidrotratamiento de naftas por medio de una válvula de depresionamiento de emergencia (EBDV), la cual está localizada en el separador caliente del efluente del reactor de hidrotratamiento.

El objetivo principal de la planta hidrotratadora de naftas (PHN) es eliminar compuestos indeseables que se presentan en la carga como diolefinas, sílice, olefinas, azufre y nitrógeno mediante procesos de hidroconversión catalítica, separación de efluentes de reacción, tratamiento y fraccionamiento para obtener como principales productos nafta ligera y nafta pesada.

4.1 Descripción del Proceso

Un proceso típico de hidrotratamiento de naftas está constituido de manera general por cuatro secciones:

- Sección de reacción de saturación de diolefinas (SHU).
- Sección de reacción de guarda de sílice y de hidrotratamiento (HDT).
- Sección de separación del efluente de hidrotratamiento.
- Sección de estabilización de naftas.
- Sección de separación de naftas.



1, 2, 3, 4, 5, 6: Diferentes fuentes de nafta

Fig. 4.1 Esquema simplificado de la sección de carga, reacción y separación de una unidad típica de hidrotratamiento de nafta.

Fuente: https://www.researchgate.net/figure/Process-flow-diagram-of-the-Naphtha-Hydrotreating-Unit_fig1_330262520 [Modificado].





4.1.1 Sección de Reacción de Saturación de Diolefinas (SHU)

La alimentación a la PHN está constituida por naftas de diferentes unidades de la refinería que son recibidas en el límite de batería a 6 kgf/cm²g y 38 °C. Estas corrientes se incorporan en un cabezal común que pasa por un sistema de filtrado donde se eliminan partículas sólidas.

La mezcla de nafta es alimentada al tanque de carga que opera a 2.5 kgf/cm²g. La pierna separadora elimina el agua amarga, mientras la nafta amarga separada del tanque se dirige a la succión de la bomba de carga previa inyección de un anti-incustrante.

El fluido a la descarga de la bomba de carga es inyectado con hidrógeno, después es precalentado en un intercambiador con ayuda de la corriente del efluente del reactor de hidrot ratamiento y posteriormente calentado en un calentador con vapor.

Con condiciones de 160 °C y 67.5 kgf/cm²g la nafta de carga es alimentada al reactor de saturación de diolefinas (SHU) que tiene el propósito de saturar compuestos insaturados.

4.1.2 Sección de Reacción de Guarda de Sílice y de Hidrot ratamiento (HDT)

El efluente del reactor SHU se mezcla con hidrógeno para después ser precalentado en dos intercambiadores. El primero de ellos utiliza la carga térmica del efluente del reactor de guarda de sílice, mientras que el segundo aprovecha la energía del efluente del reactor de hidrot ratamiento (HDT) en donde se obtiene una temperatura de 271 °C aproximadamente.

El flujo entra al reactor de guarda de sílice donde se logra la retención de sílice por adsorción. El efluente a la salida de los lechos de guarda son enviados enseguida al reactor de



hidrotratamiento (HDT) que tiene la función de eliminar azufre y nitrógeno mediante reacciones de hidroconversión catalítica.

La exotermicidad de las reacciones en los dos reactores anteriores es alta por lo que se inyecta de forma controlada hidrógeno de apagado.

4.1.3 Sección de Separación del Efluente de Hidrotratamiento (HDT)

La corriente efluente del reactor de hidrotratamiento a 288 °C y 55.8 kgf/cm²g se envía al separador caliente previo enfriamiento

El primer enfriamiento se lleva a cabo con los dos intercambiadores aguas arriba del reactor de guarda; esta energía es cedida a la corriente del efluente del reactor SHU. A la salida del segundo intercambiador disminuye la temperatura hasta 117 °C.

Después la temperatura baja hasta 106 °C con la inyección de agua de lavado proveniente del separador caliente o límite de batería. Esta agua tiene la tarea de disolver sales de amonio.

La otra parte del enfriamiento se logra con un aereoenfriador y un enfriador que trabaja con agua de enfriamiento. En este punto la temperatura ha disminuido hasta 38 °C.

Así las condiciones a las que se recibe el efluente del reactor en el separador caliente son 38 °C y 53 kgf/cm²g. En este separador se dividen 3 fases presentes; gas amargo, nafta y agua amarga.

La corriente de agua amarga es enviada a recirculación como agua de lavado y purga; la segunda fase líquida compuesta por una mezcla de naftas es enviada a la sección de estabilización o como recirculación al reactor de guarda de sílice; y la última parte rica en hidrógeno con H₂S es enviada a la torre absorbadora con amina que limpia el hidrógeno de manera óptima para así poder ser recirculado.



4.1.4 Sección de Estabilización de Naftas

La fase líquida ligera procedente del separador caliente es una mezcla de naftas con LPG que es precalentada en dos intercambiadores; el primero utiliza la carga térmica del efluente del reactor de guarda de azufre, y el segundo usa la carga térmica de la corriente efluente de la torre estabilizadora. En este punto el fluido alcanza una temperatura de 178 °C.

La torre estabilizadora tiene la finalidad de obtener una mezcla de naftas ligera-pesada libre de LPG y compuestos más ligeros.

El producto vapor a 76 °C por la parte de domos es enfriado y condensado por un aereoenfriador hasta 35 °C que es enviado a un tanque separador. Este separador trifásico opera a 35 °C y 11.5 kgf/cm²g. Las 3 salidas del separador se dividen de la siguiente manera; una corriente de agua amarga que es purgada; una corriente de gas que es enviada al límite de batería para una planta de recuperación de gases; y la fase líquida ligera es recirculada a la estabilizadora por medio de una bomba.

El producto líquido rico en naftas de la torre estabilizadora se divide en dos corrientes. La primera parte se recircula a la estabilizadora con ayuda de una bomba, mientras el flujo restante es usado para alimentar al reactor de guarda de azufre previo enfriamiento en un intercambiador de calor.

El flujo de alimentación al reactor de guarda de azufre debe mantenerse a 141 °C y 11.1 kgf/cm²g. Este equipo tiene la función de remover azufre por quimisorción hasta valores menores a 0.5 ppm.

El producto de salida del reactor de guarda de azufre es enfriado y depresionado para ser enviado a la torre separadora a 126 °C y 1.4 kgf/cm²g



4.1.5 Sección de Separación de Naftas

La función principal de esta sección es separar las naftas estabilizadas en nafta ligera y nafta pesada.

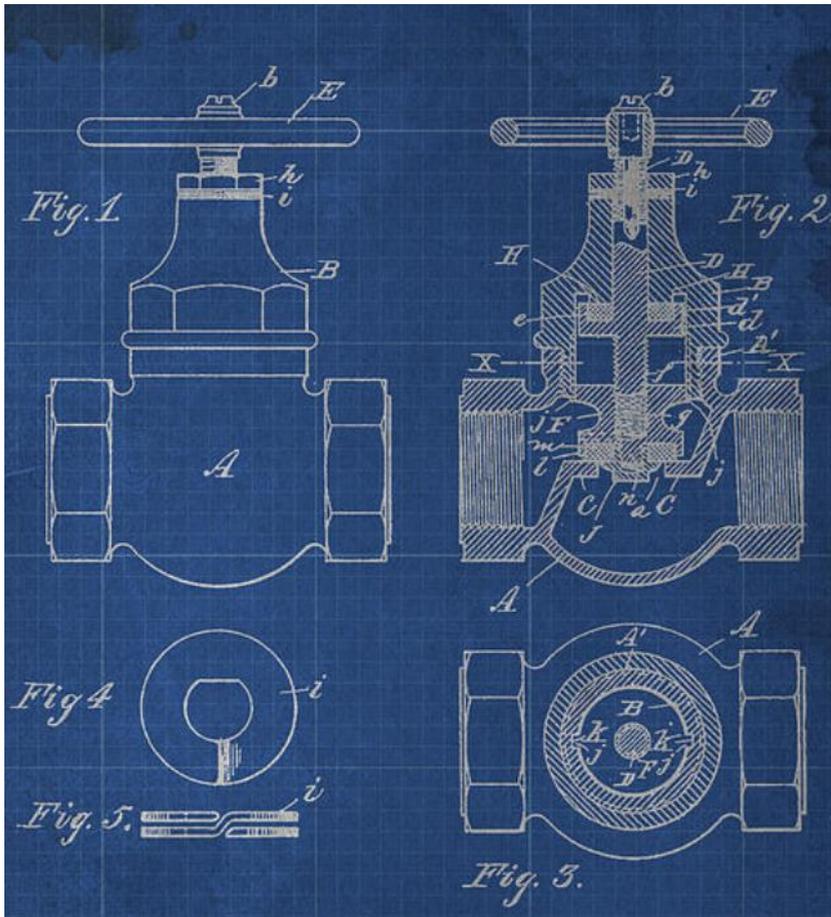
La torre separadora de naftas produce en el domo una corriente de nafta ligera que se envía a un aerofriador donde baja su temperatura hasta 60 °C para después ser separado en un tanque trifásico. En el separador primordialmente se obtendrá una corriente de líquido ligero donde una parte se recircula a la torre separadora por medio de una bomba y el flujo restante es enviado al límite de batería para una planta isomerizadora previo enfriamiento con un enfriador de agua hasta 42 °C.

Por el fondo se obtiene una corriente de nafta pesada que se divide en dos flujos; el primero se recircula a la columna, mientras el segundo flujo va al límite de batería a una planta reformadora o a almacenamiento previo enfriamiento a 90 °C.



CAPÍTULO 5

DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE DEPRESIONAMIENTO





5.1 Sobrepresionamiento en la Planta de Hidrotratamiento de Naftas

En unidades de hidrotratamiento e hidrocrqueo el depresionamiento es una característica de seguridad importante, donde esencialmente se reduce la presión de los separadores y reactores.

El caso de estudio corresponde a un sistema de hidrotratamiento de naftas, una unidad considerada de riesgo moderado debido a las condiciones de presión y temperatura que suelen manipularse.

Las fallas que pueden presentarse en la planta para activar los interlocks asociados a la EBDV son diversas y son tratadas a detalle en la sección 2.1; cabe resaltar que este trabajo no considera la sobrepresión generada por reacciones químicas.

La válvula de depresionamiento funciona en conjunto con el sistema instrumentado de seguridad (SIS), y de acuerdo con la Matriz de Causa y Efecto, hay cuatro interlocks que la activan.

5.1.1 Interlock 1: Paro del Compresor de Hidrógeno de Recirculación, GB-3101

Este interlock está directamente asociado con alguna falla en el circuito de compresión de hidrógeno de recirculación o por el accionamiento de botones desde el sistema de control distribuido (DCS) y en campo. Para esta función de seguridad podemos considerar las siguientes condiciones de disparo:

- a. Muy alto nivel en el tanque FA-3104
- b. Muy baja presión a la succión del GB-3101
- c. Muy alta temperatura en la descarga del GB-3101
- d. Accionamiento del botón en campo o desde DCS para el paro de emergencia del compresor GB-3101



- e. Accionamiento del botón en campo o desde DCS para el cierre de la válvula de corte a la succión del compresor, cierre a la descarga del compresor o cierre del de vapor a la turbina del mismo compresor (GB-3101).
- f. Botón de despresurización para la sección de reacción

5.1.2 Interlock 2: Rehervidor de la Torre Estabilizadora BA-3102

Debido a que un cambio de presión es directamente proporcional a un cambio de temperatura en un volumen relativamente constante, es fundamental tener control sobre el funcionamiento de este rehervidor; esencialmente el control va directamente ligado con las líneas de gas combustible o gas natural.

El funcionamiento es simple, cortar el suministro de los gases y de inyección a la cámara de combustión. Una vez que se ha hecho esto, el volumen estacionario se desfoga abriendo otra válvula.

Las condiciones de disparo para este interlock se presentan a continuación:

- Muy bajo flujo de nafta a serpentines del rehervidor BA-3102.
- Muy baja presión a pilotos del rehervidor BA-3102.
- Muy baja presión a quemadores del rehervidor BA-3102.
- Muy alta presión en el hogar del rehervidor BA-3102.
- Muy alta presión en el domo de la torre estabilizadora DS-3101.
- Botón de despresurización para sección de reacción.
- Botón en campo o desde DCS para el paro del BA-3102.



5.1.3 Interlock 3: Rehervidor de la Torre Estabilizadora BA-3103

Su procedimiento de operación es análogo al del BA-3102. Se corta el suministro de gases y la inyección directa en la cámara de combustión. El volumen entrampado es desfogado a un lugar seguro.

Las acciones de disparo para este interlock se resumen en la lista:

- Muy bajo flujo de nafta a serpentines del rehervidor BA-3103.
- Muy baja presión a pilotos del rehervidor BA-3103.
- Muy baja presión a quemadores del rehervidor BA-3103.
- Muy alta presión en el hogar del rehervidor BA-3103.
- Muy alta presión en el domo de la torre separadora de naftas DS-3102.
- Muy bajo nivel en la torre separadora de naftas DS-3102.
- Botón de despresurización para sección de reacción.
- Botón en campo o desde DCS para el paro del BA-3103.
- Accionamiento de botón en campo o desde DCS para el cierre de la válvula ubicada en los fondos de la DS-3102.

5.1.4 Interlock 4: Despresurización de Emergencia

La condición de disparo para este interlock es el accionamiento del botón de despresurización de la sección de reacción que se encuentra en el cuarto de control. Esta acción primordialmente se usará en los siguientes casos:



- a. En el caso de falla de agua de enfriamiento la planta deberá parar, considerando entre las distintas acciones el depresionamiento de las secciones de reacción con el fin de hacer un barrido de hidrocarburos.
- b. Una falla de hidrógeno de recirculación que está asociada a un problema del compresor GB-3101. Para este inconveniente entra en acción el interlock 2, sin embargo, pudiesen ocurrir reacciones de hidrocrackeo en los reactores por lo cual es necesario depresionar. Si el problema tarda más de 20 min, depresionar con el interruptor manual.
- c. Para una falla de vapor es necesario parar la planta ya que ocasiona el paro del compresor GB-3101. Con el fin de efectuar el barrido de hidrocarburos entrampados en la sección de reacción es necesario depresionar el sistema.
- d. En el caso de un déficit de aire de instrumentos, la válvula de depresionamiento tendrá un respaldo de suministro de aire para mantenerla cerrada por periodos cortos. En caso de periodos prolongados se procede a depresionar la sección de reacción por medio del selector manual.
- e. En el fallo de energía eléctrica la unidad irá a paro con ayuda del banco de baterías. Existe un peligro potencial para que se lleven a cabo las reacciones de craqueo en los reactores DC-3102 A/B y DC-3103 por la interacción de hidrocarburos con hidrógeno. Si se sospecha la demora en la reposición de este servicio, depresionar las secciones de reacción al quemador con el botón de despresurización.



- f. En un percance por fuga mayor o incendio es necesario seguir un protocolo que se enfoca primordialmente en evitar incrementos súbitos de temperatura en los reactores. En el caso de emergencia extrema accionar el selector manual para depresionamiento.

En la mayoría de los casos las acciones se llevan a cabo por el Sistema de Seguridad de Emergencia, aun así, los operadores deben verificar que se lleven a cabo satisfactoriamente. Pocas acciones se deben de dejar a juicio del operador quien puede anticiparse a acciones automáticas como la despresurización de los reactores.

5.2 Determinación de Inventario para Depresionamiento

Una vez que se analizó el funcionamiento de los diferentes interlocks para el accionamiento de la válvula de depresionamiento (EBDV), es necesario determinar la cantidad de masa que será relevada para así obtener un estimado de sus dimensiones por medio de una simulación dinámica.

El interlock 4 tiene la configuración de juego de válvulas que refleja el volumen máximo que será relevado. Este arreglo se describe de la siguiente forma, considerando el sentido normal del flujo.

- 1) Paro de la bomba GA-3101 y cierre de la válvula de corte a su descarga.
- 2) Corte del suministro de hidrógeno de reposición mediante la válvula aguas arriba del EA-3101.
- 3) Corte del vapor de calentamiento en el EA-3102 lado coraza.



- 4) Interrupción de inyección de hidrógeno de reposición a la línea de hidrogeno de recirculación que entra aguas arriba del EA-3103.
 - 5) Corte de los combustibles al BA-3101 y desfogue de los mismos.
 - 6) Interrupción del flujo de agua de lavado proveniente de L.B.
 - 7) Paro de la bomba de recirculación de agua de lavado GA-3102 y de la bomba de reposición de agua de lavado BD-3102.
 - 8) Paro de la bomba de amina pobre GA-3103 y corte de la línea a su descarga.
 - 9) Corte del suministro de vapor de alta presión en la turbina MV-3101; paro del compresor GB-3101.
 - 10) Cierre de la válvula de hidrógeno de recirculación a la succión del compresor centrifugo GB-3101.
 - 11) Corte de línea de hidrógeno de recirculación aguas arriba del EA-3103 mediante la válvula de corte a la descarga del compresor centrifugo GB-3101.
 - 12) Apertura de la válvula a la descarga del compresor para extraer el volumen estacionario entre la succión y descarga del compresor GB-3101.
 - 13) Corte de los combustibles al BA-3102 y desfogue de los mismos.
 - 14) Corte de los combustibles al BA-3103 y desfogue de los mismos.
-



El circuito de los equipos y conexiones a considerar en el inventario está representado en los DFPs 01 y 02 (Ver Anexo) el cual resalta con un color rojo las ESV que cierran para aislar la sección de reacción, y con un color verde la EBDV localizada en la línea de vapor del FA-3102 que abre para depresionar el sistema.

Una vez que se ha establecido el circuito de fluido estancado que se ha generado al cerrar las diferentes válvulas fue necesario determinar su volumen. Para obtener este valor se utilizó un plano isométrico (Ver Anexo) con el propósito de visualizar de manera correcta la distribución de los equipos y tuberías; el Plano de Localización General (PLG) y Diagramas de Flujo de Proceso (DFP) fueron indispensables en este paso.

Dado lo anterior se procedió a especificar las longitudes y respectivos diámetros internos de las líneas con asistencia de los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI) y Especificación de Materiales para Tuberías.

En cuanto a los equipos fue necesario utilizar las Hojas de Datos de Equipo de Proceso para considerar las longitudes, diámetros y elevaciones.

Para el caso de Intercambiadores de calor también fue necesario utilizar el número de tubos, su longitud y espesor. Por otra parte, para los calentadores a fuego directo y aerofriadores fue preciso conocer además su configuración de número de pasos, la cantidad de tubos y dimensiones. Los reactores fueron calculados completamente empacados considerando el volumen de catalizador, información que viene especificada en los Requerimientos de Catalizadores y Agentes Químicos.

En las tablas 5.1 y 5.2 que se presentan seguidamente, se resume el inventario a consecuencia del aislamiento ejecutado por el SIS.



Tabla 5.1 Volumen de inventario estacionario en líneas de proceso.

Línea	Volumen de líquido (m ³)	Volumen de vapor (m ³)	Volumen total (m ³)
L-3103	0.94	0	0.94
L-3104	0	0.15	0.15
L-3105	1.9285	0.1	2.03
L-3106	0.38	0	0.38
L-3107	0.42	0	0.42
L-3108	0.06	0	0.06
L-3109	5.88	0	5.88
L-3110	3.95	0	3.95
L-3113	0	4.25	4.26
L-3114	0.12	1.15	1.27
L-3115	0	1.42	1.42
L-3116	0	0.27	0.27
L-3117	0	0.25	0.25
L-3118	0	0.77	0.77
L-3119	0	21.82	21.82
L-3120	0	10.32	10.32
L-3121	0	5.48	5.48
L-3123	0	20.37	20.37
L-3124	0	12.22	12.22
L-3126	0	15.87	15.87
L-3128	0	24.69	24.70
L-3129	0.07	3.18	3.25
L-3130	1.18	17.03	18.21
L-3132	0.04	0.51	0.55
L-3133	1.34	13.39	14.73
L-3134	0.03	0.31	0.34
L-3139	0	3.58	3.58
L-3140	0	6.15	6.15
L-3142	0	1.38	1.38
L-3144	0	1.49	1.49
L-3150	0.47	0	0.47
L-3194	0	0.23	0.23
Total	16.81	166.38	183.19

Fuente: *Elaboración propia.*



Tabla 5.2 Volumen de inventario estacionario en equipo de proceso.

Equipo	Volumen de líquido (m ³)	Volumen de vapor (m ³)	Volumen total (m ³)
EA-3101 Tubos	7.56	0.2	7.76
EA-3101 Coraza	0.85	18.56	19.41
EA-3102 Tubos	0.57	0	0.57
EA-3103 Tubos	0.86	16.81	17.67
EA-3103 Coraza	0.49	41.82	42.31
EA-3104 Tubos	0	1.27	1.27
EA-3104 Coraza	0	4.31	4.31
EA-3105 Coraza	1.44	14.07	15.51
EA-3116 Coraza	0	0.22	0.22
EC-3101	0.66	7.59	8.25
DC-3101	54.2	0	54.20
DC-3102	0	226.82	226.82
DC-3103	0	202.96	202.96
BA-3101	0	13.84	13.84
FA-3102	53.63	61.66	115.07
FA-3103	1.14	6.93	7.73
FA-3104	1.35	6.72	7.73
DA-3101	2.5	31.98	34.20
Total	125.25	655.76	781.02

Fuente: *Elaboración propia.*

5.3 Composición de la Mezcla y Condiciones de Despresurización

Una vez que se tiene el inventario se procedió a calcular la composición que tiene la mezcla del circuito. Esta combinación se calculó a partir de un flujo másico para cada parte del inventario a las condiciones de presión y temperatura de operación correspondientes. La composición se obtuvo con un balance de materia por medio de un mezclador en Aspen HYSYS.

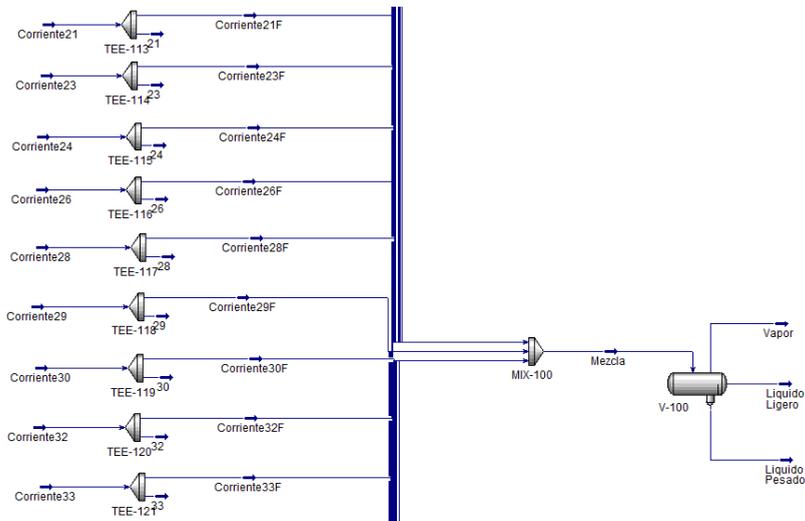


Fig. 5.1 Simulación de la composición de mezcla del inventario.

Fuente: Aspen HYSYS V10.

Esta corriente representa un hidrocarburo caracterizado por las siguientes propiedades a condiciones de 38 °C y 53 kgf/cm²g. Cabe mencionar que la composición de dicha mezcla está constituida principalmente por hidrocarburos, sin embargo, también hay presencia de otros componentes como metildietanolamina (MDEA), hidrógeno, H₂S y agua.

Tabla 5.3 Propiedades de mezcla del inventario

Peso Molecular (kg/kmol)	30.91
Densidad (kg/m ³)	77.76
Fracción de vapor	0.7115
Calor Especifico (kJ/kg-°C)	2.67

Fuente: Elaboración propia.



5.4 Simulación Dinámica en BLOWDOWN

La simulación dinámica puede ser usada para diseñar sistemas de relevo de presión calculando los aumentos de presión transitorios. Los métodos convencionales para calcular las cargas de alivio son generalmente conservadores y puede llevar a un sobrediseño en el dimensionamiento de sistemas de depresionamiento y quemadores.

Para determinar la tasa de despresurización adecuada en la planta de hidrotratamiento de naftas estudiada se optó por usar el módulo BLOWDOWN perteneciente al simulador de procesos comercial Aspen HYSYS.

El cálculo de la variación de flujo másico con la herramienta BLOWDOWN respalda el correcto dimensionamiento de un orificio de restricción, válvulas y tubería adjunta, además nos puede confirmar la capacidad del quemador. Por otra parte, es capaz de plasmar el perfil de temperaturas en los distintos puntos del sistema, con lo que la elección del mejor material es asegurada para evitar daños por “fragilización”.

Diseñar o revalidar una válvula consiste en el siguiente flujo de trabajo.

- 1) Dimensionar el orificio para la despresurización en el caso de un incendio. Hay que asegurar que se cumplan los estándares o pautas de ingeniería;
- 2) Revalidar el mismo tamaño de orificio en el caso frío para una rutina de despresurización y checar que la Temperatura Mínima de Diseño del Metal (MDMT) no sea violada;
- 3) Si se cumple el paso 2 el tamaño quedará establecido, de lo contrario regresar al paso 1.

Minimum Design Metal Temperature (MDMT por sus siglas en inglés).

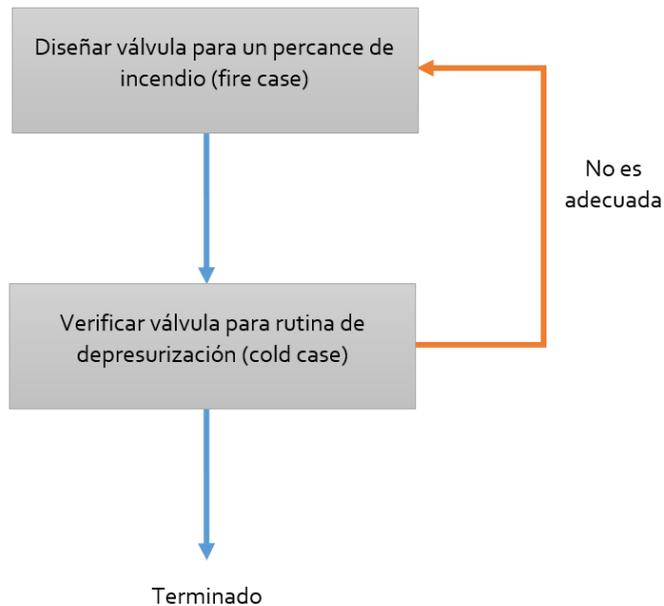


Fig. 5.2 Flujo de trabajo para el dimensionamiento de un orificio blowdown.

Fuente: *Elaboración propia.*

5.4.1 Caso de Incendio

El dimensionamiento del orificio blowdown para el caso de incendio considera depresionar el sistema desde las condiciones de relevo del fluido hasta el 50% de la presión de diseño en aproximadamente 15 minutos. El espesor del recipiente es de 5.9 in, por lo que se tiene obtiene crédito para evitar alguna fuga durante el percance; esto descarta la opción de depresionar hasta 100 psig.

Las condiciones de relevo de acuerdo con el API 521 para el caso de incendio definen un valor sobrepresión del 21% sobre la presión de ajuste, por lo que este valor queda establecido tomando como referencia el valor de la presión de diseño de 61.4 kgf/cm²g para el separador caliente FA-3102, equipo donde se encuentra ubicada la válvula EBDV. Por otra parte, la



temperatura se obtiene al llegar a esa presión manteniendo la densidad constante. Así, para el caso de incendio, la despresurización se hará desde las condiciones de 74.29 kgf/cm²g y 138.1 °C hasta una presión máxima de 30.7 kgf/cm²g en 15 minutos.

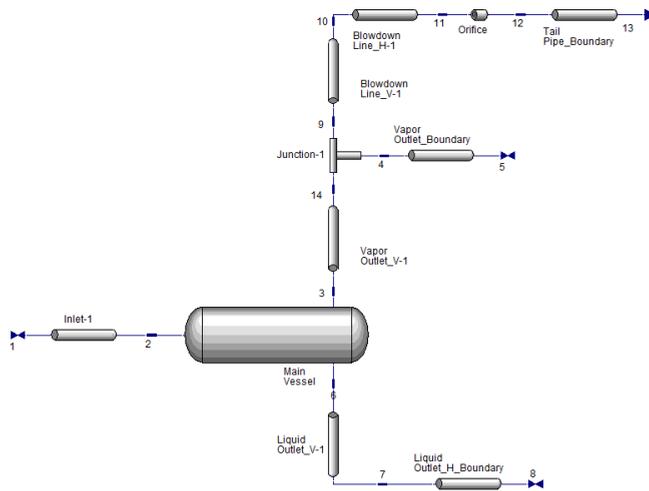


Fig. 5.3 Subdiagrama de flujo dentro del entorno BLOWDOWN. Nos permite visualizar el recipiente principal y los segmentos de tuberías adyacentes.

Fuente: Aspen HYSYS V10.

Dentro del entorno de la herramienta BLOWDOWN se establece como primer lugar la configuración del recipiente con la tubería adjunta. Se seleccionan el número de segmentos de tubería, orientación del recipiente, y ubicación del orificio. Esta configuración puede ser plasmado en un subdiagrama de flujo para un análisis más detallado.

En los parámetros de la plantilla se selecciona el equipo expuesto al incendio, el recipiente principal es el único elemento denotado para esta opción. De la misma forma se ingresan las



condiciones ambientales; un valor conservador es de 90 °F y 0 m/s para la temperatura y velocidad del aire.

Las condiciones de relevo y composición del fluido dentro del sistema se especifican en la pestaña *System*. Dichas características fueron copiadas desde una corriente dentro del diagrama de flujo principal. La composición se supuso uniforme para toda la tubería y recipiente aguas arriba del orificio.

Component	Mole Fraction
H2S	0.0022
Ammonia	0.0001
Methane	0.0042
Ethane	0.0011
Propane	0.0011
Propene	0.0000
i-Butane	0.0014
n-Butane	0.0057
MDEAmine	0.0005
FEED NBP 33*	0.0085
FEED NBP 48*	0.0080
FEED NBP 59*	0.0078
FEED NBP 68*	0.0076
FEED NBP 77*	0.0076
FEED NBP 86*	0.0076
FEED NBP 94*	0.0076
FEED NBP 102*	0.0074
FEED NBP 109*	0.0074

Fig. 5.4 Configuración de la composición y condiciones iniciales para el recipiente principal.

Fuente: Aspen HYSYS V10.

Para el recipiente principal es idóneo especificar las dimensiones con el fin de contemplar el volumen del inventario calculado anteriormente. Por lo tanto, en esta sección se debe colocar diámetro, longitud T-T y espesor.



Geometry	Internals	Heat Transfer	Simple Fire	Initial Condition
Main Vessel				
Orientation				Horizontal
T/T Length [m]				25.00
Cylinder Inner Diameter [m]				6.570
Wall Material				<i>Carbon Steel</i>
Wall Thermal Conductivity [W/m-K]				43.20
Wall Thermal Diffusivity [m2/s]				1.180e-005
Cylinder Wall Thickness [in]				5.984
Head Geometry				Hemispherical
Head Wall Thickness [in]				5.984
Total Vessel Volume [m3]				996.0
Min Design Metal Temperature [C]				-45.00
Max Design Metal Temperature [C]				593.0

Fig. 5.5 Entradas de la geometría del recipiente principal para el inventario del sistema.
Fuente: Aspen HYSYS V10.

El modelo de transferencia de calor es simple tomando como referencia las ecuaciones del API 521. La ecuación característica de dicho fenómeno se enunció en la sección 3.1.5.1, la cual toma crédito del drenaje y respuesta contra incendios. El incendio se considera abierto al recipiente que no posee aislamiento o revestimiento contra el fuego.

Geometry	Internals	Heat Transfer	Simple Fire	Initial Condition
Main Vessel				
Heat Flux Method				<i>Apply to liquid</i>
Fire Heat Flux (Q) [kJ/h-m2]				6.098e+004
Adequate Drainage & Firefighting				Yes
Open Fire			<input checked="" type="checkbox"/>	
Vapor Zone Ambient Heat Transfer				<i>None</i>
Environmental (F) Factor				<i>1.0000</i>
Flame Height [m]				<i>7.620</i>
Elevation To Bottom Head [m]				<i>0.0000</i>

Fig. 5.6 Selección de parámetros de transferencia de calor por incendio.
Fuente: Aspen HYSYS V10.



En función del volumen total es importante señalar la cantidad del líquido en el recipiente por medio de una altura o porcentaje. Esto es trascendente ya que aquí se contabiliza la cantidad de energía absorbida por el fluido en los distintos recipientes o líneas y se verá reflejado en la tasa de vapor generado. En este caso el porcentaje es de 14% del volumen total.

Los segmentos de tubería se especifican de manera similar capturando la longitud, diámetro, cedula y espesor. Las temperaturas mínima y máxima de diseño se dependen particularmente del material. La línea de salida aguas abajo del orificio (tail pipe) debe además tener el cambio de elevación.

	Outlet_V-1	Liquid Outlet_H_Bound	Blowdown Line_V-1	Blowdown Line_H-1	Tail Pipe_Boundary
Wall Material	Inconel 625	Inconel 625	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel
Wall Thermal Conductivity [W/m-K]	9.230	9.230	43.20	43.20	43.20
Wall Thermal Diffusivity [m2/s]	2.670e-006	2.670e-006	1.180e-005	1.180e-005	1.180e-005
Pipe Schedule	Actual	Actual	80	80	STD
Nominal Diameter	-	-	4 inch	4 inch	12 inch
Inner Diameter [in]	9.312	9.312	3.826	3.826	12.00
Wall Thickness [in]	0.7190	0.7190	0.3370	0.3370	0.3750
Wall Roughness [in]	xxx	xxx	xxx	xxx	1.969e-003
Length [m]	3.500	4.000	0.2000	5.000	5.000
Elevation Change [m]	-3.500	0.0000	0.2000	0.0000	0.0000
Volume [m3]	0.1538	0.1758	1.483e-003	3.709e-002	0.3648
Model Pressure Drop	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Model Mass Accumulation	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Min Design Metal Temperature [C]	-29.00	-29.00	-29.00	-29.00	-29.00
Max Design Metal Temperature [C]	592.8	592.8	592.8	592.8	592.8

Fig. 5.7 Configuración de segmentos de tubería. Esta opción no es relevante en el caso de incendio ya que las temperaturas no son críticas en este escenario.

Fuente: Aspen HYSYS V10.

Las últimas páginas de esta sección sirven para especificar el diámetro del orificio, coeficiente de descarga y la contrapresión. El diámetro no puede ser un valor calculado por el simulador, por lo que debe estimarse de manera iterativa hasta alcanzar la presión y tiempo de despresurización deseados bajo un porcentaje de error aceptable.



En la pestaña *Mapping* se realizó la caracterización de la composición del inventario. La herramienta de BLOWDOWN posee un modelo termodinámico particular que funciona para un conjunto de componentes específicos. Esta función delimita la cantidad de componentes y por default elimina la composición de elementos de aportación despreciable. El agua se eliminó en el mapeo debido a errores por el fenómeno flash, encima puede arrojar resultados muy conservadores por su naturaleza física (capacidad calorífica).

HYSYS Composition		Reduced Component List Composition	
	Mole Fraction		Mole Fraction
H2O	0.0075	Hydrogen	0.7087
Hydrogen	0.7080	H2S	0.0022
H2S	0.0022	Ammonia	0.0001
Ammonia	0.0001	Methane	0.0042
Methane	0.0042	Ethane	0.0011
Ethane	0.0011	Propane	0.0011
Propane	0.0011	Propene	0.0000
Propene	0.0000	i-Butane	0.0072
i-Butane	0.0014	n-Heptane	0.2105
n-Butane	0.0057	1-Butene	0.0003
MDEAmine	0.0005	22-Mpropane	0.0230
FEED NBP 33*	0.0085	Benzene	0.0014
FEED NBP 48*	0.0080	Cyclohexane	0.0063
FEED NBP 59*	0.0078	n-Hexane	0.0305

Fig. 5.8 Mapeo de componentes. La tabla de la izquierda muestra la composición original del sistema, mientras que en la derecha se simplifica de acuerdo con el modelo termodinámico de la tecnología BLOWDOWN.

Fuente: Aspen HYSYS V10.

En la pestaña *Run Controls* se especifican las condiciones de parada, es decir, son los valores a los cuales termina el proceso de depresionamiento; consecuentemente se prosiguió a correr la simulación. Dados los datos de entrada de las pestañas antes mencionadas, la simulación se detendrá una vez que alguno de estos valores sea alcanzado.

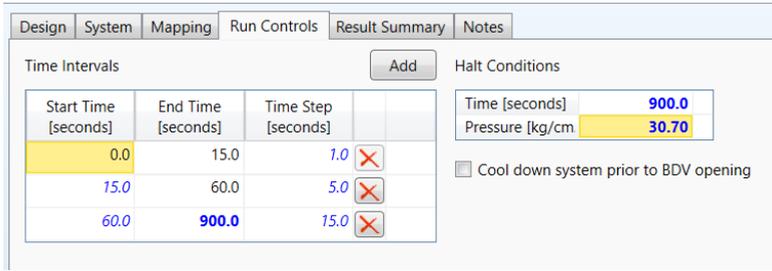


Fig. 5.9 Administración de controles para la simulación.

Fuente: Aspen HYSYS V10.

Con el propósito de automatizar la simulación y de optimizar el tiempo para obtener los resultados se implementó una operación lógica de ajuste la cual asocia el diámetro de la válvula de depresurización con la presión final de 30.7 kgf/cm²g para un intervalo de tiempo de 15 minutos.

Una vez que se han realizado las iteraciones necesarias para converger a un resultado aceptable dentro de los parámetros de la lógica se obtuvo un diámetro de orificio de 1.848 in.

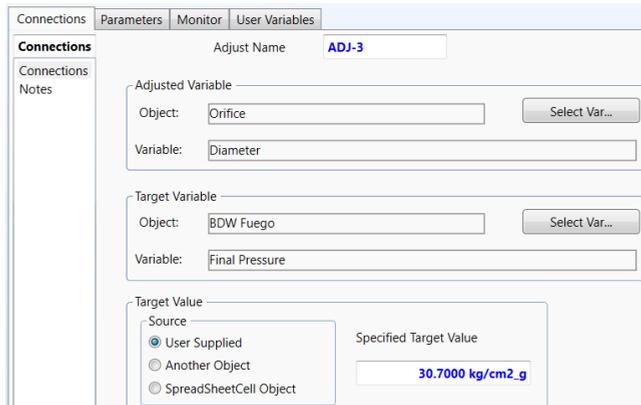


Fig. 5.10 Especificación de variables para la operación lógica de ajuste.

Fuente: Aspen HYSYS V10



5.4.2 Caso Frío

Para validar el diámetro obtenido en el caso de incendio este fue simulado para el caso de una rutina de depresurización operacional de la planta hasta un valor de 5 psig, presión a la que se encuentran los cabezales de desfogue principales y ramales.

A diferencia del escenario de incendio, este caso suele presentar una disminución súbita en la temperatura. Diseñar una válvula muy grande podría resultar en una rutina de depresurización rápida lo que conlleva a temperaturas muy bajas; hay riesgo de fragilización del material y pérdida del contenido.

Es importante considerar los siguientes puntos para este escenario:

- ✚ Verificar que la MDMT del recipiente y tuberías no sea violada.
- ✚ El efecto Joule-Thomson podría causar temperaturas frías en la tubería aguas abajo del orificio.
- ✚ El vapor del sistema puede condensar a medida que el sistema se enfría por lo que pueden manifestarse acumulación de líquido en puntos bajos.

El proceso de depresurización se consideró desde las condiciones de operación normal de 53 kgf/cm²g y 38 °C hasta 5 psig.

Para este caso es normal considerar la formación de *bolsillos* en la tubería de entrada por la condensación del vapor, sin embargo, por la configuración del recipiente no es posible que se presente dicho fenómeno.

La exposición al fuego para los equipos quedó descartada, y sólo depende de la velocidad a la que es depresurizado el sistema.

Un *bolsillo* se refiere a punto bajo de los segmentos de tubería adjuntos al recipiente analizado donde se puede acumular líquido.



Ambient Air Properties

Air Temperature [C]	0.0000
Air Speed [m/s]	0.0000

Equipment Conditions Upstream of Orifice

Initial Temperature [C]	38.00
Initial Pressure [kg/cm2 _a]	53.00

Define Fire Zone

Unit Op	Type	In Fire Zone?
Inlet-1	Pipe	<input type="checkbox"/>
Vapor Outlet_V-1	Pipe	<input type="checkbox"/>
Vapor Outlet_Boundary	Pipe	<input type="checkbox"/>
Liquid Outlet_V-1	Pipe	<input type="checkbox"/>
Liquid Outlet_H_Boundary	Pipe	<input type="checkbox"/>
Blowdown Line_V-1	Pipe	<input type="checkbox"/>
Blowdown Line_H-1	Pipe	<input type="checkbox"/>
Main Vessel	Vessel	<input type="checkbox"/>

Fig. 5.11 Configuración de condiciones iniciales del sistema y ambiente.

Fuente: Aspen HYSYS V10.

Además, al considerar un cálculo conservador se omitió la transferencia de calor con el ambiente (adiabático) ya que en esencia siempre se obtendrán temperaturas mucho más bajas que las del propio ambiente.

Geometry	Internals	Heat Transfer	Initial Condition
			Main Vessel
Ambient Medium			Air
Ambient Temperature [C]			0.0000
Ambient Fluid Speed [m/s]			0.0000
Include Ambient Heat Transfer			<input type="checkbox"/>
Insulating Layers			View

Fig. 5.12 Ajuste de la transferencia de calor ambiental. La casilla está desactivada con el propósito de un cálculo más conservador.

Fuente: Aspen HYSYS V10.

Las especificaciones restantes como dimensiones, materiales y porcentajes del líquido en el equipo son iguales que en el caso



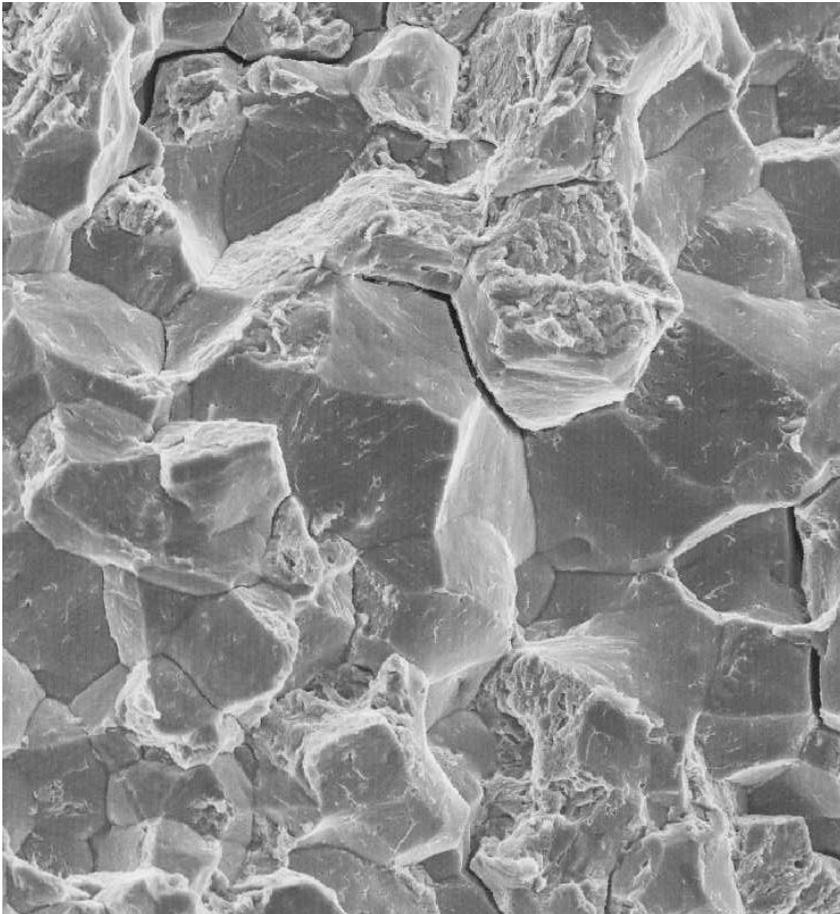
de incendio. Lo mismo sucede con el mapeo de componentes bajo el supuesto de que la composición es uniforme en todo el sistema.

Ahora bien, la única diferencia se presenta en la sección del diámetro de orificio, ya que este cálculo no será iterativo para unas condiciones de parada establecidas. El diámetro que se ingresa es el diámetro calculado en el caso de incendio, el cual corresponde a un valor de 1.848 in. A partir de este valor se estimó el tiempo en que el sistema depresionó desde las condiciones de operación hasta 5 psig y con ello obtuvimos los perfiles de temperatura en cada punto del sistema.



CAPÍTULO 6

ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES





6.1 Resultados de la Simulación

Una vez que las simulaciones han sido corridas, la pestaña de *Result Summary* dentro de la ventana del módulo BLOWDOWN nos ofrece de forma organizada los resultados. Podemos acceder a perfiles de presión, temperatura, flujo, composición, entre otros para los distintos puntos del sistema. Además, nos proyecta los descubrimientos más importantes haciendo hincapié en aquellos que son críticos y/o delicados.

6.1.1 Caso de Incendio

El caso de incendio es el escenario más crítico durante un proceso de despresurización; dadas las características del problema es inminente una carga de vapor elevada que debe ser expulsada del sistema. El flujo másico de vapor al comienzo del blowdown es un referente para dimensionar una válvula y la capacidad de los quemadores.

Durante el cálculo iterativo de la operación lógica de ajuste se obtuvo un diámetro de orificio de 1.848 in para una *rampa de despresurización* de 15 minutos hasta la presión de 30.66 kgf/cm²g, el cual es un valor muy cercano a los 30.7 kgf/cm²g.

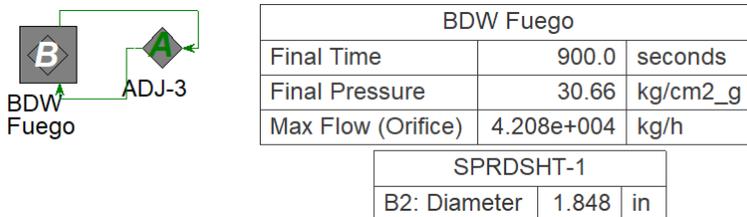


Fig. 6.1 Resumen de resultados clave para despresurización por incendio.

Fuente: Aspen HYSYS V10.

La *rampa de despresurización* es el perfil de la disminución de presión en el sistema en función del tiempo.



Bajo este tamaño de orificio la caída de presión dentro del recipiente es aproximadamente constante con un valor promedio de 2.91 kgf/cm²g cada minuto como se observa en la figura 6.2. Además, se obtiene un flujo máximo de 42,080 kg/h de vapor a través del orificio al inicio del procedimiento ($t = 0$).

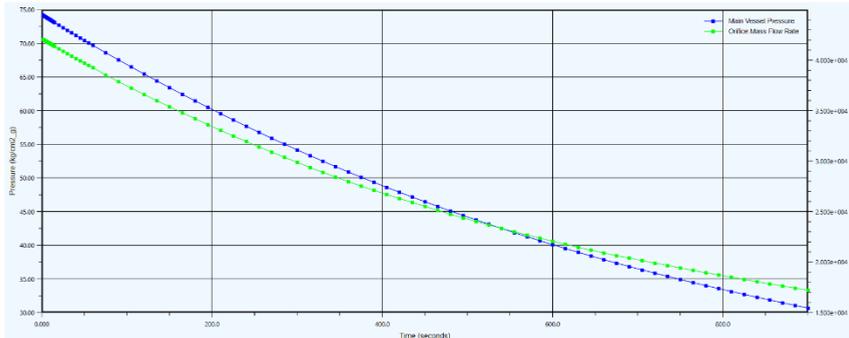


Fig. 6.2 Gráficos del perfil de presión en el recipiente (azul) y flujo másico por el orificio (verde) para un escenario de incendio.

Fuente: Aspen HYSYS V10.

La temperatura del vapor dentro del recipiente disminuye hasta los 96.2 °C, mientras que el líquido aumenta ligeramente hasta 146.2 °C.

Con respecto a las temperaturas de pared del recipiente y la tubería aguas arriba del orificio, estas presentan un comportamiento decreciente, pero sin comprometer la resistencia de los materiales; la temperatura mínima alcanzada es apenas de 95.57 °C. En el caso del segmento aguas abajo del orificio (tail pipe), la temperatura incrementa desde la temperatura ambiente de 32.22 °C hasta 92.32 °C.

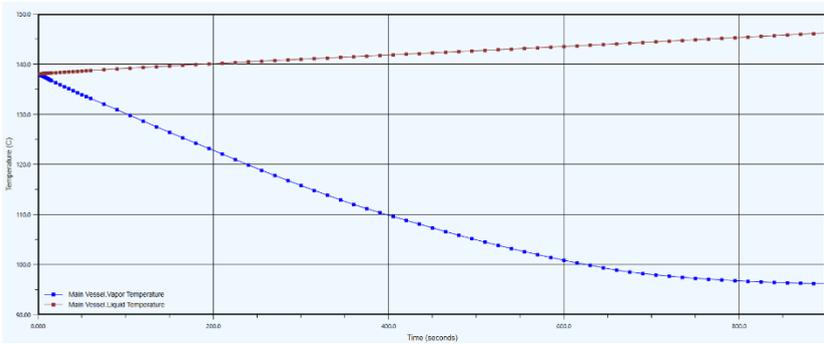


Fig 6.3 Temperaturas del vapor (azul) y líquido (rojo) dentro del recipiente para escenario de incendio.

Fuente: Aspen HYSYS V10.

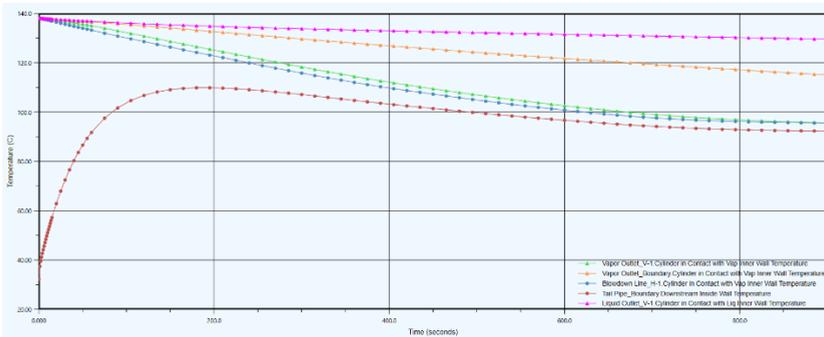


Fig. 6.4 Perfil de temperaturas para segmentos de tuberías a la salida del recipiente; principal de líquido (rosa), principal de vapor (verde), frontera de vapor (naranja), blowdown (azul), descarga (rojo).

Fuente: Aspen HYSYS V10.

6.1.2 Caso de Rutina de Despresurización

Para el escenario de una rutina de despresurización se evaluó el diámetro de 1.848 in con el propósito de alcanzar 5 psig con las consideraciones de un modelo adiabático y sin formación de bolsillos de líquido. El módulo BLOWDOWN calculó un tiempo aproximado de 49.75 min (2,985 s) para llegar a una presión de 5.145 psig (0.3617 kgf/cm²g) como se muestra en la figura 6.5.

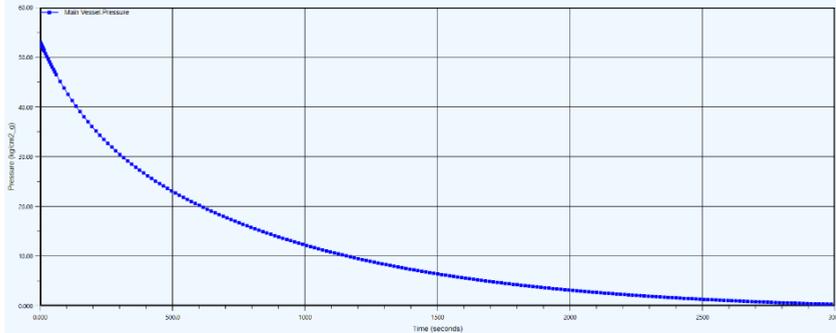


Fig. 6.5 Perfil de presión para el caso frío.

Fuente: Aspen HYSYS V10.

Debido a la expansión del fluido, se obtienen temperaturas bajas durante la despresurización del caso frío. El vapor dentro del recipiente baja hasta una temperatura mínima de $-47.09\text{ }^{\circ}\text{C}$ a los 690 segundos y se mantiene en un rango de -47 a $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$ hasta el final de proceso. Mientras tanto, la fase líquida disminuye de manera lineal hasta un valor mínimo de $-4.55\text{ }^{\circ}\text{C}$.

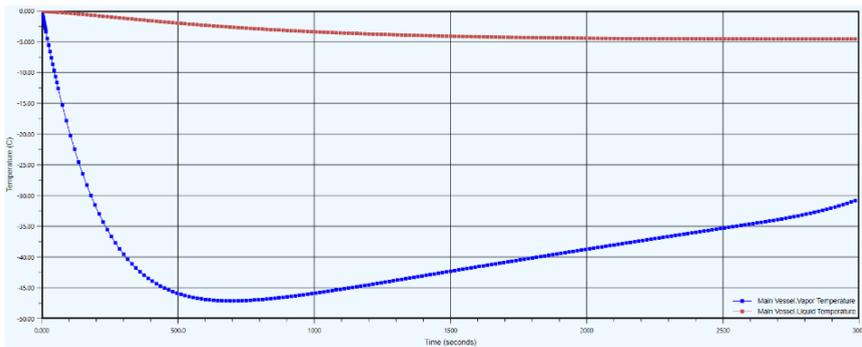


Fig. 6.6 Temperatura del líquido (rojo) y vapor (azul) dentro del recipiente principal para el caso frío.

Fuente: Aspen HYSYS V10.



Considerando los valores antes mencionados podemos ver la estrecha relación que hay con respecto a los valores de la pared del recipiente y tubería adjunta, ya que las temperaturas registradas en líneas de vapor, blowdown y tail pipe son las más bajas con valores de $-46.81\text{ }^{\circ}\text{C}$, $-47\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $-47.08\text{ }^{\circ}\text{C}$ respectivamente. Estos valores claramente violan el valor de la MDTM del material de $-29\text{ }^{\circ}\text{C}$ como se puede ver en la figura 6.7 y pueden representar un potencial peligro para la unidad.

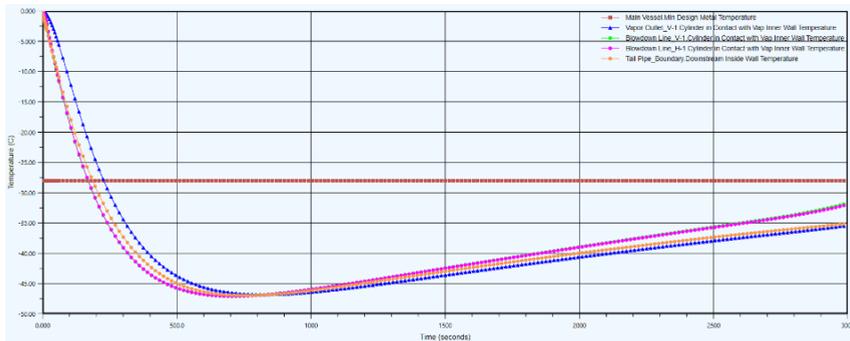


Fig. 6.7 Perfil de temperaturas para segmentos de tuberías a la salida del recipiente con 1.848 in; principal de vapor (azul), blowdown vertical (verde), blowdown horizontal (rosa), descarga (naranja) y MDMT del material (rojo).

Fuente: Aspen HYSYS V10.

6.2 Análisis de Resultados

La simulación del caso de incendio rige el tamaño mínimo del orificio para la despresurización. Los resultados de la simulación establecen que el diámetro óptimo es de 1.848 in, para lo que se obtienen los datos de la tabla 6.1.

El tiempo de despresurización es un valor adecuado considerando que se tomó como referencia la recomendación del API 521, no obstante, es posible aumentar el tiempo de despresurización basándonos en que el recipiente posee un



espesor mayor a 1" con lo que hay crédito de su resistencia en la exposición a un incendio durante más tiempo.

Tabla 6.1 Resumen de resultados para el caso de incendio.

Caso de Incendio	
Presión Inicial (kg/cm ² g)	74.29
Temperatura Inicial (°C)	138.1
Diámetro de orificio (in)	1.848
Flujo másico máximo (kg/h)	42,080
Tiempo de despresurización (min)	15
Presión final (kgf/cm ² g)	30.66
Temperatura máxima del vapor (°C)	110.3
Temperatura máxima del líquido (°C)	138.1

Fuente: *Elaboración propia.*

Claramente las temperaturas máximas no son un problema para este escenario. El material del que están hecho el recipiente es acero al carbono pasivado (KSC) contra HIC (A516 Gr.70), un material que puede soportar temperaturas superiores a 1100 °F. Los segmentos de tubería por otro lado son principalmente de KSC (ASTM A106 Grado B) y acero aleado (ASTM A335 Grado P11) que pueden soportar temperaturas superiores a 1000 °F.

Ahora bien, en el caso de una rutina de despresurización con el mismo diámetro de orificio el análisis es enfocado primordialmente a las temperaturas del vapor, es decir, aquellas que se localizan de manera inmediata antes y después del orificio. Las temperaturas en estos puntos advierten que podría haber un problema por fragilización del material ya que exceden la temperatura mínima de los materiales como se expone en la figura 6.8.

Este problema podría ocasionar la ruptura de algún segmento de tubería y desencadenar un derrame del contenido por lo que podemos considerar algunas medidas para mitigar dicho problema.

Killed Steel Carbon Steel (KSC por sus siglas en inglés).

Hydrogen Induced Cracking (HIC por sus siglas en inglés).

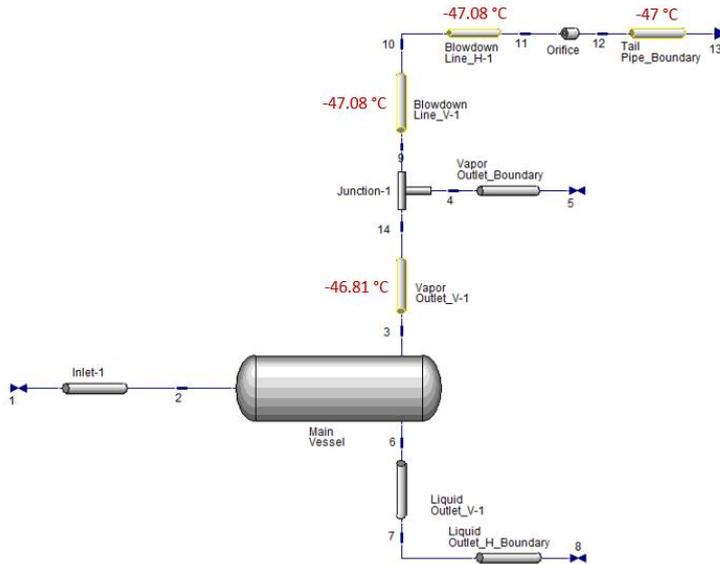


Fig. 6.8 Los segmentos que infringen la MDMT del material son marcados en un color amarillo dentro del entorno de BLOWDOWN.

Fuente: Aspen HYSYS V10 [Modificado].

6.3 Recomendaciones

Ante la cuestionable temperatura en la trayectoria del vapor a relevar por la línea de blowdown, es indispensable proponer una serie de acciones que nos lleven a un estado seguro.

- Los resultados de la despresurización en caso frío advierten de un problema por fragilización en distintos puntos de la línea de vapor de salida del separador. El material sobre esa sección es acero al carbono pasivado (ASTM A106 Grado B), que de acuerdo con el espesor que tiene, puede soportar temperaturas de hasta -29 °C , por lo que no se puede confiar en su seguridad en estas condiciones⁵.

⁵ ASME B31.3 (2010).



Es posible reducir aún más la temperatura mínima hasta un valor de $-48\text{ }^{\circ}\text{C}$ como se muestra en la figura 6.9, sin embargo, está reducción de temperatura viene acompañada de un descenso del *índice de esfuerzo* lo que da como resultado que la presión de operación máxima sea menor.

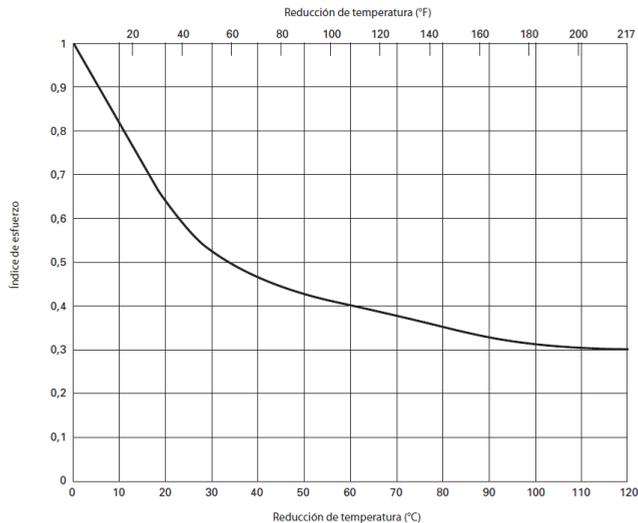


Fig 6.9 Reducción de la MDMT del metal sin pruebas de impacto.

Fuente: ASME B31.3 (2010).

Si no se cumple lo anterior o la temperatura mínima registrada es menor de $-48\text{ }^{\circ}\text{C}$ lo idóneo sería respaldar la resistencia del material con una prueba de impacto como la *prueba Charpy*, o de lo contrario, considerar otro tipo de material como acero inoxidable. En ese sentido el código ASME B31.3 es un documento que nos puede ofrecer información muy valiosa sobre el mejor material dadas las condiciones de relevo y la trayectoria del depresionamiento.

- Como se mencionó en la sección 5.4 es normal considerar el redimensionamiento del orificio, es decir, un tamaño óptimo

El *índice de esfuerzo* representa una reducción de la tensión permisible de un material; es función de la temperatura y presión de operación.



que nos pueda asegurar una despresurización adecuada en ambos escenarios. En este aspecto lo ideal es reducir el diámetro de orificio con el fin de abatir la baja temperatura.

Estableciendo un intervalo de despresurización de 19.4 minutos hasta una presión de 30.73 kgf/cm²g en el caso de incendio, el diámetro puede reducirse hasta 1.653 in. Evaluando el mismo diámetro en el caso frío se refleja una menor disminución de la temperatura, pese a esto este valor sigue violando la MDTM del material como se denota en la figura 6.10 donde se alcanzan valores de -42.14 °C en las paredes de la tubería.

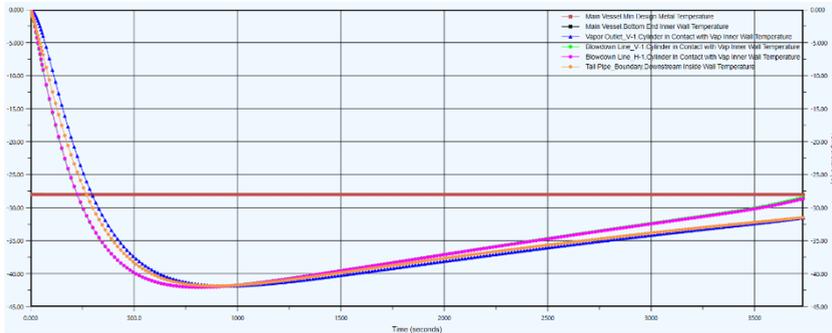


Fig. 6.10 Perfil de temperaturas para segmentos de tuberías a la salida del recipiente con 1.653 in; principal de vapor (azul), blowdown vertical (verde), blowdown horizontal (rosa), descarga (naranja) y MDMT del material (rojo).

Fuente: Aspen HYSYS V10.

La diferencia de temperatura en función del índice de esfuerzo para este caso es más favorable, sin embargo, sería atrevido asegurar que la temperatura mínima permisible alcanzada se encuentre por debajo de -42.14 °C. En consonancia con el primer punto, una prueba de impacto sobre él o la elección de otro material es sugerida.



- La herramienta BLOWDOWN tiene la opción de implementar la apertura programada de hasta 5 orificios en paralelo. Esto puede ayudar a regular el flujo a relevar y en consecuencia la temperatura mínima durante la rutina de depresionamiento. Para este caso fue necesario programar 5 orificios para aminorar la temperatura mínima mientras se buscaba de la misma forma evitar una rampa de despresurización prolongada.

Orifice

Orifice Type

Diameter [in]	Scheduled
Discharge Coefficient	0.9000

Opening Sequence

Opening Time [seconds]	Opening Diameter [in]	
0.0000	1.000	✘
1500	1.100	✘
3000	1.200	✘
6000	1.300	✘
7000	1.400	✘

Fig. 6.11 Programación de la secuencia de apertura para 5 orificios en paralelo.

Fuente: Aspen HYSYS V10.

Bajo esta configuración es posible reducir la temperatura mínima hasta $-28.03\text{ }^{\circ}\text{C}$, valor que se encuentra por arriba de la MDMT como se aprecia en la figura 6.12.

La propuesta de usar esta configuración multiorificio busca la necesidad de implementar un sexto orificio debido a que los orificios usados para el caso frío no son adecuados para relevar el sistema en caso de incendio, por lo que sería



necesario usar un lazo de control que intervenga de acuerdo con la contingencia presentada.

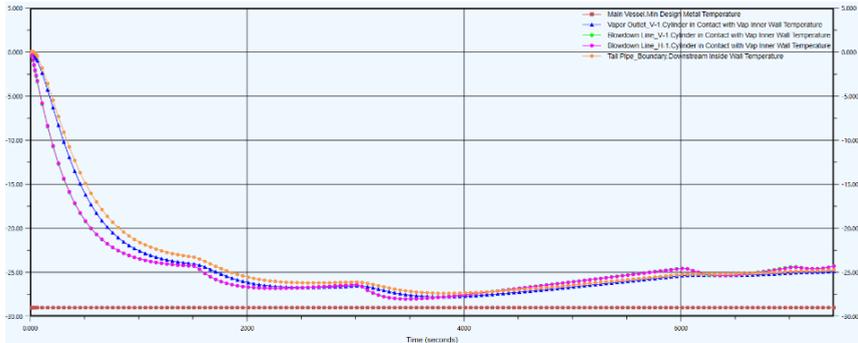


Fig. 6.12 Perfil de temperaturas para segmentos de tuberías a la salida del recipiente para 5 orificios; principal de vapor (azul), blowdown vertical (verde), blowdown horizontal (rosa), descarga (naranja) y MDMT del material (rojo).

Fuente: Aspen HYSYS V10.

En definitiva, el uso de una válvula de control sería una opción viable si lo que se desea es el uso de un único elemento de relevo; una válvula capaz de ofrecer un diámetro para cada escenario modificando el porcentaje de apertura.

6.4 Conclusiones

En plantas de proceso donde hay presencia de temperaturas y presiones elevadas el riesgo inminente inherente a tales condiciones estará latente. La importancia de los PRS y DS como capas de protección son evidentes ante una eventualidad que involucre un aumento incontrolable de la presión y que ponga en riesgo la integridad de las personas, instalaciones y medio ambiente.

El diseño correcto del PRS y DS en plantas químicas, petroquímicas o refinación es respaldado con las nuevas



tecnologías, como la simulación de procesos químicos. Hoy en día los simuladores de procesos son una herramienta de gran valor analítico para los ingenieros dentro de las firmas de ingeniería. En particular, la simulación a régimen dinámico que nos ofrece un panorama más amplio del comportamiento de las variables.

El caso de estudio sobre la unidad de hidrotratamiento de naftas es una muestra de lo ventajoso de estos simuladores. La herramienta BLOWDOWN para el análisis de despresurización que posee Aspen HYSYS, nos ayudó a determinar el diámetro óptimo de acuerdo con las recomendaciones establecidas en el API 521 en caso de incendio.

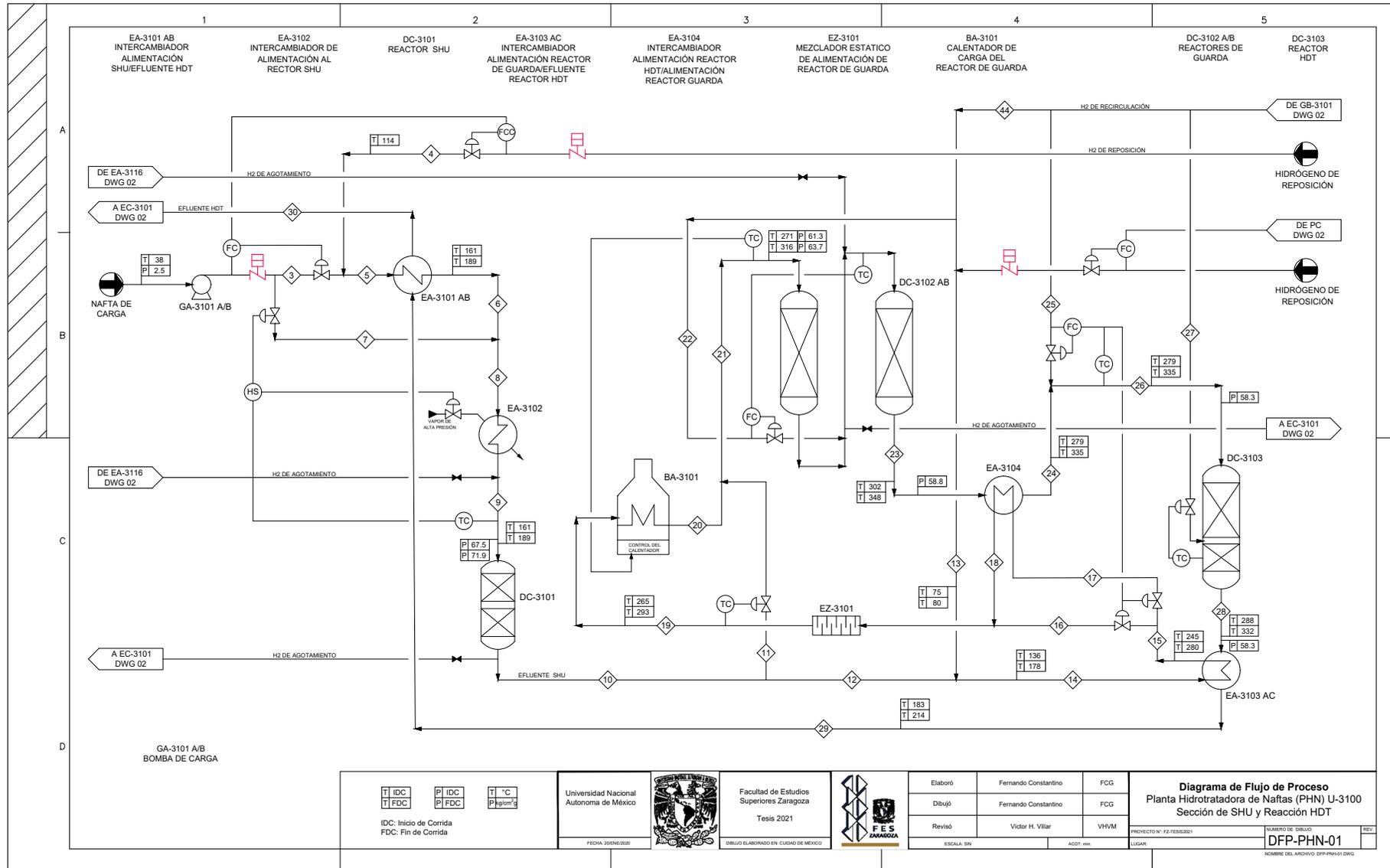
Si bien el tamaño de 1.848 in obtenido por el simulador nos proporcionó una rampa de despresurización adecuada de 15 minutos para un escenario de incendio, en contraparte nos manifestó un riesgo inherente de fragilización por bajas temperaturas en la línea de vapor de salida cuando este mismo diámetro es evaluado para una rutina de despresurización controlada.

Hay que subrayar que gracias a las utilidades que nos ofrece el simulador, fue posible plantear algunas soluciones para abatir el problema. Desde el punto de vista económico, la opción de prolongar el tiempo de despresurización en caso de incendio a 19.5 minutos, es la mejor alternativa ya que reduce el tamaño de orificio y se asegura que la temperatura mínima sea mayor, no obstante, quedará a criterio dar crédito al índice de esfuerzo para poder disminuir aún más la temperatura del metal. Indiscutiblemente la mejor opción es mantener el diámetro inicial de 1.848 in y eventualmente considerar las pruebas de impacto en el material para que sea capaz de soportar temperaturas por debajo de -47°C , aunque el coste por reemplazar el material también es justificable tratándose de una salvaguarda crítica para la planta.



Anexo

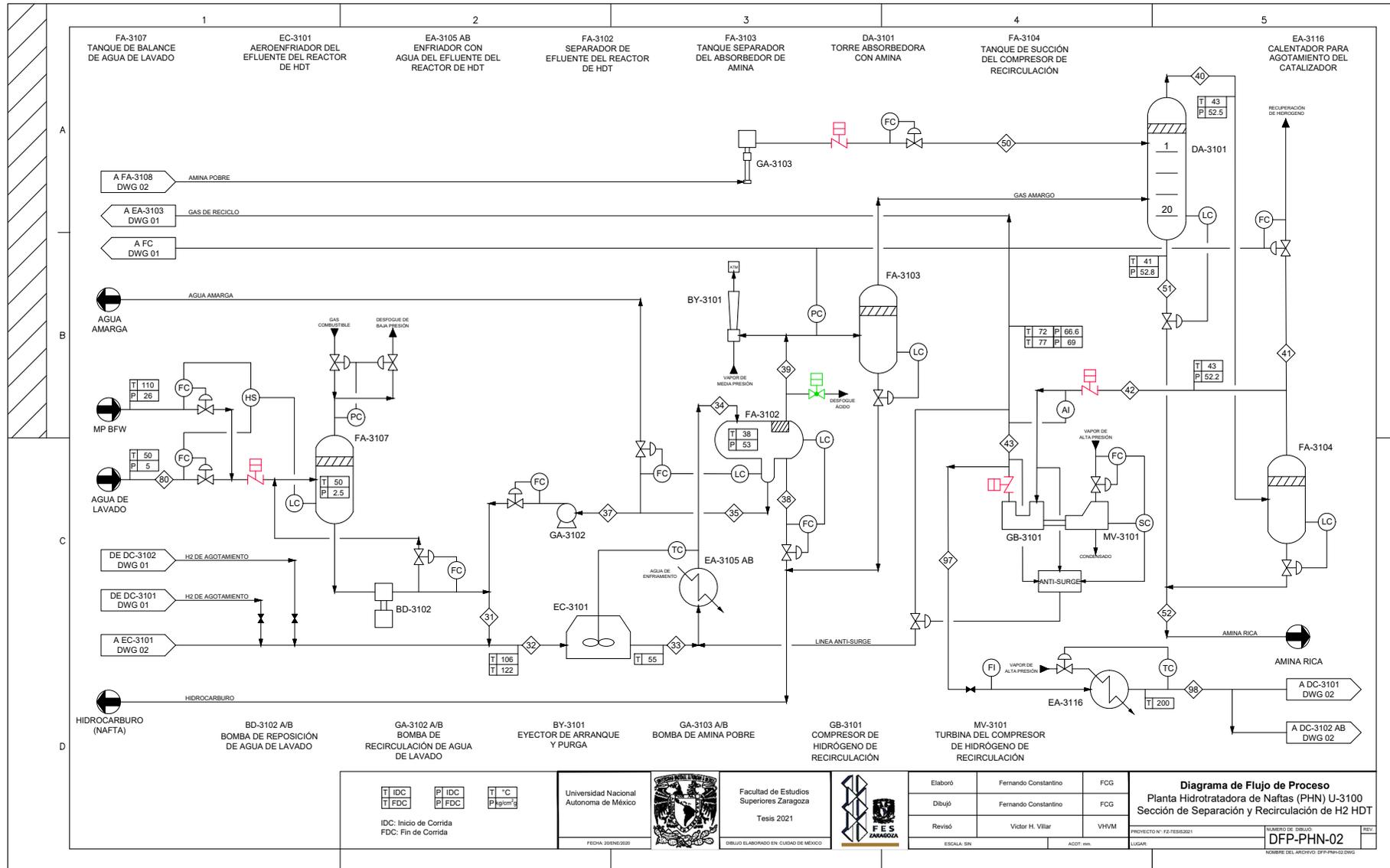
DFP 01



<table border="1"> <tr> <td>T IDC</td> <td>P IDC</td> <td>T °C</td> </tr> <tr> <td>T FDC</td> <td>P FDC</td> <td>P kg/cm²</td> </tr> </table> <p>IDC: Inicio de Corrida FDC: Fin de Corrida</p>	T IDC	P IDC	T °C	T FDC	P FDC	P kg/cm ²	<p>Universidad Nacional Autónoma de México</p>  <p>Facultad de Estudios Superiores Zaragoza Tesis 2021</p> <p>FEES ZARAGOZA</p>	<table border="1"> <tr> <td>Elaboró</td> <td>Fernando Constantino</td> <td>FCG</td> </tr> <tr> <td>Dibujó</td> <td>Fernando Constantino</td> <td>FCG</td> </tr> <tr> <td>Revisó</td> <td>Victor H. Villar</td> <td>VHYM</td> </tr> </table>	Elaboró	Fernando Constantino	FCG	Dibujó	Fernando Constantino	FCG	Revisó	Victor H. Villar	VHYM	<p>Diagrama de Flujo de Proceso Planta Hidrotratadora de Naftas (PHN) U-3100 Sección de SHU y Reacción HDT</p> <p>PROYECTO N°: FZ-TESIS021</p> <p>NUMERO DE DISEÑO: DFP-PHN-01</p> <p>LUGAR: _____</p> <p>FECHA: 20/06/2020</p> <p>DIBUJO ELABORADO EN CIUDAD DE MEXICO</p> <p>ESCALA: SIN</p> <p>ACOT: mm</p> <p>NOMBRE DEL ARCHIVO: DFP-PHN-01.DWG</p>
T IDC	P IDC	T °C																
T FDC	P FDC	P kg/cm ²																
Elaboró	Fernando Constantino	FCG																
Dibujó	Fernando Constantino	FCG																
Revisó	Victor H. Villar	VHYM																



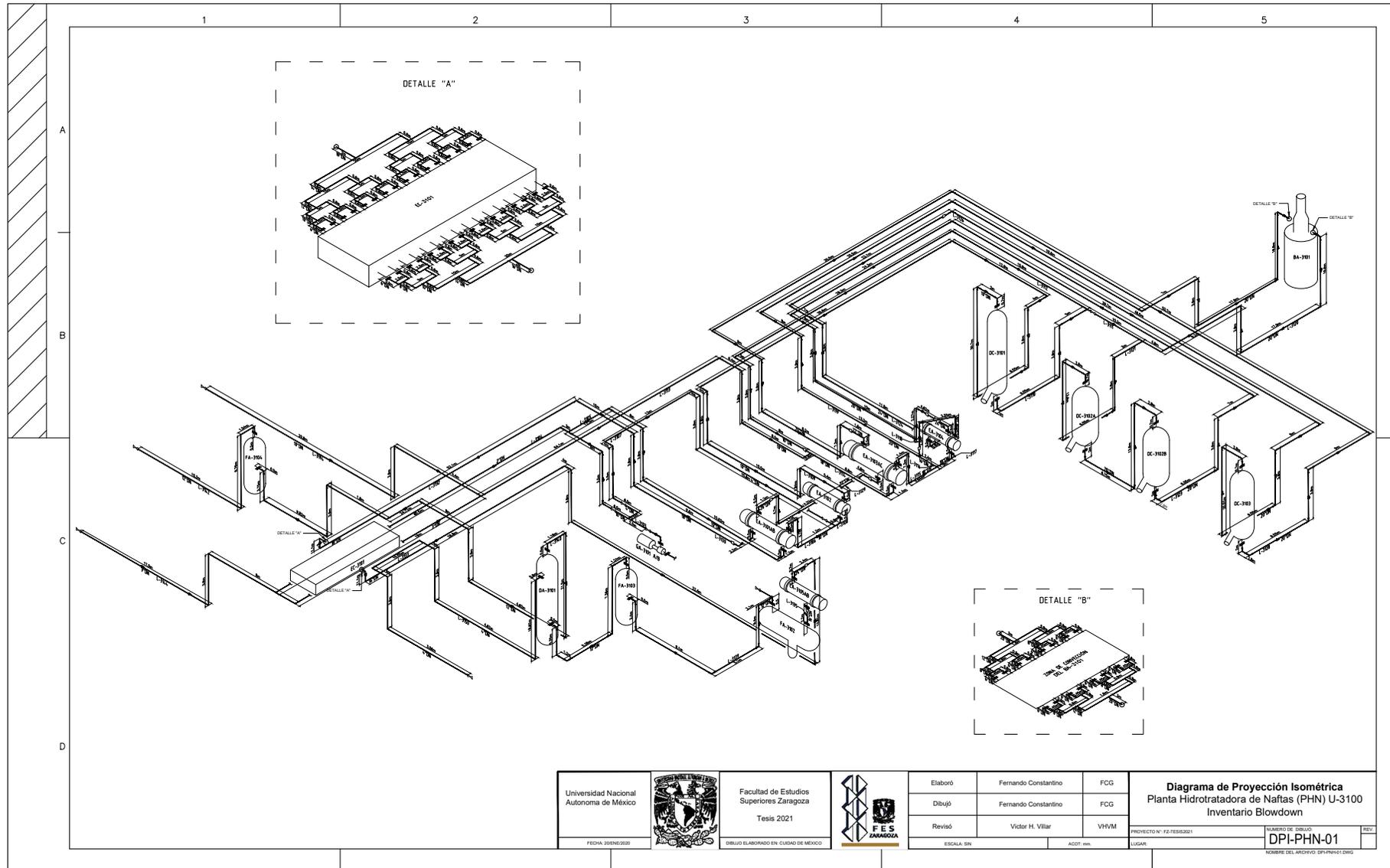
DFP 02



<table border="0"> <tr> <td>T IDC</td> <td>P IDC</td> <td>T °C</td> </tr> <tr> <td>T FDC</td> <td>P FDC</td> <td>P kg/cm²</td> </tr> </table> <p>IDC: Inicio de Corrida FDC: Fin de Corrida</p>	T IDC	P IDC	T °C	T FDC	P FDC	P kg/cm ²	<p>Universidad Nacional Autónoma de México</p> <p>Facultad de Estudios Superiores Zaragoza Tesis 2021</p> <p>FE S ZARAGOZA</p>	<table border="0"> <tr> <td>Elaboró</td> <td>Fernando Constantino</td> <td>FCG</td> </tr> <tr> <td>Dibujó</td> <td>Fernando Constantino</td> <td>FCG</td> </tr> <tr> <td>Revisó</td> <td>Victor H. Villar</td> <td>VHYM</td> </tr> </table> <p>ESCALA: SIN ACOT: mm</p>	Elaboró	Fernando Constantino	FCG	Dibujó	Fernando Constantino	FCG	Revisó	Victor H. Villar	VHYM	<p>Diagrama de Flujo de Proceso Planta Hidrotrotadora de Naftas (PHN) U-3100 Sección de Separación y Recirculación de H₂ HDT</p> <p>PROYECTO N°: FZ-TESIS021</p> <p>NÚMERO DE DISEÑO: DFP-PHN-02</p> <p>NOMBRE DEL ARCHIVO: DFP-PHN-02.DWG</p>
T IDC	P IDC	T °C																
T FDC	P FDC	P kg/cm ²																
Elaboró	Fernando Constantino	FCG																
Dibujó	Fernando Constantino	FCG																
Revisó	Victor H. Villar	VHYM																



Plano Isométrico



Universidad Nacional Autónoma de México  Facultad de Estudios Superiores Zaragoza Tesis 2021		Elaboró	Fernando Constantino	FCG	Diagrama de Proyección Isométrica Planta Hidrotatadora de Naftas (PHN) U-3100 Inventario Blowdown	NÚMERO DE DIBUJO: DPI-PHN-01	REVISOR: _____
		Dibujó	Fernando Constantino	FCG			
FECHA: 20/06/2020	DIBUJO ELABORADO EN CIUDAD DE MÉXICO	Revisó	Victor H. Villar	VHVM	LUGAR:	NOMBRE DEL ARCHIVO: DPI-PHN-01.DWG	
		ESCALA: SIN	ACOT: mm				



BIBLIOGRAFÍA

1. Alexandre, C. Dimian. *Integrated Design and Simulation of Chemical Process*. Elsevier. Amsterdam, Países Bajos. 2003.
2. Amarine Engineering. *What is Blow Down Valve and Sizing BDV?*. [Consultado 04/07/2021], Disponible en: <https://amarineblog.com/>.
3. API, API 520. “*Sizing, Selection, and Installation of Pressure-relieving Devices*”. USA. 2014.
4. API, API 521. “*Guide for Pressure-relieving and Depressuring Systems*”. USA. 2014.
5. ASME, B31.3. “*Código ASME para Tuberías a Presión, B31: Tuberías de Proceso*” (ASME). USA. 2010.
6. AspenTech. *Top 10 Questions About BLOWDOWN Technology in Aspen HYSYS*. Boston, USA. 2017.
7. Babu, B.V. *Process Plant Simulation*. Oxford University Press. USA, 2004.
8. Bhattacharya, D. *Dynamic Simulation: a Tool for Engineering Problems*. PTQ (Digital Refining). USA. 2012.
9. Bollaín, S. Manuel. *Ingeniería de Instrumentación de Plantas de Proceso (ISA)*. Editorial Díaz de Santos, España. 2018.



10. CCPS. *Layer of Protection Analysis: Simplified Process Risk Assessment*. New York, USA. AIChE. 2001.
11. David S.J. Jones, Peter R. Pujadó. *Handbook of Petroleum Processing*. Springer. Dordrecht, Holanda. 2006.
12. Douglas, J.M. *Conceptual Design of Chemical Process*. McGraw Hill Book Company. Nueva York, USA. 1988.
13. Ferrando A., Jordi. *Bhopal, una Noche que Dura ya 30 Años*. 2014. [Consultado 01/07/2019], Disponible en: <https://elpais.com>.
14. Gozálviz, José M. *Análisis y Simulación de Procesos con Mathcad*. Universidad Politécnica de Valencia. Valencia, España. 2015.
15. Gruhn Paul, Cheddie Harry. *Safety Instrumented Systems: Design, Analysis, and Justification (ISA)*. USA. 2006.
16. Jürgen, G. *Chemical Thermodynamics for Process Simulation*. Wiley-VCH. Weinheim, Alemania. 2012.
17. Kaszniak, M. *Trailer Siting Issues: BP Texas City*. Elsevier. USA. 2008.
18. Machiavelo, S. Victor. *Análisis de Capas de Protección (LOPA)*. Risk Software, México. 2011.
19. Martínez, S. Víctor H. *Simulación de Procesos en Ingeniería Química*. Plaza y Valdés Editores. México, 2000.



20. Moya, S. *¿Mejora la Seguridad de tu Planta la Implementación de un Sistema de Administración de Alarmas?*. 2017. [Consultado 28/03/2020], Disponible en: <https://www.isamex.org>.
21. PEMEX. ET-031-PEMEX-2019. “*Sistemas de desfuegos y quemadores en instalaciones de PEMEX*” (PEMEX). México. 2019.
22. PEMEX. *Instructivo para la Inspección, Mantenimiento y Prueba de Válvulas de Relevo de Presión en Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios*. 2018.
23. REPSOL. *Antorchas, Garantías de Seguridad*. 2019. [Consultado 22/03/2020], Disponible en: <https://puertollano.repsol.es>
24. Warren D. Seider. *Product & Process Design Principles: Synthesis, Analysis, and Evaluation*. 2° Edición. Wiley. 2004.
25. Willey J. Ronald. *Layer of Protection Analysis*. Departamento de Ingeniería Química de la Universidad del Nordeste. Boston, Massachusetts. Elsevier. 2014.