



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA**



**“TÉCNICAS DE REDUCCIÓN DE FLUJOS A RELEVAR  
EN SISTEMAS DE RELEVO DE PRESIÓN (SRP) EN  
PLANTAS DE PROCESOS DE REFINACIÓN”**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:**

**I N G E N I E R O Q U Í M I C O**

**P R E S E N T A N:**

**A D A N A L A R C O N M A R T I N E Z**

**R I T A M E R C E D E S L O P E Z C O R N E J O**

**DIRECTOR DE TESIS: M. EN C. VICTOR H. VILLAR MARIN**



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES "ZARAGOZA"

DIRECCIÓN

JEFE DE LA UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN  
ESCOLAR

PRESENTE.

Comunico a usted que al alumno(a) Alarcón Martínez Adán con número de cuenta 405075278 de la carrera Ingeniería Química, se le ha fijado el día 18 del mes de octubre de 2013 a las 18:00 horas para presentar su examen profesional, que tendrá lugar en la sala de exámenes profesionales del Campus II de esta Facultad, con el siguiente jurado:

PRESIDENTE	I.Q. SALVADOR JACINTO GALLEGOS RAMALES
VOCAL	M. en C. VÍCTOR HUGO VILLAR MARÍN*
SECRETARIO	M. en M. GENARO ALTAMIRANO GARCÍA
SUPLENTE	I.Q. DOMINGA ORTIZ BAUTISTA
SUPLENTE	M. en I. MARÍA ESTELA DE LA TORRE GÓMEZ TAGLE

*[Firma]*  
*[Firma]*  
*[Firma]*  
*[Firma]*  
*[Firma]*

El título de la tesis que se presenta es: **Técnicas de reducción de flujos a relevar en sistemas de relevo de presión (SRP) en plantas de procesos de refinación.**

Opción de Titulación: Tesis profesional

ATENTAMENTE  
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"  
México, D. F. a 1 de octubre de 2013.

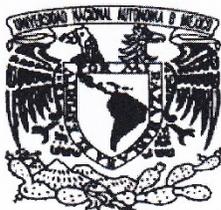
DR. VÍCTOR MANUEL MENDOZA NUÑEZ  
DIRECTOR



RECIBÍ:  
OFICINA DE EXÁMENES PROFESIONALES  
Y DE GRADO

Vo.Bo.

*[Firma]*  
DR. ROBERTO MENDOZA SERNA  
JEFE DE LA CARRERA DE I.Q.



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES "ZARAGOZA"

DIRECCIÓN

JEFE DE LA UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN  
ESCOLAR

PRESENTE.

Comunico a usted que al alumno(a) López Cornejo Rita Mercedes con número de cuenta 406088433 de la carrera Ingeniería Química, se le ha fijado el día 18 del mes de octubre de 2013 a las 16:00 horas para presentar su examen profesional, que tendrá lugar en la sala de exámenes profesionales del Campus II de esta Facultad, con el siguiente jurado:

PRESIDENTE	I.Q. SALVADOR JACINTO GALLEGOS RAMALES
VOCAL	M. en C. VÍCTOR HUGO VILLAR MARÍN*
SECRETARIO	M. en M. GENARO ALTAMIRANO GARCÍA
SUPLENTE	I.Q. DOMINGA ORTIZ BAUTISTA
SUPLENTE	M. en I. MARÍA ESTELA DE LA TORRE GÓMEZ TAGLE

*Paula*  
*Genaro*  
*Dominga Ortiz Bautista*  
*María Estela de la Torre*

El título de la tesis que se presenta es: **Técnicas de reducción de flujos a relevar en sistemas de relevo de presión (SRP) en plantas de procesos de refinación.**

Opción de Titulación: Tesis profesional

ATENTAMENTE  
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"  
México, D. F., a 1 de octubre de 2013.

DR. VÍCTOR MANUEL MENDOZA NUÑEZ  
DIRECTOR

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
ZARAGOZA  
DIRECCIÓN

RECIBÍ:

OFICINA DE EXÁMENES PROFESIONALES  
Y DE GRADO

Vo.Bo.

DR. ROBERTO MENDOZA SERNA  
JEFE DE LA CARRERA DE I.Q.



## AGRADECIMIENTOS

Al finalizar un trabajo tan arduo y lleno de dificultades como el desarrollo de una tesis de licenciatura es inevitable que te asalte un muy humano egocentrismo que te lleva a concentrar la mayor parte del mérito en el aporte que has hecho. Sin embargo, el análisis objetivo te muestra inmediatamente que la magnitud de ese aporte hubiese sido imposible sin la participación de personas e instituciones que han facilitado las cosas para que este trabajo llegue a un feliz término. Por ello, es para nosotros un verdadero placer utilizar este espacio para ser justos y consecuentes con ellas, expresándoles nuestro agradecimiento.

Debemos agradecer de manera especial y sincera al M. en C. Víctor Hugo Villar Marín por aceptarnos para realizar esta tesis bajo su dirección. Su apoyo y confianza en nuestro trabajo y su capacidad para guiarnos ha sido un aporte invaluable, no solamente en el desarrollo de esta tesis, sino también en nuestra formación como profesionales. Las ideas propias, siempre enmarcadas en su orientación y rigurosidad, han sido la clave del buen trabajo que hemos realizado juntos, el cual no se puede concebir sin su siempre oportuna participación. Le agradecemos también el habernos facilitado siempre los medios suficientes para llevar a cabo todas las actividades propuestas durante el desarrollo de esta tesis. Queremos expresar también nuestro más sincero agradecimiento al Ing. José Luis Gómez Rodríguez por su importante aporte y participación activa en el desarrollo de esta tesis. Debemos destacar, por encima de todo, su disponibilidad y paciencia que hizo que nuestras pláticas y consejos redundaran benéficamente tanto a nivel profesional como personal. No cabe duda que su participación ha enriquecido el trabajo realizado y además, ha significado el surgimiento de una sólida amistad.

ADAN ALARCON MARTINEZ:

En primer lugar doy infinitamente gracias a Dios, por haberme dado fuerza y valor para culminar esta etapa de mi vida.

Agradezco también la confianza y el apoyo brindado por parte de mi madre Ma. Isabel Martínez Reyes, que sin duda alguna en el trayecto de mi vida me ha demostrado su amor, siempre serás una pieza importante corrigiendo mis faltas y celebrando mis triunfos.

A mi padre Higinio Guillermo Alarcón Gutiérrez, que siempre lo he sentido presente en mi vida. Gracias por guiarme con tus consejos y por brindarme esos días tan bonitos de pláticas en las que muchas veces confiaste en mis ideas y pensamientos. Sé que estas orgulloso de la persona en la cual me he convertido.

A mi hermano Hugo Alarcón Martínez, que decir de ti, tantas cosas que hemos pasado buenas o malas, pero sobre todo tú, fuiste principalmente el motor para que me aferrara a ser profesionista y culminar con éxito esta etapa. Demostrar que las cosas pueden ser posibles si se quieren y que sin duda alguna siempre contare contigo y que espero te sientas orgulloso de mi.

A mis dos amores Itzel Citlaly Alarcón Sánchez y Kevin Eduardo Alarcón Sánchez que los vi nacer, crecer y que espero sea un ejemplo para su desarrollo, los adoro y amo.

A mi amigo y hermano Gabriel Zedillo Mendoza que aunque me duele mencionarlo de esta manera, fue el iniciador de este sutil sueño al confiar plenamente en mis capacidades para mi formación profesional que culminó con este trabajo y que me llena de lágrimas pues no está conmigo para recibir tantas gratitudes. Gracias y que Dios te bendiga donde estés Diamante Negro.



A mi hermano Daniel Mondragón Flores; muchas gracias por siempre motivarme y ser pionero en mi formación, nunca olvidare tu amistad, apoyo, consejos y aunque sé que crecimos juntos y tomamos caminos diferentes, espero que tú también te sientas orgulloso de mi.

A mis compadres del alma Alberto Gaytán Paniagua (Changuito), David Gómez Medina (Chabelo) y Ricardo Posadas Medina (Jaime) que caray como decirlo, no existe palabra hermosa que describa la suerte que tuve y tengo al poseer su amistad, pues crecimos en este ambiente y espero que por mucho tiempo sigamos juntos de la misma manera que lo hemos hecho hasta el día de hoy; gracias amigos.

A las grandes instituciones UNAM e IMP que me acompañaron al principio y al final de mi educación.

A todos mis queridos y apreciados profesores que fueron la piedra angular; que me hicieron amar y disfrutar mi profesión, a todos ellos les doy mis más sinceras gracias.

Por último no quiero dejar de mencionar a tantas personas importantes que hicieron posible este sueño tales como amigos, maestros, compañeros, familiares y que aunque el espacio es muy corto agradezco infinitamente su apoyo durante mi carrera.

*"PERSIGUE SIEMPRE TUS SUEÑOS POR QUE ALGUN DIA QUIZAS, ESOS  
SUEÑOS PODRIAN DARTE GRANDES SATISFACCIONES"*

*Adán Alarcón Martínez*

RITA MERCEDES LOPEZ CORNEJO:

A mis padres Ma. Trinidad Cornejo Rivera y J. Buenaventura López Hernández porque gracias a su infinito amor, cariño, apoyo, consejos y confianza fueron guiando mi camino, a quienes que con tanto esmero y paciencia fueron moldeando pacientemente lo que soy, a quienes no podre jamás retribuirles todo, todo, todo, todo lo que han hecho. Porque en los momentos difíciles nunca me han dejado sola y al contrario me impulsan a enfrentar los retos de la vida.....a quienes no me alcanzan las palabras para agradecer a la vida por darme el don de ser su hija.

A mis hermanos y más grandes amigos Lorenzo, Adrián, Berenice y Alin, porque siempre están ahí cuando más los he necesitado, a quienes les agradezco su amor, apoyo, complicidad y confianza porque este también es su logro ya que siempre me motivan a seguir adelante, ya que cada uno (a su muy peculiar estilo) cada día me enseñan algo nuevo y agradezco me dejen compartirlo siempre.....saben que los adoro...

A Adán....porque logramos ser una buena mancuerna, no solo para este trabajo sino en muchos otros aspectos, un gran apoyo incondicional, una persona en la que se puede confiar... en fin agradecerte por estar en esta etapa de mi vida y ser una persona tan especial para mí.

Sobre todo doy gracias a Dios por darme licencia de cerrar este ciclo de mi vida y poner en mi camino a todas las personas que sin su apoyo esto no hubiera sido posible, por darme a la mejor familia del mundo y guiar siempre nuestro camino.

*"Ama y haz lo que quieras. Si callas, callarás con amor; si gritas, gritarás con amor; si corriges, corregirás con amor; si perdonas, perdonarás con amor. Si tienes el amor arraigado en tí, ninguna otra cosa sino amor serán tus frutos."*

Agustín de Hipona

<b>INDICE Y CONTENIDO</b>	Pág.
<b>LISTA DE FIGURAS</b>	11
<b>LISTA DE TABLAS</b>	13
<b>LISTA DE VARIABLES</b>	14
<b>ABREVIATURAS</b>	16
<b>CAPITULO 1: GENERALIDADES</b>	20
1.1 Concepto de un Sistema de Relevo de Presión (SRP)	20
1.1.2 Necesidad de un sistema de relevo de presión (SRP)	26
1.1.3 Dispositivos del SRP	28
1.1.4 Secuencia de cálculo de un SRP	31
1.1.5 Causas de sobrepresión en SRP	32
1.1.6 Determinación de flujos a relevar	36
1.2 Sistemas de Seguridad de Plantas de Proceso	39
1.2.1 Introducción	39
1.2.2 Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS)	40
1.2.3 Confiabilidad de un sistema	45
1.2.4 Nivel Instrumentado de Seguridad (SIL)	46
1.2.5 Sistema de Protección de Alta Integridad (HIPS)	48
1.2.5.1 Definición de Sistemas de Protección de Alta Integridad (HIPS)	49



	Pág.
<b>CAPITULO 2: METODOLOGIAS Y TÉCNICAS DE ANÁLISIS PARA EL CÁLCULO DE FLUJOS A RELEVAR</b>	<b>59</b>
2.1 Causas que generan sobrepresión	62
2.2 Fallas operacionales	64
2.2.1 Descarga bloqueada	64
2.2.2 Apertura inadvertida de válvula.	66
2.2.3 Falla de servicios	67
2.2.3.1 Falla de agua de enfriamiento	68
2.2.3.2 Falla de corriente eléctrica.	69
2.2.3.3 Aire de instrumentos	69
2.2.4 Falla de reflujo	70
2.2.5 Ruptura de tubo en intercambiador de calor	70
2.2.6 Expansión térmica	71
2.2.7 Falla de válvula de control	72
2.2.8 Simultaneidad de fallas	72
2.3 Fuego en planta	74
2.3.1 Vaporización de los líquidos	75
2.4 Método de evaluación de flujos a relevar “Inbalance”	82



	Pág.
<b>CAPITULO 3: FLUJOS A RELEVAR “CASOS DE ESTUDIO”</b>	<b>89</b>
3.1 Caso Típico de una planta de Tratamiento de Aguas Amargas	89
3.1.1 Descripción del proceso típico de una planta de Tratamiento de Aguas Amargas	89
3.1.2 Método de evaluación de flujos a relevar “Inbalance” (Frontera del sistema)	91
3.2 Caso típico de una Torre de Destilación Atmosférica	94
3.2.1 Descripción del proceso típico de una Torre de Destilación Atmosférica	94
3.2.2 Método de evaluación de flujos a relevar “Inbalance” (Frontera del sistema)	101
3.3 Caso típico de una planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel	105
3.3.1 Descripción del proceso típico de una planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel	105
3.3.2 Método de evaluación de flujos a relevar “Inbalance” (Frontera del sistema)	106
 <b>CAPITULO 4: ANÁLISIS DE RESULTADOS</b>	 <b>110</b>
4.1 Análisis de los flujos a relevar de una planta típica de Aguas Amargas utilizando HIPS	111
4.2 Análisis de los flujos a relevar de una Torre típica de Destilación Atmosférica, utilizando HIPS	114
4.3 Análisis de los flujos a relevar de una planta típica Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel utilizando HIPS	118
 <b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b>	 <b>122</b>
 <b>BIBLIOGRAFÍA</b>	 <b>124</b>

<b>LISTA DE FIGURAS</b>		<b>Pág.</b>
Figura 1.1	Capas de protección en las instalaciones de proceso	20
Figura 1.2	Esquema típico de un sistema de relevo de presión (SRP)	22
Figura 1.3	Sistema abierto de desfogue.	23
Figura 1.4	Quemador tipo “FOSA” y Quemador tipo “ELEVADO”	24
Figura 1.5	Relevo húmedo	25
Figura 1.6	Esquema típico de un SRP	25
Figura 1.7	Esquema típico de un Tanque de Sello	26
Figura 1.8	Componentes de un SRP	30
Figura 1.9	Secuencia de cálculo de un SRP	32
Figura 1.10	Modelo del ciclo de vida de un SIS	42
Figura 1.11	Diagrama típico de un HIPS	50
Figura 2.1 a	Descarga bloqueada	64
Figura 2.1 b	Descarga bloqueada	65
Figura 2.2	Apertura inadvertida de válvula	66
Figura 2.3	Falla de agua de enfriamiento	68
Figura 2.4	Falla de corriente eléctrica	69
Figura 2.5	Falla de aire de instrumentos	69
Figura 2.6	Falla de reflujos	70
Figura 2.7	Ruptura de tubos	71
Figura 2.8	Expansión térmica	71

		Pág.
Figura 2.9	Falla de válvula de control	73
Figura 2.10	Diagrama lógico para la determinación del nivel efectivo de líquido	74
Figura 2.11	Fuego en planta	75
Figura 2.12	Diagrama de selección de tanque por falla Fuego	75
Figura 2.13	Alturas de las superficies de contacto con el medio	80
Figura 2.14	Factor de operación $F$ en función de la temperatura del gas	82
Figura 2.15	Frontera del sistema	83
Figura 2.16	Caso de estudio “Método del inbalance”	85
Figura 3.1	Delimitación de la Frontera del Sistema planta de Tratamiento de Aguas Amargas	91
Figura 3.1.1	Corte propuesto dentro de una planta de Tratamiento de Aguas Amargas	93
Figura 3.2	Delimitación de la Frontera del Sistema de una Torre de Destilación Atmosférica	101
Figura 3.2.1	Corte propuesto dentro de una planta una Torre de Destilación Atmosférica	104
Figura 3.4	Delimitación de la Frontera del Sistema de una planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel	106
Figura 3.3.1	Corte propuesto dentro de una planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel	108
Figura 4.1	Empleo de HIPS para una planta de Tratamiento de Aguas Amargas	111
Figura 4.2	Empleo de HIPS para una Torre de Destilación Atmosférica	114
Figura 4.3	Empleo de HIPS para una una planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel	118

<b>LISTA DE TABLAS</b>	<b>Pág.</b>
Tabla 1.1 Frecuencias objetivo	44
Tabla 1.2 Asignación del SIL sobre la base de la probabilidad objetivo de falla en demanda promedio (PFD)	46
Tabla 2.1 Guía para el relevo requerido bajo condiciones seleccionadas	60
Tabla 2.2 Posibles fallas de servicios y equipo afectado	63
Tabla 2.3 Falla de servicios auxiliares y posibles consecuencias	67
Tabla 2.4 Factores ambientales	78
Tabla 2.5 Evaluación del caso de relevo	83
Tabla 3.1 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método convencional”	92
Tabla 3.1.1 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método del Inbalance”	92
Tabla 3.2 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método convencional”	102
Tabla 3.2.1 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método del Inbalance”	103
Tabla 3.3 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método convencional”	107
Tabla 3.3.1 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método del Inbalance”	108
Tabla 4.1 Flujos de entradas y salidas de la Torre de destilación de una planta típica de Aguas Amargas	112
Tabla 4.2 Flujos de entradas y salidas de una Torre de destilación Atmosférica	115
Tabla 4.3 Flujos de entradas y salidas de una planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel	119
Tabla 4.4 Análisis de resultados por Falla de Energía Eléctrica aplicando “Método tradicional” vs “Método del Inbalance”	121

## LISTA DE VARIABLES

### Expansión térmica:

$Q$  = Flujo volumétrico (gal/min)

$B$  = Coeficiente cubico de expansión por grado Fahrenheit (°F)

$H$  = Transferencia de calor total (BTU/h).

$G$  = Gravedad específica.

$C$  = Calor específico (BTU/lb/°F)

### Fuego en planta:

Vaporización de los líquidos

$A_{wet}$  = superficie mojada (ft<sup>2</sup>)

$E$  = Nivel efectivo de líquido en pies (ft), hasta 25 pies (ft) de flama

$E_s$  = Nivel efectivo de líquido en recipientes esféricos en pies (ft)

$D$  = Diámetro del tanque en pies (ft)

$B$  = Nivel de líquido efectivo, ángulo en grados

$L$  = Longitud del tanque de extremo a extremo en pies (ft)

$K$  = Altura efectiva total de la superficie del líquido en pies (ft)

$K_1$  = Altura total de la superficie del líquido en pies (ft)

$H$  = Altura del tanque en pies (ft)

$F$  = Profundidad del líquido en el recipiente en pies (ft)

$E$  = Nivel de líquido efectivo en pies (ft)

$E_1$  = Nivel de líquido inicial en pies (ft)

$E_s$  = Nivel de líquido efectivo en esferas en pies (ft)

$Q$  = Absorción total de calor a la superficie humedecida (BTU/h)

$F$  = Factor ambiental

$W$  = Flujo másico en libras por hora (lb/h)

$H_{vap}$  = Calor latente por vaporización (BTU/lb)

Dimensionamiento de los tanques que solo contienen gases y vapores (tanques sin líquido).

$A$  = Área mínima requerida para la descarga en pulgadas cuadradas (in<sup>2</sup>)

$A'$  = Área del tanque expuesta al fuego en pies cuadrados (ft<sup>2</sup>)

$P_1$  = Presión de relevo en libra por pulgada cuadrada absoluta (lb/in<sup>2</sup>)

$T_w$  = Temperatura de la pared del recipiente, en grados Rankin (°R)

$T_1$  = Temperatura del gas a la presión de aguas arriba, grados Rankin (°R)

$T_n$  = Temperatura del gas a operación normal, grados Rankin (°R)

$P_n$  = Funcionamiento normal de presión de gas, en libra por pulgada cuadrada absoluta (lb/in<sup>2</sup>)

$C$  = Coeficiente del apéndice D del API 520.

$K$  = Coeficiente efectivo de descarga.

$A$  = Calculo de la válvula de seguridad, área del orificio en pulgada cuadrada (in<sup>2</sup>)

$A_s$  = Superficie total del área expuesta del tanque en pies cuadrados (ft<sup>2</sup>)

$P_1$  = Presión de ajuste – pérdida de presión a la entrada + sobrepresión permisible (21%) + 14.7 (lb/in<sup>2</sup>)

$F' = 0.042$  es un número conservador que se refiere al metal expuesto sin recubrimiento a la temperatura de relevo.

$$\text{Acumulación} = \frac{(\text{calor que entra}) - (\text{calor que sale})}{\text{Calor de vaporización por acumulación}}$$

Acumulación (kg/h)            (+) Energía que fluye hacia el sistema

$$\text{Flujo a relevar} = \frac{\text{Flujo total de calor}}{\text{Calor de vaporización por acumulación}}$$

Flujo a relevar (kg/h)            (-) Energía que fluye desde el sistema

## ABREVIATURAS:

API:	American Petroleum Institute
SRP:	Sistema de Relevo de Presión
DRP:	Dispositivo de relevo de presión
SIS:	Sistemas Instrumentados de Seguridad (por sus siglas en inglés: Safety Instrumented Systems).
HAZOP:	Hazard and operability study (por sus siglas en inglés: Estudios de Riesgos y Operabilidad)
FMEA:	Análisis de modo de falla y efecto (por sus siglas en inglés: Failure Mode and Effects Analysis)
SIL:	Nivel Instrumentado de Seguridad (por sus siglas en inglés: Safety Integrity Level).
ASME:	Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos (por sus siglas en inglés: American Society of Mechanical Engineers).
IEC:	International Electrotechnical Commission
LOPA:	Análisis de capas de protección ACP (por sus siglas en inglés "Layer of Protection Analysis).
HIPS:	Sistemas de Protección de Alta Integridad (por sus siglas en inglés: High Integrity Protection Systems).
HIPPS:	Sistemas de Protección de Presión de Alta Integridad (por sus siglas en inglés: High integrity Pressure Protection System).
MAWP:	Presión máxima de trabajo permisible (por sus siglas en inglés: Maximum Allowable Working Pressure).
ESD:	Sistema de Paro de Emergencia (por sus siglas en inglés: Emergency Shutdown System).
SSD:	Sistema de Apagado Seguro (por sus siglas en inglés: Safety Shutdown System).



SIS:	Sistema de Bloqueo de Seguridad (por sus siglas en inglés: Safety Interlock System).
ISA:	Sociedad Internacional de Automatización (por sus siglas en inglés: International Society of Automation)
PHA:	Análisis de los Riesgos del Proceso (por sus siglas en inglés: Process Hazard Analysis).
CCPS:	Centro de Proceso de Seguridad Química (por sus siglas en inglés: Center for Chemical Process Safety)
SRS:	Sistema de Relevos de Seguridad.
BME:	Balance de Materia y Energía
IDC:	Inicio de Corrida (en función del inicio del ciclo del catalizador)
FDC:	Fin de Corrida (en función del fin del ciclo del catalizador)
DTI:	Diagrama de Tubería e Instrumentación
GOP	Gasóleo pesado atmosférico
LB	Limite de batería
LP	Licuado de propano
LPG	Gas licuado de petróleo
NPT	Nivel de piso terminal

## INTRODUCCIÓN

En las plantas de proceso de refinación es indispensable desde la concepción de plantas nuevas y existentes contar con sistemas de relevo de presión (SRP) debido a los procesos y sistemas que se desarrollan dentro de éstas, además en él descansa la seguridad del personal y la protección de los equipos y productos; dicho sistema consta de tuberías, tanques de sello, tanques de desfogue, dispositivos de relevo de presión (DRP) y quemadores, basados en normas y códigos vigentes tanto locales como internacionales los cuales aportan criterios para su dimensionamiento e implementación.

En los diseños convencionales, se utilizan DRP como el principal medio de protección contra la sobrepresión; el diseño de cada uno de estos es resultado de un análisis cuidadoso y detallado de las fallas potenciales que se pueden presentar en cada sistema evaluado, enviando el flujo relevado hacia el quemador donde se dispone a la combustión de éstos, teniendo con ello un sistema robusto y sobre todo pérdidas de material con alto valor económico, lo cual resulta poco conveniente para dicha industria.

El objetivo principal de este trabajo de tesis es implementar técnicas y metodologías de análisis que permitan disminuir de manera confiable, segura y eficiente el flujo que alivie la sobrepresión en equipos, tuberías y componentes de circuitos de procesamiento en plantas de refinación y petroquímicas, producto de un inbalance o interrupción del flujo normal de materia y energía, que potencialmente sea causa del incremento súbito de presión en alguna parte del sistema.

Tales metodologías se fundamentan en herramientas o análisis termodinámicos, simulaciones a régimen permanente e implementación de dispositivos de corte y control de alta confiabilidad que están considerados dentro de la normatividad vigente.

De manera cuantitativa se evaluará el impacto de la disminución de flujos a relevar en las diferentes metodologías empleadas y su impacto en el dimensionamiento del sistema integral de relevo de presión.

El análisis de las causas y la magnitud de la sobrepresión generados durante la operación dependen de un estudio de materia y energía; únicos para cada sistema de proceso y su adecuado análisis y evaluación impacta directamente en el flujo a relevar; y consecuentemente en la infraestructura necesaria para la implementación del SRP.

El alcance del presente trabajo considera la evaluación de las causas de sobrepresión que razonablemente se puedan presentar en la industria de procesamiento del petróleo consecuencia de fallas operativas y fuego que están respaldadas en estándares nacionales e internacionales como el *American Petroleum Institute, API Recommended Practice 521 "Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems"*<sup>(12)</sup> y la *NRF-031-PEMEX-2011, "Sistemas de desfuegos y quemadores en instalaciones de PEMEX"*<sup>(15)</sup> entre las más representativas; dicho análisis no considera reacciones químicas, exotérmicas o descontroladas.

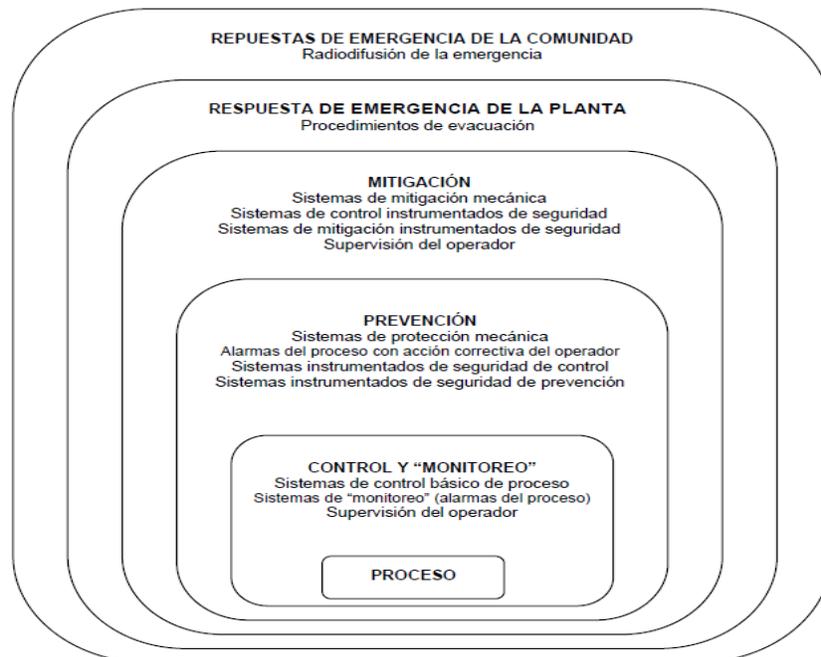


## CAPITULO 1: GENERALIDADES

### 1.1 Concepto de un Sistema de Relievo de Presión (SRP)

Con base en la definición del *American Petroleum Institute, API Recommended Practice 521 "Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems"* un Sistema de Relievo de Presión (SRP) es un arreglo de accesorios de relevo de presión, tubería y un medio de disposición proyectado para el relevo seguro, el transporte y la disposición de fluidos en fase líquida, vapor o gaseosa. Un SRP puede consistir únicamente de un Dispositivo de Relievo de Presión (DRP), con o sin una tubería de descarga, un recipiente o una línea. Un sistema más complejo puede involucrar una gran cantidad de DRP con diferentes arreglos en un cabezal común que conduzca a los equipos de disposición terminal. <sup>(12)</sup>

De acuerdo con lo anterior se debe considerar que la seguridad en una planta química, petroquímica o de refinación es esencial (Figura 1.1). La seguridad se debe considerar desde el diseño de la planta, hasta la construcción y operación de la misma, pero aun así pueden darse casos en que se generen riesgos por el proceso o por una falla inadvertida por la operación. Uno de los riesgos mayores que puede generarse por el proceso, es el aumento excesivo de presión y que potencialmente puede provocar la falla en la integridad mecánica de los equipos en que se presente. <sup>(12)</sup>



<sup>(25)</sup> Figura 1.1 Capas de protección en las instalaciones de proceso

El objetivo principal de SRP es la protección del equipo y consecuentemente la protección del personal; los equipos son diseñados para trabajar a una presión máxima, dada por sus características mecánicas.

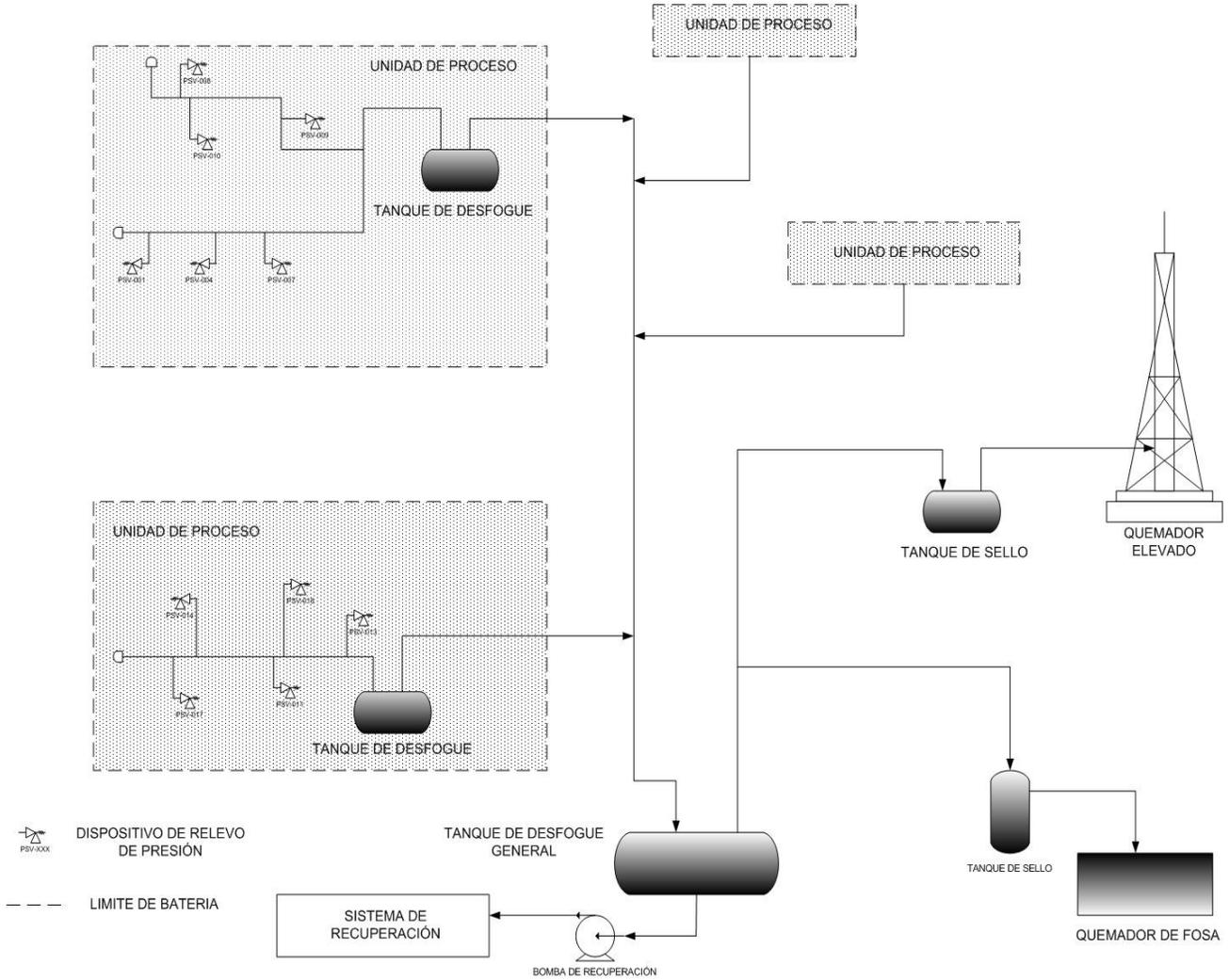
Cuando existe la posibilidad de que esta presión sea excedida por alguna falla, el exceso es evitado desalojando los fluidos a través de un SRP.

En el diseño de una planta no es posible diseñar el equipo de proceso para todas las condiciones posibles que puedan causar operaciones anormales; por lo cual la manera práctica de proteger la infraestructura, instalaciones cercanas a la unidad y personal operativo es por medio de un SRP el cual debe satisfacer las siguientes condiciones:

- Ser congruente con las normas locales e internacionales aplicables.
- Proteger al personal operador, contra los daños que pudiera causar la sobrepresión en el equipo.
- Disminuir las pérdidas de material durante y después de una falla operacional que haya causado exceso de presión en un equipo por un corto periodo.
- Disminuir pérdidas ocasionadas por la sobrepresión de los equipos.
- Prevenir el daño y la integridad mecánica del equipo.
- Prevenir el daño a las propiedades adjuntas.
- En caso de haberlas, reducir las primas de seguro.

Con base en los requisitos técnicos para el diseño, especificación de materiales, fabricación, inspección, pruebas, almacenamiento, transporte e instalación de sistemas de desfogue, se incluyen los dispositivos de relevo de presión, tuberías, tanques de desfogue, tanques de sello líquido, quemador, instrumentación y equipos auxiliares para instalaciones industriales, terrestres y marinas.

A continuación en la Figura 1.2 se muestra un SRP típico que integra a varias unidades de proceso y a sus componentes:

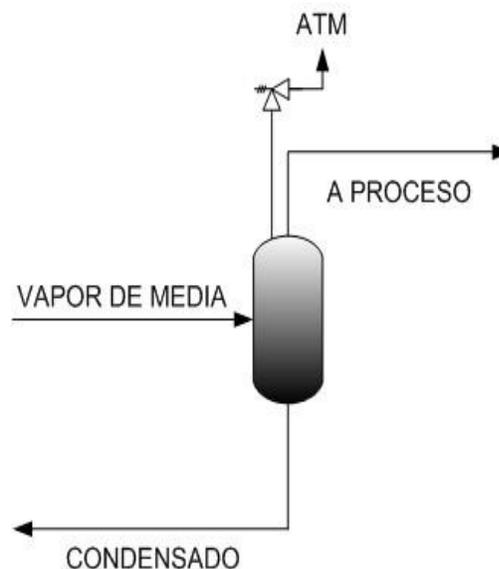


(\*) Figura 1.2 Esquema típico de un sistema de relevo de presión (SRP)

El desfogue típico que se utiliza en instalaciones petroleras, de proceso y de refinación es el que se indica a continuación y puede ser independiente o bien una combinación de ellos:

1. Sistema abierto: Se llama así al sistema en el que la masa relevada entra en contacto directo con la atmósfera al ocurrir el desfogue, para permitir que la sustancia relevada se envíe a la atmósfera directamente; se debe cumplir los siguientes requisitos:

- La sustancia relevada no debe reaccionar químicamente con el aire, ni debe formar mezclas explosivas o inflamables con él.
- Si los venteos a la atmósfera son en alguna forma peligrosos, o si la geometría de la planta los hace imposibles, entonces deberán ir al sistema que los transporte al quemador. Las sustancias que se relevan por medio del sistema abierto generalmente son: el agua, el aire comprimido, el vapor de agua y los gases inertes; los cuales deben satisfacer lo referente a ruido excesivo durante la descarga.



(\*) Figura 1.3 Sistema abierto de desfogue.

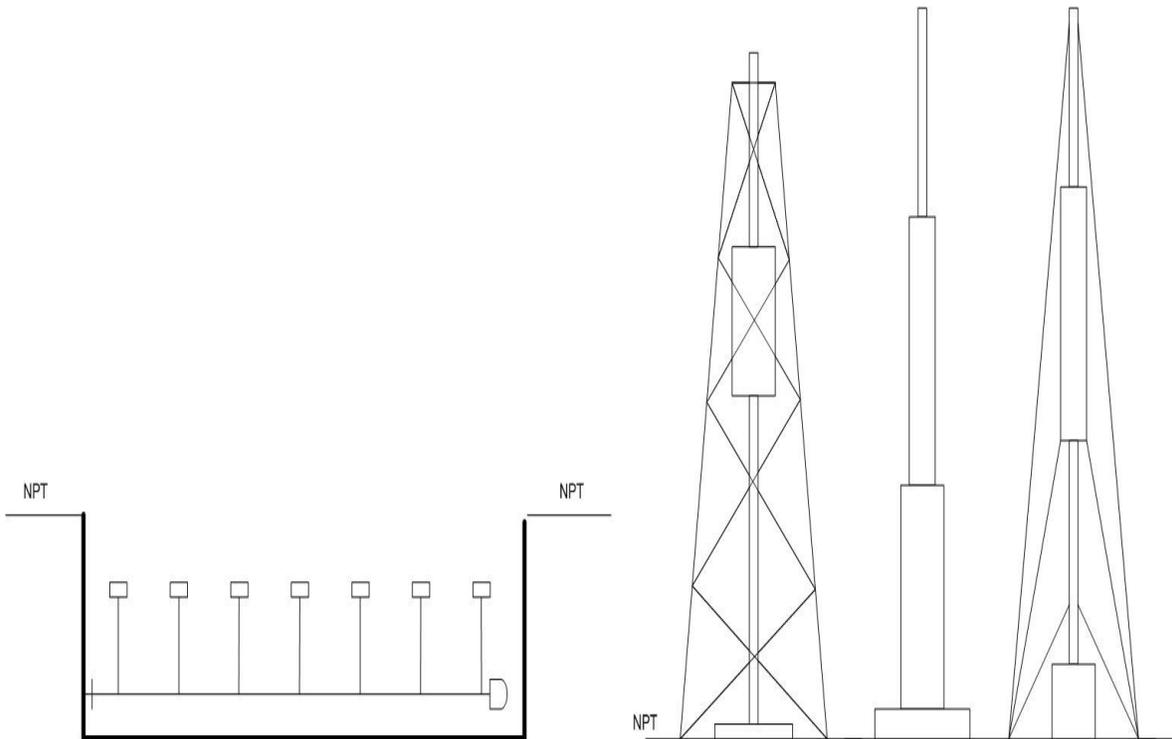
2. Sistema cerrado con combustión: El sistema cerrado consiste en un cabezal y ramales, a los cuales se integra la descarga de los distintos DRP y se transporta la masa relevada hacia el lugar adecuado.

El sistema cerrado a quemador tiene la ventaja de ser el más seguro, pero debido a la tubería y arreglo necesario, así como el costo del quemador, no pueda resultar en general más económico. Cuando se ha decidido que ciertas descargas deben ir a un sistema cerrado; se debe considerar todas las alternativas en que se va a disponer del fluido relevado así como su destino final.

El relevo de los distintos dispositivos se dirigirá hacia un cabezal recolector que conducirá la masa hacia el lugar en el cual sea predispuesto previamente; la mezcla de vapor y líquido que tienen condensables, por ejemplo, pueden conducirse hacia un burbujeo con agua, de modo que se condense la mayor fracción posible. <sup>(6)</sup>

Los incondensables deberán ser transportados hacia otra unidad para su tratamiento o hacia un quemador. En este último caso se debe proveer un tanque separador (llamado Tanque de Sello) antes del quemador para impedir que pase el líquido que pudiera haber sido arrastrado. En el caso de los incondensables que se dirigen al quemador es común presentar alternativas tales como:

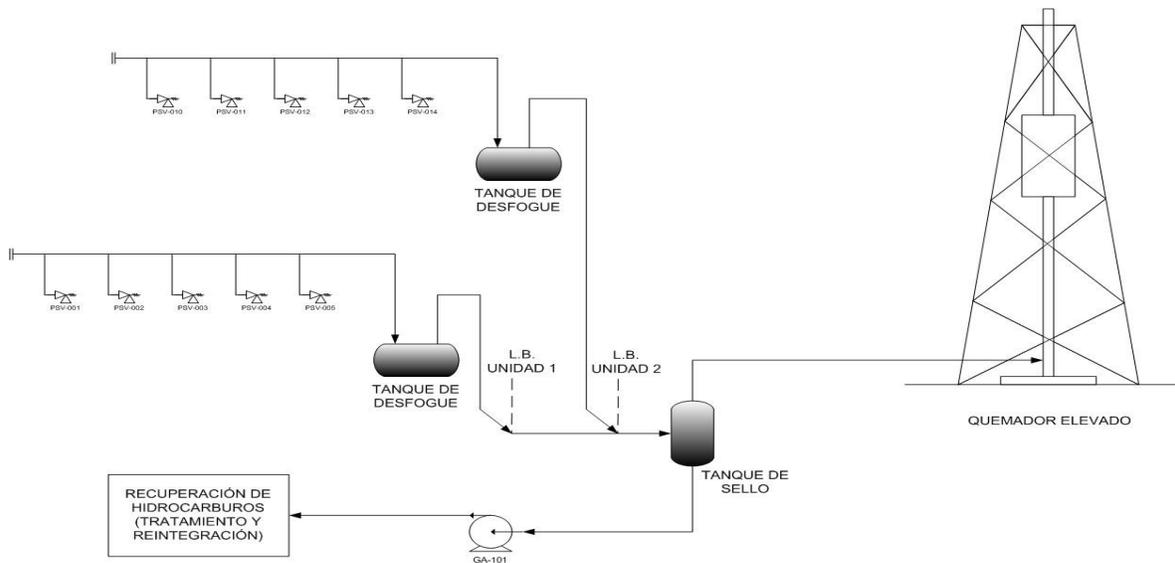
- Quemadores elevados
- Quemadores de tipo fosa (esta decisión depende del espacio disponible y de un análisis técnico-económico)



(\*) Figura 1.4 Quemador tipo "FOSA" y Quemador tipo "ELEVADO"

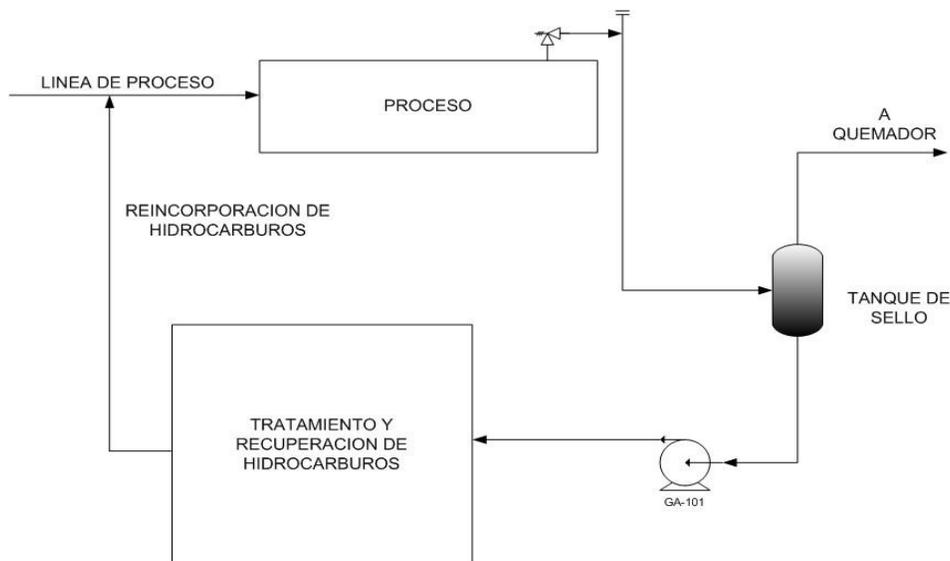
El relevo húmedo es aquel que debe recolectar el fluido relevado y proporcionarle el tratamiento para recuperar sustancias de alto valor económico o energético, separar, recolectar y retornar al proceso, y los desechos son quemados o puestos a disposición para su neutralización. En este caso, lo más común es enviarlo mediante una bomba, hacia un sistema de recuperación por separación, o se recircula a la alimentación de la misma o de otra planta para reprocesarlo. La decisión está sujeta a las características del fluido y las plantas involucradas (Figura 1.5).

## GENERALIDADES



(\*) Figura 1.5 Relevo húmedo

3. El sistema cerrado con recuperación: Debe recolectar el fluido relevado y proporcionar el tratamiento para recuperar sustancias o neutralizar y convertir en productos menos riesgosos. Por lo tanto los gases, líquidos o vapores desfogados se deben conducir por los cabezales de desfogue a unidades o equipos donde las sustancias de alto valor económico o energético son separadas, recolectadas y retornadas al proceso, y los desechos son quemados o puestos a disposición para su neutralización y disposición final.

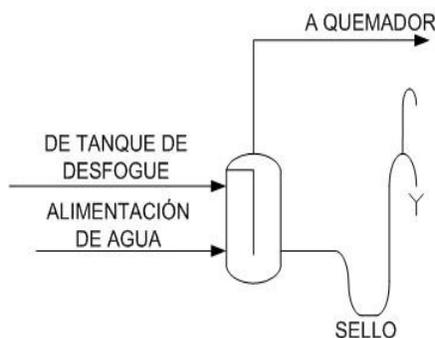


(\*) Figura 1.6 Esquema típico de un SRP



El sello líquido es un componente común del sistema de quemado y generalmente se ubica en la base del quemador, las razones de utilizar un sello de líquido son:

- Protección de retroceso de flama. El sello del líquido proporciona una protección positiva contra la propagación de la flama en la tubería.
- Mantener una presión positiva en el cabezal. Con ello se garantiza que los gases, líquidos y vapores serán dirigidos hacia el quemador y no hacia la planta.
- Flujo dirigido del gas de quemado. Se utiliza para dirigir los gases entre dos o más sistemas de quemadores, por ejemplo; el flujo normal de gas puede ser de tipo cerrado, sin embargo, cuando la capacidad del quemador ha sido superado, el gas de quemado deberá romper el sello líquido del tanque para que el gas pueda fluir hacia otro sistema dimensionado para manejar el flujo adicional.



(\*) Figura 1.7 Esquema típico de un Tanque de Sello

### 1.1.2 Necesidad de un sistema de relevo de presión (SRP)

En los últimos 40 años la liberación de sustancias peligrosas en el aire, tierra y agua han crecido dramáticamente según lo descrito en el libro “THE 100 LARGEST LOSSES 1972–2011”; tales accidentes provocan pérdidas humanas y daños irreparables al ambiente. <sup>(16)</sup>

La seguridad de una planta de proceso petroquímica o de refinación es un factor primordial, y se debe de considerar desde la fase de ingeniería de diseño hasta la operación y puesta en marcha de la misma; dicha seguridad se brinda de muy diversas maneras; sin embargo, existen casos en los cuales hay riesgos implícitos debido al proceso o a una falla inadvertida, consecuencia de la operación misma de la planta; uno de los mayores riesgos que se generan es debido al incremento excesivo de presión en los equipos o sistemas que pueden provocar la fractura o daño de los mismos.

La protección de equipos y tuberías consiste en colocar dispositivos de relevo de presión los cuales actúan debido a la presión estática y están diseñados para abrir en caso de una emergencia o condiciones anormales para prevenir el incremento de la presión en exceso con respecto a un valor previamente especificado, tales dispositivos pueden ser: válvulas de relevo de presión, accesorios de relevo de presión de no-cierre o válvulas de relevo-vacío.

El fluido que se releva a través de los dispositivos mencionados, se recolecta de manera segura y confiable a través de una red de tuberías y equipos con la finalidad de proporcionar el tratamiento adecuado; esto para recuperar sustancias de alto valor económico, neutralizar o convertir en productos menos riesgosos, de tal manera que pueden ser enviados a un quemador. Debido a la presencia de líquidos como consecuencias de la condensación, se dispone de un recipiente separador el cual evita que las gotas de líquido acarreadas en la fase vapor entren al quemador y sean arrojadas por este como gotas encendidas que pueden causar incendios a los alrededores, antes de la llegada al quemador se dispone de un sello que proviene y extingue un retroceso de la flama para desviar corrientes de gas de desecho.

El diseño del sistema de relevo de presión de una nueva planta de proceso es frecuentemente uno de los aspectos rigurosos de un paquete total de diseño, el análisis del sistema de seguridad es normalmente una de las fases finales del proyecto cuando los esquemas y los costos están más justos, en consecuencia existe la posibilidad de utilizar métodos cortos, lo cual usualmente conduce a sobrediseños. El diseño apropiado de un sistema de relevo se vincula a un análisis riguroso y requiere del juicio de varios ingenieros y expertos, un análisis de este tipo no sólo protegerá las unidades de proceso y personal de operación sino también puede reducir substancialmente el costo del equipo requerido. La seguridad del sistema no necesariamente demanda de cabezales y quemadores enormes, sino del equipo y criterios adecuados para su selección.

Un moderno sistema de relevo de presión debe garantizar seguridad, protección ambiental y ser congruente con las normas, códigos, prácticas recomendadas, y estándares vigentes. Además de observar rigurosos diseños y adecuadas prácticas en la conservación de la energía.

Cuando se ha diseñado apropiadamente el sistema se ha alcanzado un número importante de objetivos.

- El sistema proporciona máxima seguridad para el personal y equipo conforme a normas y códigos nacionales e internacionales.
- Mínima cantidad de emisiones atmosféricas, incrementando la aceptabilidad de la planta.

- Conservación de la energía por la recuperación y reutilización de sustancias valiosas, así como apropiados diseños que conlleven a este fin.
- Reducción de problemas de ubicación de plantas debido a la reducción de emisiones del quemador, luminiscencia, ruido y humo a niveles mínimos absolutos.

Optimizar el diseño apropiado de un sistema de relevo de presión es uno de los más importantes problemas del buen diseño de una planta debido a que en éste descansa la seguridad del personal y la protección de los equipos y productos; las consecuencias de un pobre diseño no solo son caras, sino, desastrosas.

### 1.1.3 Dispositivos del SRP

De igual manera el *American Petroleum Institute, API Recommended Practice 520 "Sizing, Selección, and installation of Presssure-Reliving Devices in Refineries"* y la *NRF-031-2011-PEMEX Sistemas de Desfogues y Quemadores en Instalaciones de PEMEX*, <sup>(15)</sup> definen los accesorios de relevo de presión como:

- *Válvula de relevo.* Es un dispositivo de relevo de presión ajustado con resorte, accionado por la presión estática corriente arriba de la válvula. La válvula abre normalmente en proporción al incremento de la presión sobre la presión de apertura; normalmente se utilizan con fluidos incompresibles.
- *Válvula de seguridad: es un dispositivo* de relevo de presión ajustado con resorte, accionado por la presión estática corriente arriba de la válvula y se caracteriza por la rápida apertura o acción pop; normalmente se utiliza con fluidos compresibles.
- *Válvula de seguridad-relevo:* es un dispositivo de relevo de presión ajustado con resorte que puede ser empleada como válvula de seguridad o como válvula de relevo, dependiendo de la aplicación.
- *Válvula de relevo de presión convencional:* es un dispositivo de relevo de presión ajustado con resorte que debido a sus características se ven afectadas directamente por los cambios en la contrapresión sobre la válvula.
- *Válvula de relevo de presión balanceada:* es un dispositivo de relevo de presión ajustado con resorte que incorpora un medio para minimizar los efectos de la contrapresión sobre las características propias de la válvula.

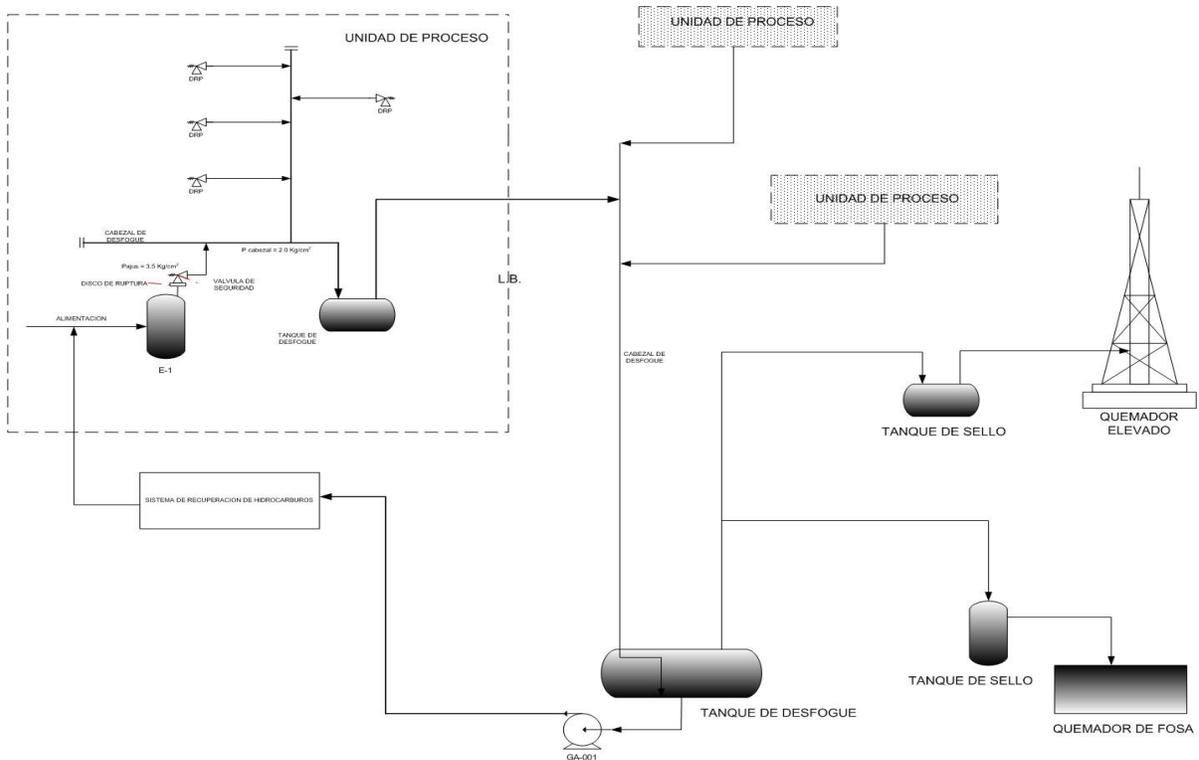


- *Válvula de relevo de presión operada por piloto:* es una válvula de relevo de presión en la cual la válvula principal se combina y se controla por una válvula de relevo de presión auxiliar.
- *Disco de ruptura:* es un accesorio de relevo de presión diferencial de no cierre accionado por la presión estática y diseñado para funcionar por la explosión debido a la presión contenida del disco de ruptura.
- *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 ruptura.
- *Cabezal de desfogue.* Es la tubería principal a la que se conectan todos los ramales de tubería de gas relevado para su conducción hasta el quemador.
- *Quemador elevado.* Es un sistema para disponer en forma segura gases o mezclas de hidrocarburos desfogados, por medio de combustión. Está integrado por la chimenea o tubería ascendente, sellos, boquilla, estructura soporte, principalmente.
- *Quemador de fosa.* Es aquel sistema cuyas boquillas de quemado están situadas vertical u horizontalmente a nivel de piso y su función principal es quemar gases y líquidos, que normalmente requieren de área (excavada o talud) para contener materiales indeseables producidos por combustión incompleta, para casos de emergencia.
- *Sistema de recuperación.* Es un sistema cerrado que tiene como finalidad recolectar el fluido relevado y proporcionar el tratamiento adecuado, para recuperar sustancias de alto valor económico, o para neutralizar y convertir en productos menos riesgosos.
- *Tanque de desfogue.* Recipiente que se instala en un sistema de desfogue con el fin de eliminar el líquido arrastrado por la corriente para evitar su presencia en los quemadores.
- *Tanque de sello.* Recipiente que contiene cierto nivel de agua para extinguir una flama que haya retrocedido desde la boquilla del quemador. El sello en el tanque está determinado por la presión de descarga en la boquilla del quemador.
- *Contrapresión.* Presión continua en la descarga del dispositivo de relevo de presión, llamada superimpuesta, o una presión formada por la misma descarga del fluido relevado a la salida de dicho dispositivo. La contrapresión alta, además de reducir la capacidad de la válvula y



aumentar la presión de apertura inicial, también provoca una vibración (traqueteo o “chattering”), que causa daño a la válvula.

- **Contrapresión generada.** Presión en los ramales y cabezal de desfogues, que se genera como resultado de la apertura de una o más válvulas de relevo.
- **Contrapresión superimpuesta.** Presión estática que existe a la descarga de la válvula antes de que ésta abra. Es resultado de la presión de otras fuentes en el sistema de desfogues.
- **Sobrepresión.** Incremento de presión por arriba de la presión de ajuste del dispositivo de relevo. La sobrepresión es llamada acumulación, cuando el dispositivo de relevo se ajusta a la presión máxima permisible de trabajo.
- **Presión de ajuste (calibración).** Presión de entrada a la cual se ajusta la válvula de relevo para que abra en condiciones de servicio.
- **Presión de diseño.** Es el valor más severo de presión manométrica para un recipiente o componente en condiciones normales de operación a su respectiva temperatura de diseño del metal, usada para el cálculo y diseño del recipiente o componente a presión. <sup>(12)</sup>



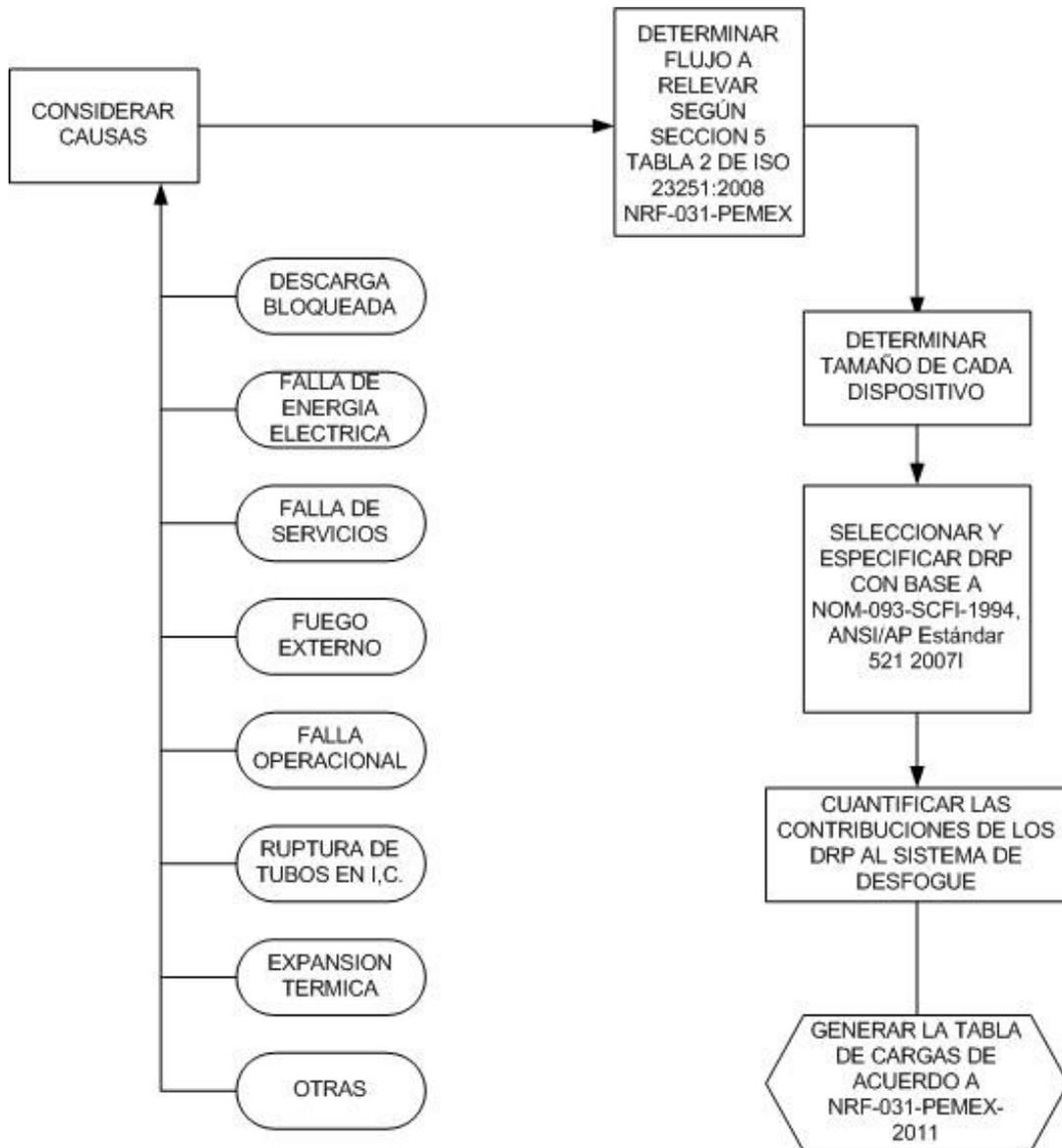
<sup>(\*)</sup> Figura 1.8 Componentes de un SRP

#### 1.1.4 Secuencia de cálculo de un SRP

Para determinar las cargas a manejar en el sistema de desfogue se describe a continuación una secuencia de actividades para tal efecto:

- Considerar todas las causas identificadas en el análisis de cargas, revisando la posibilidad de ocurrencia simultánea de las mismas.
- Determinar la carga de relevo individual para la causa identificada en el paso anterior, con base a los lineamientos guía indicados en la Sección 5 y Tabla 2 del ISO 23251:2008.<sup>(18)</sup>
- Determinar el tamaño de cada dispositivo de relevo de presión (de acuerdo al procedimiento de cálculo en 8.1.2 de la NRF-031-PEMEX-2011).<sup>(15)</sup>
- Seleccionar y especificar los dispositivos de relevo de presión, con base a la NOM-093-SCFI-1994<sup>(17)</sup> y al American Petroleum Institute, API Pressure-Relieving and Depressuring System, API 521.<sup>(12)</sup>
- Identificar las contribuciones al sistema de desfogues que provienen de dispositivos de control como válvulas de control de presión y válvulas automáticas de venteo o despresurización (blowdown).
- Cuando por una causa normal o anormal se accionan más de un dispositivos de relevo de presión, o dispositivos de control automáticos, determinar la secuencia de la apertura de los mismos para obtener su contribución en la carga al sistema de desfogue.
- Con las cargas identificadas y cuantificadas se debe generar la tabla de cargas (de acuerdo al formato 12.2 de la NRF-031-PEMEX-2011), y se debe incluir en la filosofía de diseño del sistema de desfogue.<sup>(12)</sup>

La Figura 1.9 nos muestra la secuencia de cálculo para el SRP según lo propuesto en la NRF-031-PEMEX-2011. <sup>(15)</sup>



<sup>(15)</sup> Figura 1.9 Secuencia de cálculo de un SRP

### 1.1.5 Causas de sobrepresión en SRP

El aspecto más crítico del diseño del SRP es el desarrollo y definición definitiva de un conjunto razonable de contingencias o probables emergencias con base a un historial y experiencia global. El diseñador debe determinar que emergencias tienen una razonable probabilidad de ocurrir y cuáles son virtualmente imposibles.

La sobrepresión es el resultado de un desbalance o una interrupción del flujo normal de materia y de energía que ocasiona el incremento de presión en alguna parte del sistema; el análisis de causas y magnitudes de sobrepresión, es por lo tanto un estudio complejo y especial del balance de materias y energía del proceso. Los accesorios de relevo de presión aseguran que el proceso o alguno de sus componentes no sean expuestos a presión que excedan la máxima presión permisible acumulada.

Las causas que generan sobrepresión, incluyendo fuego, se consideran sin relación entre sí, cuando no existe conexión mecánica, eléctrica o de proceso entre ellas. El error de un operador se considera como una fuente potencial de sobrepresión. Los accesorios contra falla, equipo de arranque automático y otro tipo de instrumentación convencional no deben reemplazar a los accesorios de relevo de presión para equipos individuales; sin embargo, en el diseño de algunos componentes del SRP, tal como cabezal, quemador y flama del quemador, se puede asumir la respuesta favorable en cierto porcentaje de los sistemas de instrumentos; tal porcentaje de respuesta favorable es función de la cantidad de redundancia, esquemas de mantenimiento y otros factores que afectan la fiabilidad del instrumento.

Los recipientes a presión, intercambiadores de calor, equipo operando y tubería se diseñan para contener la presión del sistema, el diseño tiene como base la presión y temperatura de operación normal, en el efecto de alguna combinación de cargas mecánicas que comúnmente ocurren, en la diferencia entre la presión de ajuste del DRP y la de operación. El diseñador del sistema de proceso debe definir el exceso de presión. Los riesgos potenciales de sobrepresión conforme a American Petroleum Institute, API Recommended Practice 521 "Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems", que a continuación se listan:

- *Descarga bloqueada en recipientes:* el cerrar inadvertidamente una válvula de bloqueo de un recipiente a presión puede exponerlo a que exceda la máxima presión de trabajo permisible. Si al cerrar una válvula de bloqueo a la salida de un recipiente se provoca sobrepresión, se debe colocar un accesorio de relevo de presión; excepto en donde existan procedimientos para poder cerrar la válvula de control, tales como candados o sellos. Cada válvula de control se debe considerar expuesta a una operación inadvertida.
- *Apertura inadvertida de válvula:* se debe considerar la apertura inadvertida de alguna válvula desde una fuente de alta presión, tal como vapor de alta presión o fluidos de proceso.
- *Falla de válvula check:* cuando un fluido se bombea en un sistema de proceso que contenga gas o vapor a presiones significativamente mayores que la de diseño del equipo corriente arriba de la bomba, la interrupción

del flujo acompañada por la falla de la válvula check en la línea de descarga de la bomba provocara flujo inverso del líquido. Cuando el líquido se ha desplazado en la succión del sistema, la alta presión del fluido puede crear serios problemas de sobrepresión.

- *Falla de servicios:* las consecuencias que se pueden desarrollar debido a la pérdida de servicios auxiliares para la planta entera o para una sección, se deben evaluar cuidadosamente, dichos servicios son: electricidad, agua de enfriamiento, aire de instrumentos, vapor, combustible y gas inerte.
- *Falla parcial:* una evaluación del efecto de la sobrepresión que es atribuible a las pérdidas de algún servicio en particular debe incluir la cadena de acontecimientos que pueden ocurrir en el tiempo involucrado. En situaciones en las cuales el equipo falla, pero opera en paralelo con equipo auxiliar que tiene una diferente fuente de energía, se puede considerar que el equipo sigue operando normalmente.
- *Falla mecánica o eléctrica:* la falla de equipo mecánico o eléctrico que proporcione enfriamiento o condensación en las corrientes de proceso pueden ocasionar sobrepresión en recipientes de proceso.
- *Pérdida de ventiladores:* los ventiladores sobre intercambiadores de calor con aire o torres de enfriamiento ocasionalmente llegan a fallar debido a pérdidas en la energía o ruptura mecánica.
- *Perdidas de calor en series de sistemas de fraccionamiento:* en series de fraccionamiento, esto es, donde los fondos de la primera columna alimenta a la segunda y está a la tercera, etc., las pérdidas de entrada de calor pueden provocar sobrepresión en la siguiente columna. El resultado de las pérdidas de calor provoca que algunos de los componentes ligeros se mezclen con los fondos y sean transformados a la siguiente columna como alimentación; bajo tales circunstancias, la carga de los domos de la segunda columna puede consistir de su vapor normal más los componente ligeros de la primera columna, si la segunda columna no tiene capacidad suficiente de condensación, se puede generar un exceso de presión en el sistema.
- *Falla de aire de instrumentos o energía eléctrica:* la complejidad de la automatización de unidades de proceso, requiere el suministro de fuentes continuas y fiables de aire o corriente eléctrica, o ambos. Los instrumentos eléctricos se deben interconectar a una fuente de emergencia eléctrica. La condición de falla-segura de cada válvula de control se debe evaluar debido a las pérdidas de energía eléctrica o aire de instrumentos. Falla-segura se refiere a la acción de la válvula de control (abierta o cerrada con resorte con posición fija).

- *Falla de reflujo:* las pérdidas de reflujo como resultado de la falla de alguna bomba o algún instrumento puede ocasionar sobrepresión en la columna debido al inundamiento del condensador o perdidas de enfriamiento en el proceso de fraccionamiento.
- *Entrada de calor anormal desde rehervidores:* los rehervidores se diseñan para una entrada de calor específica; cuando éstos son nuevos o recientemente se han limpiado; se puede generar una entrada de calor adicional al proceso. En el evento de una falla de control de temperatura, la generación de vapor puede exceder la posibilidad de condensar del sistema o para absorber el incremento de presión.
- *Falla de tubos de intercambiadores de calor:* en intercambiadores de coraza y tubos, los tubos están expuestos a fallas por numerosas causas, incluyendo choques térmicos, vibración y corrosión. Cualquiera que sea la causa el resultado es la posibilidad de que la corriente de alta presión sobrepresione el equipo de baja presión para absorber el incremento de presión.
- *Fuentes de presión a régimen transitorio. Golpe de ariete de agua:* la posibilidad de ondas de choque hidráulico, ocurre cuando se llena algún sistema con líquido, el golpe de ariete con líquidos es un tipo de sobrepresión que no se puede controlar razonablemente por válvulas de seguridad, debido al tiempo de respuesta de las válvulas que normalmente son demasiado lentas. Las situaciones de oscilación pico medidas en milisegundos pueden ser muchas veces más altas que la presión normal de operación. Estas ondas de presión dañan a los recipientes a presión y tubería. El golpe de ariete frecuentemente es causado por la acción de rápido cierre de válvulas; en donde exista probabilidad de ocurrencia se puede emplear un amortiguador de pulsaciones.
- *Golpe de ariete con vapor:* una fuente de presión pico oscilante, puede ocurrir en tuberías que contienen fluidos compresibles; la ocurrencia más común, generalmente se inicia por el rápido cierre de las válvulas; esta fuente de presión oscilatoria ocurre en milisegundos, con un posible incremento de varias veces la presión normal de operación, provocando una vibración y un movimiento violento de la tubería y la posible ruptura de equipo.
- *Fuego:* el fuego es una causa de sobrepresión debido a la vaporización del líquido contenido en un recipiente o a la expansión térmica del gas.
- *Cambios de proceso/Reacciones químicas:* en algunas reacciones y procesos, la falla en el control de proceso puede provocar cambios significativos en temperatura y/o presión; como resultado se puede

exceder los límites establecidos de los materiales. En donde se procesen fluidos criogénicos, una reducción en la presión puede disminuir la temperatura de los fluidos debajo de la temperatura mínima permisible de diseño del equipo, con el consecuente riesgo de fragilidad o ruptura por baja temperatura. Para reacciones exotérmicas (descomposiciones, diluciones ácidas, polimerización), se puede generar temperaturas y/o presiones excesivas asociadas con reacciones paralelas que puedan reducir los niveles de esfuerzo permisibles debajo del punto de diseño, o incrementar la presión de la máxima presión permisible de trabajo. Cuando los accesorios de relevo de presión normales no puedan proteger contra estas situaciones, se requiere controles para prevenir los cambios de temperatura o presión.

De tal manera que para el diseño y dimensionamiento de un sistema de desfogue, se debe elaborar el análisis y resumen de cargas de desfogues, considerando todos los eventos y escenarios que sean factibles y creíbles de presentarse en los sistemas o unidades, que ocasione la apertura de dispositivos de desfogue o relevo de presión de líquidos, gases, vapores o combinaciones de estos. <sup>(12)</sup>

#### **1.1.6 Determinación de flujos a relevar**

Una vez que se han determinado las posibles fuentes de sobrepresión, se requiere el flujo que ha de ser relavado para cada caso en específico; las bases para determinar las masas de relevo individuales requieren de buenas prácticas de ingeniería y de la experiencia de los ingenieros; de tal manera que se alcancen objetivos económicos, operacionales y factibles mecánicamente; sin embargo en ningún caso se debe comprometer la seguridad de la planta o del personal que esté operando; en la sección 3 “Determination of individual relieving rates” del American Petroleum Intitute, API Recommended Practice 521 “Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems” se presentan consideraciones generales y propuestas específicas para evaluar los flujos a relevar de cada una de las fuentes de sobrepresión las cuales ya han sido descritas en la sección 1.1.5 Causas de sobrepresión en SRP.

Las masas de vapor o líquido usadas para establecer los requerimientos de relevo se evalúan en función de los balances de materia y energía del sistema. Las dos formas más comunes de energía son:

- La entrada de calor, la cual es una presión indirecta a través de la vaporización o expansión térmica.
- La entrada de presión directa de fuentes de alta presión. La sobrepresión generada puede ser alguna o ambas de las anteriores. La masa individual de relevo máxima es la máxima masa que debe ser liberada para proteger al equipo contra sobrepresión debido a la presencia de una falla única. La

probabilidad de ocurrencia simultánea de dos fallas de que no se relacionan es remota y normalmente no se considera.

Para determinar los flujos a relevar individuales se deben considerar la presión y la temperatura, debido a que afectan la composición y el comportamiento volumétrico de líquidos y vapores. El vapor se genera cuando se adiciona calor al líquido; la razón a la cual se genera el vapor, cambia de acuerdo a las condiciones de equilibrio, consecuencia del incremento de presión en un espacio confinado y al contenido de calor de las corrientes que continuamente fluyen de adentro hacia afuera de los equipos.

En muchas situaciones, el volumen del líquido puede ser una mezcla de componentes con diferentes puntos de ebullición. El calor introducido en los fluidos que no alcanzan sus condiciones críticas bajo condiciones de relevo produce un vapor que es rico en componente de bajo punto de ebullición; sí la entrada de calor continua, sucesivamente los componentes más pesados se vaporizan.

Durante el relevo de presión, los cambios en los flujos de vapor y pesos moleculares a varios intervalos de tiempo se deben investigar para determinar el flujo de relevo máximo y la composición de vapor. La presión de relevo algunas veces puede exceder la presión crítica (o presión pseudocrítica) de los componentes en el sistema. En tales casos, se deben realizar cálculos para evaluar las relaciones de densidad-temperatura-entalpia para el fluido del sistema.

Sí la sobrepresión es el resultado de la entrada de material en exceso, entonces la cantidad de masa en exceso debe ser determinada por un balance de entalpia.

En un sistema que no tiene entradas o salidas adicionales de flujo; sí la sobrepresión es el resultado de una entrada de calor extraña, la cantidad a ser relevada es la diferencia entre los contenidos iniciales y el contenido remanente calculado en un tiempo posterior. La entalpia acumulada de entrada es igual a la ganancia total en entalpia por el contenido original.<sup>(12)</sup>

El análisis y resumen de cargas como el diseño del sistema de desfogue debe cumplir con los requisitos y lineamientos enunciados en la NRF-031-PEMEX en su apartado 8.1; que describe lo siguiente:

- Causas de sobrepresión normal o anormal.
- Cálculo, selección y especificación de los dispositivos de relevo de presión.

- Cargas y sustancias a desfogar (fase, temperatura, presión, flujo, velocidad, grado de riesgo de las sustancias).
- Contrapresiones en las tuberías y cabezales de desfogue.
- Especificación de materiales de tuberías, tanques y equipos.
- Cálculo y dimensionamiento de las tuberías y equipos.
- Dimensionamiento, selección y localización del o los quemadores.
- Cálculo y análisis del perfil de radiación y dispersión de gas de la combustión y de gases sin quemar.
- Diseño y selección del tipo de neutralización, incluyendo la especificación de la unidad (cuando aplique).
- Cargas, composición, clasificación de riesgo y disposición. Los componentes principales que integran el sistema de desfuegos son de forma enunciativa: dispositivos de relevo de presión, tuberías (disparos, ramales y cabezales), tanque(s) de desfuegos, tanque(s) de sello líquido, quemadores, sellos de gas, equipo de ignición y equipos o componentes auxiliares como son los de neutralización, recirculación, sistema de control, alarmas, entre otros, los sistemas de desfogue deben tener como mínimo, sin ser limitativo las características siguientes:
  - El sistema de relevo de presión debe de contar también de un sistema de disposición de fluidos de relevo para conducir las cargas (fluido relevado) a una localización en donde pueda descargarse en forma segura; dicho sistema consiste de tuberías y recipientes los cuales deben ser convenientemente direccionados y seleccionados de acuerdo a las condiciones y el servicio para el cual se requieren.
  - En la selección del sistema se deben considerar las propiedades físicas y químicas (punto de vaporización, límites de flamabilidad, temperatura de ignición, líquidos flamables, gases y sólidos) y las propiedades que puedan causar trastornos fisiológicos o dañinos.<sup>(15)</sup>



## 1.2 Sistemas de Seguridad de Plantas de Proceso

Como se mencionó en el apartado anterior los sistemas de protección en plantas de proceso son vitales y con ellos se prevén situaciones anormales o de emergencia; para ello se establecen medidas de protección o capas de seguridad que ayudan a prevenir dichos eventos, para esto se requiere de ciertos análisis especializados y técnicas de empleo para evitar posibles eventualidades.

### 1.2.1 Introducción

Las instalaciones industriales de proceso que almacenan, procesan y generan sustancias peligrosas, tienen asociado un determinado nivel de riesgo, dado que existe la posibilidad de inducir consecuencias adversas sobre receptores vulnerables (personas, medio ambiente y bienes materiales), como resultado de los efectos dañinos (térmicos, físicos y/o químicos) originados por sucesos incontrolados en sus instalaciones.

Estos riesgos potenciales exigen que las plantas adopten estrictos criterios tanto en el diseño de las instalaciones y equipos, como en la adopción de medidas de seguridad; dichas medidas se traducen en múltiples capas de protección de las instalaciones; cada capa de protección está compuesta de equipos, dispositivos, controles o procedimientos de control que actúan conjuntamente para controlar y/o mitigar los riesgos que son inherentes en los procesos.

Las capas de protección se pueden dividir en:

- Aquellas destinadas a prevenir el accidente, como pueden ser el Sistema de Control, las alarmas críticas, las acciones por parte del operador y los Sistemas Instrumentados de Seguridad (por sus siglas en inglés: Safety Instrumented Systems “SIS”).<sup>(5)</sup>
- Aquellas destinadas a introducir medidas de mitigación, como pueden ser los sistemas fuego-gas (Fire-Gas), los sistemas de relevo de presión, de protección física, la respuesta de la planta ante emergencia o la respuesta de la población ante la emergencia.<sup>(5)</sup>

Las medidas de seguridad o capas de protección más adecuadas a adoptar en las instalaciones, se derivan de la elaboración de un análisis de riesgos específicos en las mismas, mediante la aplicación de una o varias técnicas de identificación de riesgos.

Existe una gran variedad de técnicas de identificación de riesgos tales como bases de datos de accidentes, análisis de peligros y operatividad (HAZOP) análisis “What if”, listas de verificación, análisis de los modos de falla, efectos y

consecuencias (FMEA), análisis mediante árboles de falla y árboles de eventos, etc. La técnica o técnicas de identificación seleccionada (s) dependerán de los propósitos perseguidos mediante la identificación de riesgos, así como de los datos y recursos disponibles.

En este sentido, la metodología HAZOP se presenta como una de las técnicas más rigurosas y estructurada para la identificación de los peligros asociados a una planta de proceso. La aplicación principal de esta técnica se encuentra en la identificación de riesgos en las primeras etapas del diseño, momento propicio para introducir cambios o modificaciones, dado que los resultados son recomendaciones de mejora que modificarán el diseño final de los equipos o sistemas.

Entre otras medidas de seguridad o capas de protección que se derivaran de la aplicación de una metodología HAZOP, se encuentra la implementación de Sistemas Instrumentados de Seguridad o sistemas "interlocks" que conducen a la planta a estado seguro cuando se vulneran condiciones predeterminadas, así como de sistemas gas-fuego que activan medidas de mitigación en caso de incendio o fuga de gas en las instalaciones.

De esta forma y como continuación de la elaboración de un estudio HAZOP, el análisis del Nivel Instrumentado de Seguridad (por sus siglas en inglés: Safety Integrity Level "SIL"; el cual es una unidad de medida para cuantificar la reducción de riesgo), permitirá evaluar cuál es el nivel de seguridad exigible a los distintos sistemas instrumentados de seguridad y sistemas gas-fuego de las instalaciones, así como verificar que éstos cumplen los requisitos establecidos.

Desde el diseño conceptual de un proceso, el objetivo principal del mismo es lograr que sea estable y con ello tener una planta que sea inherentemente segura, para lograr dicho cometido es necesario conocer a profundidad el proceso, identificar los peligros, estimar sus consecuencias y la posible probabilidad de ocurrencia, para así implementar sistemas que mitiguen o eviten las posibles situaciones de riesgo o desvíó del proceso. Con lo anterior se procede a dar inicio a los sistemas instrumentados de seguridad, que son los responsables de cumplir con los requerimientos citados anteriormente.<sup>(5)</sup>

### **1.2.2 Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS)**

Los Sistemas Instrumentados de Seguridad son de vital importancia y estratégicos en la administración de riesgos; esta técnica es capaz de identificar y evaluar los riesgos potenciales en las industrias debido a que reducen o evitan las consecuencias de los peligros al personal, al ambiente y a las instalaciones. Los riesgos se deben prevenir como un objetivo inicial del diseño y se deben mitigar para reducir el riesgo al personal. Por lo tanto, los SIS cumplen una función primordial evitando los eventos de riesgo o minimizando la severidad de las consecuencias.

El tratar adecuadamente las situaciones o eventos que potencialmente pueden generar sobrepresión es un factor clave para la seguridad en el proceso químico industrial. Las normas del Instituto Americano del Petróleo (por sus siglas en inglés American Petroleum Institute “API”) y a la Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos (por sus siglas en inglés: American Society of Mechanical Engineers “ASME”). Proporcionan criterios para el diseño y la protección de tanques y equipos por sobrepresión. Tradicionalmente, los dispositivos de relevo de presión y los sistemas de relevo de presión asociados se han utilizado para disponer de manera segura el flujo de relevo de los equipos para evitar sobrepresiones en el sistema.

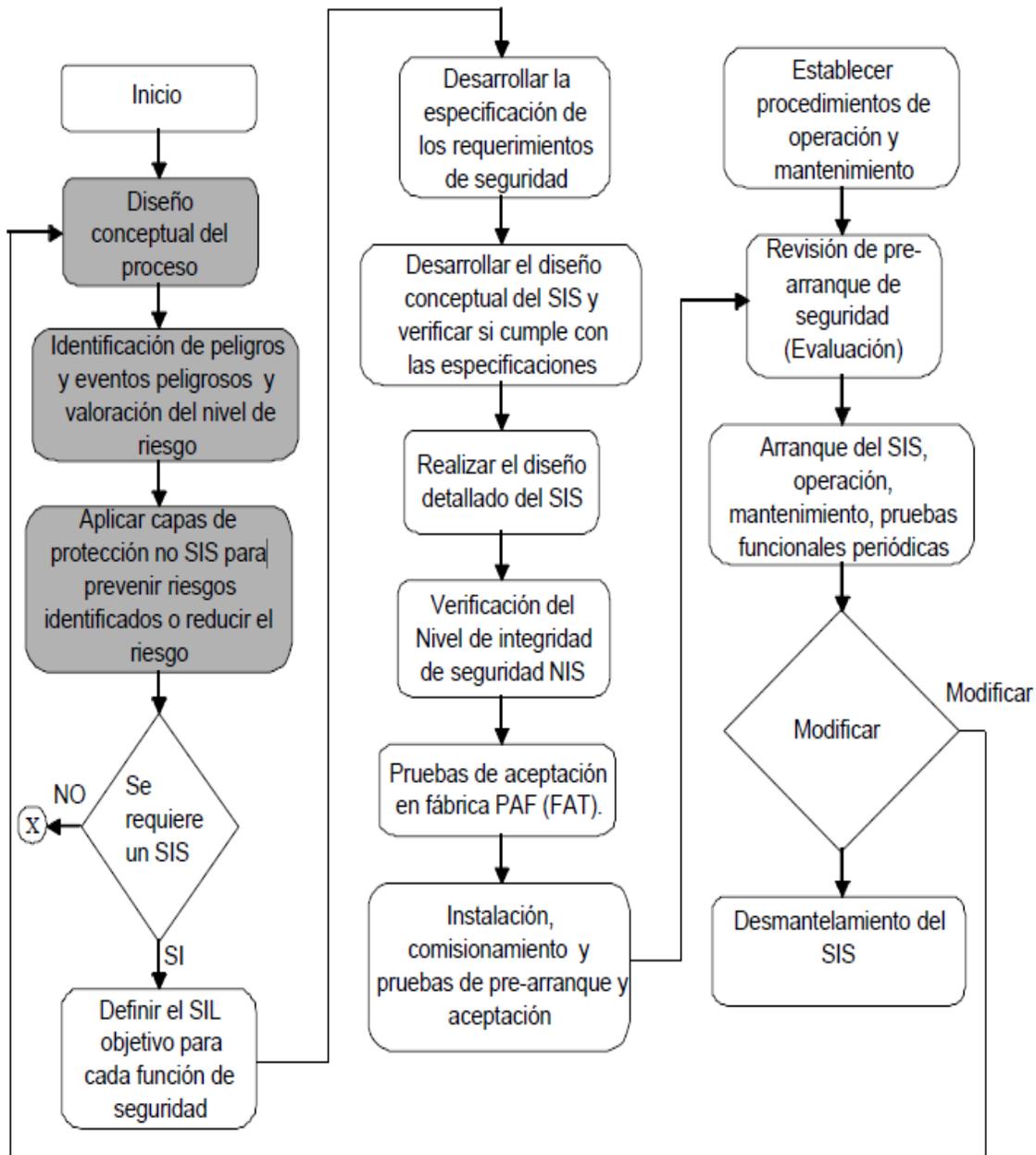
Sin embargo, las filosofías de operación, normatividad y protección al medio han cambiado y muchos países han adoptado medidas para limitar el venteo y la combustión de los gases a la atmósfera; simplemente no es aceptable la quema de grandes volúmenes de materiales gaseosos con el consecuente incremento en la infraestructura en el diseño de los Sistemas de Relevo de Presión (SRP).

El API 521 (ISO 23251)<sup>(18)</sup> y el caso especial 2211 del ASME Sección VIII, División 1 y 2 ofrecen alternativas para el diseño de sistemas de protección y mitigación contra eventos que generen sobrepresión en plantas industriales. Estas alternativas se centran en el uso de SIS que alcanza o se equiparan a la protección proporcionada por un sistema integral de relevo de presión.

La normativa IEC 61511<sup>(10)</sup> define un Sistema instrumentado de Seguridad (SIS) como: “un sistema instrumentado usado para la implementación de una o más funciones instrumentadas de seguridad. Un SIS está compuesta de cualquier combinación de sensores, procesadores de lógica y elementos finales”.<sup>(10)</sup>

Un SIS es una capa de protección de un complejo industrial, el cual una vez que detecta que una variable del proceso ha alcanzado un valor peligroso predeterminado, realizará las acciones correctivas para conducir el estado de las instalaciones a una condición segura. Por otra parte el NO SIS es una capa de protección que se encuentra por debajo del SIS; es decir, el diseño del proceso, los sistemas básicos de control de proceso, alarmas etc.

El SIS se conforma de una combinación única e independiente de sensores, solucionadores lógicos, elementos finales y sistemas de apoyo que se han diseñado y gestionado para conseguir un SIL determinado. Un SIS podría aplicar una o más acciones para mantener el equipo bajo control en un estado de seguridad con respecto a un peligro específico, tal que se han diseñado e implementado para hacer frente a una situación específica, proceso o evento peligroso.



<sup>(9)</sup>Figura 1.10 Modelo del ciclo de vida de un SIS

El SIS constituye la última capa de Seguridad preventiva y su correcto diseño, instalación, pruebas y mantenimiento (ver Figura 1.10) son la garantía de su adecuado funcionamiento cuando, bajo demanda, le sea requerido. Si esta capa falla, el evento peligroso se desencadenará produciendo fugas, explosiones, incendios, etc. <sup>(9)</sup>

Con las consecuencias que lo anterior pueda traer consigo, así como el impacto en costos y pérdidas humanas. Después de esta última capa preventiva, sólo aparecen las de mitigación que intentan minimizar las consecuencias (sistemas de fuego-gases, planes de emergencia, etc.).

Para el buen desarrollo del SIS, se debe de contar con un análisis y evaluación de riesgos que previamente ha sido mencionado (HAZOP, árbol de fallas, “what if” entre otras técnicas). Dicho análisis y evaluación de riesgos se deben llevar a cabo tanto en los procesos de instalaciones nuevas, existentes, que sufran modificaciones en su proceso o en los que no cuenten con dichos análisis. El objetivo de un análisis de riesgos es la identificación de las causas de las posibles amenazas, los daños y consecuencias que éstas puedan producir en el proceso, una vez identificados los mismos, se lleva a cabo su valoración (frecuencia/consecuencia) y posteriormente se debe decidir si ese riesgo es tolerable o aceptable con base en los criterios de aceptación del riesgo específico para el sistema o instalación mencionado en la NRF-018-2007<sup>(19)</sup> “Estudio de riesgo”. Para reducir el riesgo a un nivel tolerable; primero se deben de aplicar capas de protección no instrumentadas (NO-SIS) en caso de no alcanzar el nivel de riesgo tolerable una vez aplicadas dichas capas, se requiere implantar un SIS, para lo cual se continúa con la siguiente etapa del ciclo de vida.

Los resultados del análisis de riesgo constituyen los datos de entrada para la determinación del SIL; por esta razón se deben obtener de un análisis cuantitativo que considere el análisis de capas de protección adicionales o bien mediante un análisis de capas de protección ACP (por sus siglas en inglés “Layer of Protection Analysis “LOPA”).

El ACP se aplica aplicado durante la etapa del diseño de proceso, dónde los riesgos inherentes a la planta podrán ser controlados mediante la aplicación de capas de protección. La reducción del riesgo mediante la selección cuidadosa de los parámetros operacionales del proceso constituye una pieza clave en el diseño de un proceso seguro.

Sin embargo, aún después de aplicar esta filosofía de diseño pueden permanecer riesgos potenciales, por lo cual es necesario aplicar medidas de protección adicionales para controlar dichos riesgos. Cada capa de protección adicional consiste de un conjunto de equipos y controles, los cuáles interactúan con otras capas de protección controlando de esta manera el riesgo. Una vez que ha sido seleccionado el proceso básico, el diseño de proceso detallado proporciona el primer nivel de protección. Posteriormente, el sistema de control básico de proceso en conjunción con la supervisión del operador, el sistema de alarmas y las acciones correctivas iniciadas por el operador proporcionan otras capas adicionales de protección. <sup>(5)</sup>

---

---

## GENERALIDADES

---

---

El método (ACP-LOPA) debe cumplir con las siguientes características: <sup>(9)</sup>

- Identificar los eventos iniciadores de impactos indeseados, determinando el tipo de impacto (al ambiente, al personal, a las instalaciones).
- Listar las causas de cada impacto.
- Estimar las frecuencias de cada evento iniciador.
- Listar las capas de protección diseñada o existente.
- Determinar la probabilidad de falla en demanda de cada capa de protección.
- Calcular la frecuencia de todas las rutas que se originan desde el evento iniciador, multiplicando la frecuencia del evento iniciador por cada una de las probabilidades que apliquen.
- Comparar la frecuencia final de resultados indeseados contra el criterio de riesgo tolerable. Si no se cumple con dicho criterio, entonces adicionar capas de protección.

Sí los riesgos se pueden controlar a un nivel aceptable (ver tabla de frecuencias objetivo) sin la aplicación de un SIS, entonces la etapa de diseño de proceso finaliza; sí los riesgos por el contrario no se pueden controlar a un nivel aceptable mediante la aplicación de capas de seguridad no instrumentadas, entonces se requerirá SIS y el ciclo de vida de seguridad continúa a la siguiente etapa.

Nivel de impacto del evento	Consecuencia	Frecuencia objetivo por año
<b>Menor</b>	Impacto inicialmente limitado a un área local del evento con un potencial para una consecuencia más amplia si no se toman acciones correctivas. Fugas dentro de barreras de contención cuyas consecuencias al ambiente son conocidas (ruido, olores e impacto visual detectable, derrame externo controlable en un día)	$1.0 \times 10^{-3}$
<b>Serio</b>	Es aquella consecuencia que podría causar cualquier lesión o fatalidad seria en el sitio o fuera de él, o bien, daño a la propiedad de \$ 1 MM en el sitio y de \$ 5 MM fuera de él. Fugas fuera de los límites sin efectos adversos (el derrame externo se puede controlar en pocos días)	$1.0 \times 10^{-4}$
<b>Catastrófico</b>	Es aquella consecuencia que es 5 o más veces severas que un accidente SERIO. Fuga fuera de los límites de contención con efectos adversos (derrame no controlable en pocos días)	$1.0 \times 10^{-6}$

<sup>(9)</sup> Tabla 1.1 Frecuencias objetivo

Sabiendo entonces el papel que juegan los sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS) dentro y fuera de las plantas de proceso y que ningún sistema es totalmente inmune a fallas, es importante resaltar que éste debe realizar su función de la manera en que fue prevista, considerando que pudiera tener en determinado momento el SIS. <sup>(9)</sup>

### **1.2.3 Confiabilidad de un sistema**

En los equipos o componentes, tal como son la mayoría de los dispositivos eléctricos y electrónicos, la falla se presenta, sin que haya ninguna característica detectable que se puede monitorear. Estos son los casos, en que no es aplicable, ni el mantenimiento preventivo, ni el predictivo, únicamente será útil aplicar un mantenimiento detectivo; es decir inspecciones orientadas a detectar la presencia o no de fallas en el sistema o componente.

Ninguna tarea de mantenimiento podrá modificar la tasa de fallas (proporción de fallas por unidad de tiempo) de éstos, que poseen una confiabilidad inherente de diseño.

Por tanto se debe entender por confiabilidad, como la capacidad de un producto de realizar su función de la manera prevista. De otra forma, la confiabilidad se puede definir también como la probabilidad en que un producto realizará su función prevista sin incidentes por un período de tiempo especificado y bajo condiciones indicadas.

La confiabilidad entonces de un sistema en serie, compuesto por “n” equipos, es el producto de las confiabilidades de los distintos elementos que constituyen dicho sistema, por lo tanto, la confiabilidad del sistema es menor o igual que la confiabilidad de cualquier equipo que lo compone. Una línea de producción, también es un sistema en serie formado por decenas de equipos, operando uno a continuación de otro. Cada componente o subsistema, poseerá su propio patrón de fallas característico, donde se puede medir la confiabilidad del sistema, a través del tiempo medio entre fallas, y analizar su evolución, observando particularmente su variabilidad.

El objetivo fundamental del concepto de confiabilidad en el SIS es asegurar que a través de arreglos de lógicos y solucionadores se establezca de forma sistemática cómo preservar el rendimiento requerido de los sistemas, con base en las características físicas, la forma de cómo se utiliza, cómo funciona y especialmente de cómo puede fallar.

Es necesario el desarrollo de estrategias para la implantación de sistemas de confiabilidad en los sistemas industriales, mediante los cuales se apliquen técnicas de análisis de fallas, análisis costo beneficio, minimización de las frecuencias de las intervenciones de mantenimiento y reforzamiento de continuidad operacional de equipos. Lo anterior puede ser logrado gracias a los avances tecnológicos



donde pueden asegurar el funcionamiento correcto en el momento necesario en que ocurra un evento inesperado para llevar un proceso a su estado seguro, donde se adopta el concepto de HIPS mencionado en el “API 521<sup>(12)</sup> Anexo E como prácticas recomendadas” y se puede garantizar dicho comportamiento.

Una vez descritas las características que requiere el SIS y la necesidad de la confiabilidad en las plantas de proceso, se determina el nivel de seguridad que el sistema o proceso requiere de una manera detallada y particular en cada caso, para esto se realiza un estudio detallado donde se establece cuantitativamente dicho requerimiento en base a distintos métodos.

#### 1.2.4 Nivel Instrumentado de Seguridad (SIL)

La siguiente etapa consiste en establecer los requerimientos para el SIS, se compone definiendo un nivel de integridad de seguridad objetivo (SIL objetivo). El SIL debe definir el nivel de desempeño en la operación necesario para lograr el objetivo de seguridad de proceso del usuario. Para industrias de proceso se consideran cuatro diferentes niveles (1, 2, 3 y 4) y se categorizarán sobre la base de probabilidades de falla en demanda/factor de reducción del riesgo.

La determinación del nivel de integridad de seguridad objetivo (SIL objetivo) de una instalación o sistema se define con base a un previo análisis cuantitativo de riesgo el cual puede ser realizado por un grupo de especialistas, ya que el nivel de integridad determinado está en función de la confiabilidad y exactitud de los resultados de dicho análisis. Un problema potencial con los métodos cualitativos es que sus resultados frecuentemente son subjetivos y no reproducibles, es decir, diferentes organizaciones pueden revisar el mismo proceso y proporcionar requerimientos de SIL muy diferentes entre sí.

SIL	DISPONIBILIDAD REQUERIDA	(PFD) Probabilidad objetivo de falla en demanda promedio	1/PFD
4	>99.99%	E-005 a E-004	100000 a 10000
3	99.90-99.99%	E-004 a E-003	10000 a 1000
2	99.00-99.90%	E-003 a E-002	1000 a 100
1	90.00-99.00%	E-002 a E-001	100 a 10

<sup>(9)</sup> Tabla 1.2 Asignación del SIL sobre la base de la probabilidad objetivo de falla en demanda promedio (PFD)

Los especialistas deben determinar el SIL para cada función de seguridad y no se debe determinar de manera global para un proceso o instalación, pues esto implicaría considerar los extremos superior e inferior en los valores asignados del SIL (1 ó 4) y se tendría como resultado deficiencias si el SIL objetivo es bajo o bien, una sobre especificación si se establece un SIL alto en el diseño del SIS.

Para establecer el nivel requerido de integridad del sistema de seguridad se deben considerar los siguientes parámetros:

- La severidad de las consecuencias si el sistema de seguridad falla al operar en demanda.
- La probabilidad de que el personal sea expuesto al riesgo.
- Medidas de mitigación para reducir las consecuencias del evento de riesgo.
- La frecuencia con la cual el sistema de seguridad se requiere que actúe.

El propósito de seleccionar un SIL objetivo es especificar la reducción de riesgo requerida, es decir, la diferencia entre los niveles de riesgo existente y tolerable, en términos de SIL. Para la aplicación de esta etapa, se debe tener definido el nivel de riesgo tolerable para las instalaciones con base en un análisis cuantitativo de riesgo previo.

Existe un factor en común, independientemente de la naturaleza del método a utilizar, el cual se debe considerar no importando el método a emplear; esto es, la evaluación de dos componentes de riesgo (la probabilidad del evento de peligro y la severidad de la consecuencia). La asignación del SIL objetivo se debe realizar con base en un proceso que lleve el riesgo del proceso a un nivel tolerable. El proceso de asignación del SIL objetivo se debe realizar empleando el método de frecuencias objetivo o número de veces que se presenta una falla por año. Dicho procedimiento se basa en la selección de la frecuencia objetivo en función de la severidad de las consecuencias obtenidas del análisis de riesgo cuantitativo mediante el uso de la tabla de frecuencias objetivo.

Una vez que se han determinado los requerimientos del SIS y establecido el SIL objetivo para cada función de seguridad, el grupo de especialistas debe desarrollar y aplicar según le corresponda las especificaciones de los requerimientos de diseño para el sistema. Para tal efecto el grupo de especialistas deberá desarrollar el diagrama de causa-efecto donde se visualizará gráficamente la relación cualitativa e hipotética de los diversos factores que pueden contribuir a un efecto o fenómeno determinado. Los requerimientos del SIS deben ser expresados y estructurados, de tal modo que sean claros, precisos, verificables, sostenibles, factibles y escritos de modo que puedan ser comprendidos y aplicados.

Por último se debe tener en cuenta que la asignación final del SIL es una decisión global con base en la administración de riesgo y tolerancia al riesgo, no tomando en cuenta el factor humano. Un SIS debe ser diseñado para satisfacer un SIL que es apropiado para el grado de riesgo asociado con el desvío del proceso. El ciclo de vida completo del SIS se evalúa de acuerdo con el SIL. Así, el SIL es la piedra angular del diseño SIS, si este no llega a cumplir la disponibilidad requerida de un SIS expresado en la probabilidad de falla a baja demanda. Un mayor SIL indica un sistema más robusto y por lo tanto un mayor nivel de disponibilidad lo que nos llevaría directamente a la implementación de Sistemas de Protección de Alta Integridad (por sus siglas en inglés: High Integrity Protection Systems “HIPS”).

### **1.2.5 Sistema de Protección de Alta Integridad (HIPS)**

En la industria de procesos químicos, una consideración importante de seguridad es la prevención de pérdida de material debido a las situaciones de sobrepresión en tanques o en tuberías; dicha pérdida puede resultar en el impacto a la vida humana y al medio ambiente, cuando las sustancias químicas inflamables, explosivas, peligrosas o tóxicas se liberan a la atmósfera. Esto también puede resultar en el impacto económico debido a la sustitución, reparación de los equipos de proceso, como también en la pérdida de la producción.

Estándares de la API y ASME establecen criterios para el diseño y la protección de los tanques y tuberías por ruptura o daños causados por el exceso de presión. En los diseños convencionales, los dispositivos de relevo de presión, tales como válvulas de seguridad, se utilizan como el principal medio de protección contra la sobrepresión. El diseño de cada dispositivo de relevo de presión se desarrolla con base en la evaluación de escenarios de sobrepresión típicamente establecidos en el API-STD 521 sec. 4.3. Hasta 1996 los códigos ASME hicieron obligatorio el uso de dispositivos reductores de presión para la protección de los recipientes a presión.

El diseño convencional del sistema de relevo de presión y toda su infraestructura asociada, no considera la reducción en la carga debido a la mitigación de riesgos proporcionado por la respuesta del operador a alarmas o para el inicio de los sistemas de instrumentación, incluidos los sistemas básicos de control de proceso, o la seguridad de los SIS, lo anterior es mencionado en el API 521<sup>(12)</sup> en sus apartados siguientes:

- 5.4 que dice: “La decisión de considerar o darle crédito a la respuesta del operador en determinadas condiciones de relevo, requiere de la consideración de aquellos que son responsables de la operación y el entendimiento de las consecuencias de una acción incorrecta”.
- 5.10.2. que dice: “En la evaluación de cualquier causa que genere sobrepresión, los requerimientos de relevo no consideran a las válvulas de control automático, debido a que éstas se mantienen en la posición más segura para el proceso”.

El resultado típicamente asociado a los análisis de protección por sobrepresión, es la implementación de los SIS, por lo tanto, estos sistemas son a menudo llamados Sistemas de Protección de Presión de Alta Integridad (por sus siglas en inglés: High integrity Pressure Protection System “HIPPS”) o Sistemas de Protección de Alta Integridad (por sus siglas en inglés: High Integrity Protection Systems “HIPS”).

#### **1.2.5.1 Definición de Sistemas de Protección de Alta Integridad (HIPS).**

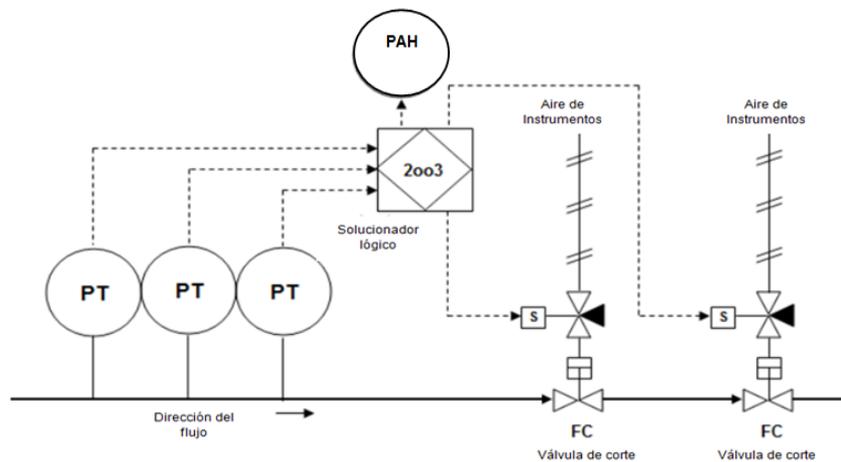
Un enfoque diferente para la protección por sobrepresión es la del uso de HIPS, los cuales suelen incluir un arreglo de instrumentos, elementos finales de control (por ejemplo, válvulas, interruptores, etc.) y solucionadores lógicos configurados de tal forma que disminuya de manera sensible posibles eventos que generen sobrepresión mediante la eliminación de la fuente de generación de la misma o reduciendo la probabilidad de que se presente ésta a niveles muy bajos y de alta confiabilidad en su diseño.

Con niveles adecuados de redundancia, un HIPS se diseña para alcanzar un nivel de confiabilidad igual o mayor que un dispositivo de relevo de presión; sin embargo, la aplicación de los mismos, requiere el cumplimiento de procedimientos especiales dentro del diseño para asegurar que es lo suficientemente confiable y seguro al momento de ser requerido, tales como mantenimiento, prueba e inspección. Por estas razones, la decisión para implementar HIPS en un determinado proyecto debe hacerse con previo conocimiento de las ventajas y desventajas que ofrece este sistema, realizar un balance económico (costo-beneficio) para verificar que lo más conveniente para un proceso en específico es HIPS como una solución viable. La aplicación de un HIPS podría aumentar la protección del sistema para sustituir la protección dada por un dispositivo de relevo de presión.

Un HIPS incluye los instrumentos de campo tales como:

- Sensores que detectan alta presión
- Un solucionador lógico, que procesa la entrada de datos desde los sensores a una salida para el elemento final.
- Elementos finales, que en realidad llevan a cabo la acción correctiva en campo para llevar el proceso a un estado seguro. En el caso de un HIPS implica el cierre de la fuente de energía.
- El último elemento consiste en una válvula, el actuador y solenoides.

En la Fig. 1.11 se puede ver el diagrama típico de un HIPS incluyendo los componentes básicos que se mencionan anteriormente.



(25) Figura 1.11 Diagrama típico de un HIPS

Hay cinco usos principales de un HIPS:

- Eliminar o disminuir la probabilidad de que se presente un escenario de sobrepresión particular de la base de diseño.
- Eliminar la necesidad de implementar un dispositivo de relevo de presión en particular.
- Proporcionar o aumentar la protección de un dispositivo de relevo de presión.
- Reducir o eliminar la probabilidad de que varios dispositivos de relevo de presión releven simultáneamente, permitiendo con ello la reducción de flujos a relevar y la consecuente infraestructura asociada.
- Reducir la tasa de demanda a la probabilidad de operación de un dispositivo de relevo de presión y en consecuencia el riesgo.

Hay una gran cantidad de aplicaciones entre las categorías de los usos de HIPS; una aplicación particular de los mismos puede pertenecer a más de una de las categorías anteriores. El principal beneficio de utilizarlos en el balance costo-efectividad; es eliminar la necesidad de actualizaciones en el sistema integral de relevo de presión o al reducir el tamaño e infraestructura del mismo; es factible realizar reducciones sustantivas en gastos operativos y fijos del propio sistema. En otros casos, se establece el empleo de dispositivos más pequeños o de menor costo. Además, HIPS se puede diseñar para alcanzar un nivel más alto de disponibilidad/confiabilidad que el que ofrece un dispositivo de relevo de presión mecánico, mediante el uso de componentes diseñados para tener tasas de peligro bajas y que están diseñados para no fallar, sobre todo mediante la incorporación de niveles adecuados de redundancia e instrumentación y garantizando que el HIPS es inspeccionado y probado en una base regular. Por lo tanto, un HIPS puede ser utilizado como una medida de reducción de riesgo en particular para las unidades de proceso de alto riesgo (por ejemplo, los que implican una toxicidad aguda de materiales); en algunos casos, un HIPS se puede utilizar en conjunto con un dispositivo de relevo de presión (donde el dispositivo de relevo de presión es generalmente una "copia de seguridad" para los HIPS) para alcanzar niveles especialmente altos de protección; sin embargo, se debe considerar la implementación de un sistema de este tipo, teniendo en consideración que los costos de las pruebas de rutina de un HIPS con respecto a las pruebas de rutina de los dispositivos de relevo de presión se elevan de manera desproporcionada en curso con el nivel de SIL a emplear.

El análisis cuidadoso también se debe hacer con respecto a la respuesta del proceso para la operación de la instrumentación; cuando un dispositivo de relevo de presión no se abre durante condiciones normales de funcionamiento, los efectos sobre el proceso pueden variar desde una molestia operativa hasta un acontecimiento importante; cuando un HIPS opera inadvertidamente, puede dar lugar a un cierre principal y por lo tanto incurrir en los peligros asociados con él.

Para el empleo de estos dispositivos hay disposiciones y normas correspondientes de la industria las cuales son:

- Código ASME Sección VIII, caso 2211-1:

En 1995/1996, el código en el caso 2211 fue aprobado inicialmente, con una versión modificada (2211-1), aprobado en 1999. Dentro de este caso del Código ASME adoptó la opinión de que, "un recipiente a presión puede estar provisto de protección contra sobrepresión por el diseño del sistema en lugar de un dispositivo de relevo de presión mecánico ", bajo las siguientes condiciones:

- El tanque no se encuentre exclusivamente en el servicio de aire, agua o vapor a menos que estos servicios sean esenciales para la prevención de la liberación de fluidos que pueden repercutir en la seguridad o el medio ambiente.
- La decisión de implementar protección por sobrepresión en un recipiente consecuencia del diseño del sistema es responsabilidad del usuario. El fabricante sólo es responsable de verificar que el usuario ha especificado protección por sobrepresión y que cumpla con lo especificado normativamente.
- El usuario debe asegurar que la presión máxima de trabajo permisible (por sus siglas en inglés: Maximum Allowable Working Pressure "MAWP") del recipiente es mayor a la presión máxima de operación que razonablemente es factible que sea alcanzada por el sistema. El usuario debe realizar un análisis detallado de todos los escenarios creíbles de sobrepresión; este debe ser un proceso organizado y sistemático de detección de riesgos tales como el empleo de un análisis HAZOP o metodología similar.
- El análisis descrito en (c), se debe llevar a cabo por ingenieros con experiencia en metodologías de análisis de riesgo. Los resultados del análisis (incluyendo una evaluación cualitativa o cuantitativa de la confiabilidad) se deben documentar y firmar por las personas responsables del sistema que se esté analizando. La documentación debe estar a disposición de todas las autoridades que tengan jurisdicción en el lugar donde se va a instalar el sistema que se está analizando. Se debe advertir al usuario que es posible la aceptación de instancias jurídicas cuando sea necesario.
- En caso de que sea requerido el número del caso 2211 se debe mostrar en los datos del fabricante.

Dentro de las normas que se recomiendan para la implementación de estos dispositivos y conceptos se citan las siguientes:

- ISA S84.01, está destinado a aquellos que están involucrados con los sistemas instrumentados de seguridad (SIS) en las áreas de diseño, fabricación, selección, aplicación, instalación, puesta en servicio, pruebas, operación, mantenimiento y documentación. El cuerpo principal de la norma establece los requisitos normativos específicos.
- ISA S84.01 define un sistema instrumentado de seguridad (SIS) como un "sistema integrado de sensores, capaces de resolver la lógica, y tener elementos finales de control con el fin de llevar el proceso a un estado



seguro cuando las condiciones predeterminadas son alteradas". Otros términos usados comúnmente son el Sistema de Paro de Emergencia (por sus siglas en inglés: Emergency Shutdown System "ESD") cuya función es implantar las funciones de seguridad requeridas para mantener un estado seguro en el equipo cuando este pone en riesgo la seguridad del personal y de la planta, Sistema de Apagado Seguro (por sus siglas en inglés: Safety Shutdown System "SSD") y Sistema de Bloqueo de Seguridad (por sus siglas en inglés: Safety Interlock System "SIS").

Los HIPS también encajan en la definición de un sistema instrumentado de seguridad. En consecuencia, la filosofía y los procedimientos establecidos en ISA S84.01 u otros equivalentes "buenas prácticas de ingeniería" son adecuados para uso en la aplicación de HIPS, sistemas para la industria de procesos

ISA S84.01 <sup>(21)</sup> Establece un diseño normativo para el ciclo de vida de un SIS. Los pasos generales a seguir en el uso de un SIS para proteger contra un riesgo de proceso, se mencionan a continuación:

- Realizar un Análisis de los Riesgos del Proceso (por sus siglas en inglés: Process Hazard Analysis "PHA") para identificar los riesgos que se deben considerar.
- Aplicar capas de protección NO SIS primero para eliminar los peligros identificados o para reducir el riesgo asociado.
- Determinar si es necesario un SIS.
- Definir un SIL con base en la percepción del riesgo asociado a los peligros identificados (teniendo en cuenta las capas de protección NO-SIS). ISA S84.01 no especifica el método que se utilizará para la PHA, ni su ámbito de aplicación incluyendo elementos de la lista 1) a 3) anteriormente. Un usuario es libre de elegir entre un número de métodos reconocidos disponibles, el método LOPA (Capa de Protección de Análisis) es eficaz para evaluar el SIL requerido de un HIPS frente a la disponibilidad de dispositivos de relevo de presión. La CCPS (por sus siglas en inglés: Center for Chemical Process Safety) publica factores típicos de reducción del riesgo de varias capas de protección, incluidos los dispositivos de relevo de presión y SIS.

La verificación de que el SIS diseñado realmente cumple con este requisito de rendimiento se puede realizar cuantitativamente utilizando uno de los métodos descritos en el ISA TR84.02 <sup>(20)</sup> u otra técnica reconocida.

Este análisis se realiza en la etapa de diseño por un especialista en seguridad. El proceso de aplicación de los requisitos de nivel de integridad de seguridad de ISA S84.01 <sup>(21)</sup> a una aplicación de HIPS consiste en los siguientes pasos generales:

- Seleccione el valor apropiado de disponibilidad real del SIL.
- Diseño del SIS para alcanzar el objetivo SIL y el valor de disponibilidad.
- Realizar los cálculos de disponibilidad para verificar la integridad del sistema.
- Especificar los intervalos de pruebas y los procedimientos requeridos para mantener el SIL de los HIPS.
- Aplicar la gestión de los procesos de cambio a cualquier modificación.
- No hay ningún requisito en ISA S84.01 para realizar cálculos de confiabilidad en los trabajos que pueden ser peligrosos. Se sugiere considerar la probabilidad de un trabajo esporádico y su efecto en el sistema. **El funcionamiento de un HIPS** típicamente resulta en un cierre principal de una unidad, obviamente requiere una posterior puesta en marcha. Se reconoce dentro de la Industria que la fase de puesta en marcha de una unidad es aquella en la que existe una mayor posibilidad de un incidente que implica la pérdida de contención y lesiones personales. Además, las interrupciones innecesarias que afectan adversamente la productividad. Por lo tanto, es necesario asegurarse de que la configuración del sistema refleja un bajo potencial de peligros. Ni el SIS ni los valores de disponibilidad refleja necesariamente una alta confiabilidad (baja frecuencia de falsas alarmas).

Como se señaló en ISA S84.01, el valor y propósito de las características redundantes, en diseños de sistemas puede ser más para aumentar la confiabilidad de los SIS que para aumentar la disponibilidad.

La IEC 61508 y IEC 61511<sup>(22)</sup> es la norma internacional que se ocupa de los requisitos generales para la identificación y aplicación del SIS. IEC 61508 es un documento de amplio alcance destinado a cubrir una amplia gama de industrias. IEC 61511 (todas las partes), fue publicado en 2003. Estos documentos abordan IEC 61508 Requisitos aplicables a las industrias de proceso y, con algunas diferencias, son equivalentes a ISA S84.01. Es probable que una vez que es adoptado IEC 61511, ISA apruebe esta norma como un reemplazo para ISA S84.01 <sup>(21)</sup>. Se advierte al usuario que verifique a qué estándar se hace referencia en el momento del diseño de HIPS. Las principales diferencias entre las normas IEC e ISA son las siguientes:

- IEC 61508 incluye una disposición para un nivel de integridad de seguridad en cuarto lugar, SIL-4, que requiere de un mínimo de un sistema de disponibilidad del 99,99%.
- IEC 61508 describe y especifica los requisitos relacionados con la externa (no instrumentada) de reducción de riesgos en instalaciones.
- IEC 61508 requiere el uso de la serie ISO 9000 de sistemas de calidad o equivalente, mientras que ISA S84.01 no lo hace.
- IEC 61508 requiere el uso de un "plan de seguridad", mientras que ISA S84.01 requiere documentación de conformidad con el reglamento de los EE.UU. 29CFR1910.119.
- IEC 61508 aborda una serie de problemas en el sistema de gestión-que están fuera del alcance de ISA S84.01. Para las aplicaciones de Estados Unidos, estos problemas en el sistema de gestión están cubiertos ampliamente por 29CFR1910.119.
- IEC 61508 utiliza una serie de términos y abreviaturas que son ligeramente diferentes de las que se encuentran en ISA S84.01 <sup>(21)</sup>.
- IEC 61508 tiene un hardware adicional y software que se vuelve más exigente con las crecientes exigencias de los SIL.

El usuario debe asegurarse de que las tasas de falla en componentes aplicados en los cálculos de disponibilidad refleja con exactitud el tipo y el modelo del componente instalado en los HIPS y el servicio previsto. Las tasas de fracaso son componentes clave para calcular la disponibilidad HIPS y ajuste de los intervalos de prueba necesarios.

En general el uso de HIPS para cualquier aplicación en particular tiene tanto ventajas como desventajas. Así, para un caso concreto, es necesario comparar riesgos versus beneficios, y hacer bien la consideración de que un HIPS es la mejor opción.

Cuando un dispositivo de relevo de presión no está instalado, los HIPS se convierte en la "última línea de defensa", cuyo fracaso potencialmente resulta en la ruptura del tanque o de la tubería.

El criterio de aceptabilidad para el rendimiento HIPS se expresa en términos del nivel SIL, que corresponde a un nivel de disponibilidad del sistema (es decir, la probabilidad de que el sistema funciona correctamente cuando sea necesario). Cada caso debe examinarse individualmente para determinar la respuesta apropiada. El SIL seleccionado para un sistema dado es dependiente de un número de factores, incluyendo los siguientes:

- Disponibilidad de HIPS, en primer lugar (es decir, la probabilidad de obtener una alta-alta presión situación que requiere una acción adecuada de los HIPS para evitar una consecuencia negativa).
- Las consecuencias de que falle HIPS, dado que la demanda se ha colocado en él.
- La tolerancia al riesgo de los usuarios.
- Requisitos de las autoridades locales jurisdiccionales.

En la gran mayoría de los casos para los HIPS, el resultado del análisis de riesgos es o bien un sistema SIL-2 (que requiere una mínimo de disponibilidad DEL 99%) o un sistema SIL-3 (que requiere un mínimo de 99,9% de disponibilidad).

Después de un valor SIL, se ha asignado una configuración de caso base, donde los HIPS deben ser elaborados, con la intención de llegar a una configuración de sistema que cumpla con el requisito de disponibilidad asociado con el asignado SIL. En este punto, se establece un intervalo de caso base de mantenimiento/prueba para los componentes individuales de los HIPS. Los datos del caso base de configuración y prueba entonces deben servir como la base para el siguiente paso en el proceso de trabajo, el análisis de confiabilidad.

El propósito del análisis de disponibilidad HIPS es evaluar el rendimiento del sistema de la configuración propuesta. El análisis de disponibilidad debe utilizar técnicas estándar, tales como el análisis de árbol de fallas o alguna otra ya mencionada con anterioridad. Además de considerar la integridad del hardware, que está dirigida en parte por el alcance y la frecuencia adecuada de la prueba, la posibilidad de un error humano y otras fuentes de fallos sistemáticos en todo el ciclo de vida del sistema que también debe ser considerado. El resultado producido es comparado con el requisito de rendimiento asociado con el nivel de integridad de seguridad asignado para determinar si el sistema propuesto es aceptable. Si el sistema propuesto no cumple con el requisito de rendimiento, es necesario modificar la configuración del sistema como sigue:

- El uso de mejores sensores de calidad, capaces de resolver la lógica y elementos finales de control con menores tasas de falla no reveladas;
- Aumentar el nivel de cobertura del diagnóstico, de modo que las fallas son reveladas a través de la acción de la instalación de diagnósticos;
- El uso de componentes redundantes (es decir, duplicar o incluso triplicado de elementos);
- Utilizar diversos componentes;
- Aumentar la frecuencia de las pruebas planificadas.

Una consideración cuidadosa también se debe dar en el diseño del sistema de la tasa calculada de fallas. Disparos inconvenientes pueden ser costosos y también aumentan el riesgo de que los operadores pudieran eludir los sistemas de paro. El potencial de fallas no deseadas puede ser reducido por las funciones incluyendo tales como lógica de solución y técnicas similares para hacer la aplicación más robusta a fallos imprevistos. Estas disposiciones pueden disminuir los intervalos requeridos para ser probados.

Para la documentación del mandato "tan seguro o más seguro" y el cumplimiento del objetivo del SIL, será verificar cuantitativamente el diseño de los HIPS para asegurar que cumple con la disponibilidad requerida. La mayoría de las empresas que utilizan HIPS realizan generalmente una verificación cuantitativa del SIL, porque esta es la técnica más defendible desde el punto de vista legal. El informe ISA TR84.02 <sup>(20)</sup>, recomienda el uso de uno de los siguientes métodos para la verificación SIL:

- Los modelos de Markov.
- Análisis del árbol de fallas.
- Métodos simplificados.

Cualquiera de estas técnicas puede ser utilizada para determinar si el diseño cumple el SIL requerido. Si no lo hace, el diseño debe ser modificado hasta que lo logre.

El diseño detallado de las actividades, se debe llevar a cabo dentro de los límites del Sistema de Relevo de Seguridad (SRS) y dentro del diseño conceptual. Cualquier desviación de estos documentos deben ser evaluados para repercusión en el SIL y en todo supuesto en cuanto a rendimiento.

Los HIPS deben ser manejados, mantenidos, y probados durante toda la vida de la planta. La alta integridad de un HIPS a menudo se logra mediante el uso de pruebas frecuentes. La frecuencia de las pruebas requeridas documentadas en el SRS debe seguirse rigurosamente. Si el SRS dice que la prueba se realiza en un intervalo de 6 meses, se debe hacer a los 6 meses estrictamente, no un año.

En resumen se debe tener cuidado en cualquier decisión de implementar un HIPS. El uso de un HIPS generalmente debe limitarse a la reducción de relevo y la carga al quemador en las instalaciones existentes. Un SIS no debe servir como la única justificación para la reducción de los requisitos que relevan la presión sobre las piezas individuales de equipo. Completamente documentar cualquier justificación exhaustiva de un análisis de riesgo que identifique todos los escenarios posibles de sobrepresión y sus consecuencias. Seleccionando un

adecuado SIL al riesgo, y validar el diseño para el cumplimiento de este SIL. Todas las cuestiones normativas y estándares reducen a unas cuantas reglas sencillas:

- Los requisitos específicos de la jurisdicción de regulación y aplicación deben ser determinados. En algunos casos, la aprobación de las autoridades locales se requerirá.
- Los requisitos reglamentarios y las normas deben ser comprendidos por todas las partes, incluida la gestión, instrumentación y eléctrica, operaciones y mantenimiento.
- Se debe llevar a cabo la evaluación de riesgos detallada para demostrar que la solución HIPS puede abordar adecuadamente todas las situaciones de sobrepresión creíbles.
- El usuario debe verificar que los HIPS funcionarán desde el punto de vista del proceso (por ejemplo, que las válvulas pueden cerrarse a tiempo para evitar la propagación de la onda de presión).
- La disponibilidad de los HIPS debe ser tan buena o mejor que la de un dispositivo mecánico que se reemplaza.
- El usuario debe entender la importancia de los aspectos de diseño específicos de la aplicación, así como los costos asociados de la prueba intensiva y programa de mantenimiento cuando se utiliza un HIPS.

No hay metodologías, ni secuencias ya establecidas para la implementación de HIPS, actualmente solo se cuenta con guías y apéndices tales como el Apéndice “E” del API 521.



## **CAPITULO 2: METODOLOGÍAS Y TÉCNICAS DE ANÁLISIS PARA EL CÁLCULO DE FLUJOS A RELEVAR**

Cuando una planta opera normalmente, se vuelve imprescindible mantener las variables de operación dentro de un rango que ha sido preestablecido y con las cuales se obtendrá el producto dentro de la capacidad y especificación de diseño.

Mientras se conserven las condiciones de operación en la planta, todo permanecerá bajo control para el personal; una vez que se presente alguna falla operacional, algún siniestro o cualquier otro tipo de problema dentro de la planta, como respuesta actuarán los sistemas de seguridad que han sido instalados para tal eventualidad.

Los sistemas de seguridad deben operar según el tipo de falla que se presente en el proceso; estos son la red contra incendio y/o el de los dispositivos de relevo de presión, ambos cumplen el mismo objetivo, la protección del personal y la de los equipos. En este caso los dispositivos de relevo de presión llegarán a operar cuando se tenga un incendio, fallas operativas y fallas de servicios auxiliares, los cuales provocarán una sobrepresión en los equipos y por lo tanto un desalojo de masa.

El SRP es la última capa de protección de vida al personal, medio ambiente y de la industria de proceso para relevar masa de un recipiente que se encuentra sobrepresionado; el propósito de una válvula de seguridad no es el control o la regulación de la presión en el recipiente o sistema que protege la válvula y esencialmente no debe sustituir el lugar de una válvula de control, a menos que se considere la implementación de HIPS.

Los DRP se utilizan en una amplia variedad de condiciones de proceso, que van desde fluidos de proceso de servicio limpio a fuertemente corrosivos y tóxicos, desde temperaturas muy bajas a temperaturas muy altas; por ello los procedimientos de inspección deben aplicarse como un método para minimizar las posibilidades de mal funcionamiento, y por tanto mantener los más altos niveles de seguridad.

El funcionamiento de los DRP se considera delicado; su implementación puede parecer poco sofisticado, pero en su diseño, exactitud y función, se asemejan a un instrumento crítico durante la realización de una función esencial. Estos dispositivos deben ser autónomos y siempre responder con precisión a las condiciones del sistema y evitar una falla catastrófica cuando otros instrumentos y



## METODOLOGIAS Y TECNICAS DE ANALISIS PARA EL CALCULO DE FLUJOS A RELEVAR

sistemas de control no logran mitigar adecuadamente los eventos anormales que se presentan en el proceso.

Las consecuencias que se pueden desarrollar a partir de la pérdida de cualquier servicio público, ya sea en toda la planta o local, serán cuidadosamente evaluado. Se consideran casos de tanto la pérdida completa de una utilidad y la pérdida parcial de una utilidad.

(12) Tabla 2.1 Guía para el relevo requerido bajo condiciones seleccionadas

Punto	Condiciones	Fase del fluido <sup>(1)</sup> Relevo-Líquido	Fase del fluido <sup>(1)</sup> Relevo-Vapor
1	Descarga bloqueada en recipientes	Total del líquido bombeado	Vapor total de entrada más el generado en el momento de la descompresión.
2	Falla de agua de enfriamiento en el condensador	---	Vapor total del condensador a las condiciones de relevo
3	Falla de reflujo en la Torre	---	Vapor total de entrante más vapor que se genera en el momento de la descompresión menos el vapor de condensados por el reflujo de corrientes secundarias
4	Falla de reflujo de corriente secundaria	---	Diferencia entre el vapor que entra y sale de la descompresión en equipo
5	Falla de absorción de aceite	---	Ninguno, normalmente
6	Acumulación de no-condensables	---	El mismo efecto que ocurre en las Torres que se mencionan en el punto 2, en otro tipo de recipientes puede aplicar el punto 1.
7	Entrada de material de alta volatilidad	---	---
	Agua con hidrocarburos	---	Para las Torres no es predecible
	Hidrocarburos ligeros en una mezcla caliente	---	Para intercambiadores de calor, asumir un área dos veces la sección transversal interna del área de un tubo para considerar el vapor generado por la entrada del fluido volátil debido a la ruptura del tubo
8	Llenado excesivo de tanques de almacenamiento	Total del líquido bombeado	---
9	Falla de controles automáticos	---	Análisis de caso particular
10	Vapor sobrecalentado		Generación estimada de vapor máximo incluidos los no condensables que se sobrecalienten

## METODOLOGIAS Y TECNICAS DE ANALISIS PARA EL CALCULO DE FLUJOS A RELEVAR

<b>11</b>	Flujo dividido en intercambiadores de calor	Considerar dos veces el flujo que pasa por el área transversal de un tubo	Considerar dos veces el flujo que pasa por el área transversal de un tubo; también se identifican los efectos enunciados en el punto 7 para intercambiadores
<b>12</b>	Explosión interna	---	No controlado por los dispositivos de descompresión clásicos
<b>13</b>	Reacción química (nota: esta condición no es alcance del presente trabajo)	---	Estimar la generación de vapor a partir de condiciones normales y condiciones no controladas; considerar efectos de flujo a dos fases
<b>14</b>	Expansión hidráulica	---	---
	Líquido frío bloqueado	Ver 2.2.6	---
	Líneas bloqueadas fuera de proceso	Ver 2.2.6	---
<b>15</b>	Fuego exterior <sup>(b)</sup>	Ver 2.3	Estimado por el método propuesto en 2.3
<b>16</b>	Falla de energía (vapor, energía eléctrica, otros)	---	Estudio de la instalación para determinar el efecto de la falla de alimentación, dimensionar el tamaño de la válvula de relevo por la peor condición que pueda ocurrir.
	Fraccionadoras	---	La pérdida de todas las bombas, con el resultado de la falla de reflujo y agua de enfriamiento
	Reactores	---	Considere la posibilidad de falla de agitación, apagar o retardar la corriente, el tamaño de las válvulas de relevo se determinará en función de una reacción descontrolada. <sup>(2)</sup>
	Aeroenfriadores	---	Falla del ventilador, el tamaño de la válvula se determinará entre el que opere normal y el de emergencia.
	Tanques	---	El líquido de entrada máximo

### NOTAS

1. Se puede considerar en la reducción de flujos a relevar como resultado de la presión de descarga y está por encima de la presión de operación.
2. No es alcance de este trabajo

Para establecer el tipo y dimensiones del DRP es necesario evaluar todas las causas posibles que se puedan presentar durante la operación de una planta; por ello es necesario conocer las diferentes causas que generan sobrepresión y su impacto en el sistema.

## 2.1 Causas que generan sobrepresión

El diseño de los DRP requiere de un estudio detallado en las posibles situaciones que puedan causar el relevo de las válvulas, esto para determinar la máxima carga de emergencia a desalojar en un equipo las cuales ya han sido descritas en 1.1.5 Causas de sobrepresión en SRP.

El diseño se basa en la máxima presión anticipada durante la operación del equipo y su temperatura correspondiente, a esta presión se le conoce como presión de diseño, y es 10% mayor que la presión normal de operación, por lo que las válvulas de seguridad deben estar ajustadas a esa presión o debajo de la misma para poder proteger el equipo.

La capacidad de relevo de las válvulas de seguridad en un mismo equipo será diferente para cada causa que ocasione una sobrepresión.

Las causas principales que ocasionan la sobrepresión se clasifican en:

- Fallas operacionales
- Fuego en planta

Las Fallas operacionales típicas son causadas por descarga bloqueada, apertura inadvertida de válvulas, fallas de servicios y otros que se les llamara misceláneos o poco comunes.

La base para la determinación de las capacidades de relevo como resultado de las diferentes causas de la sobrepresión será presentada de una forma general, en donde se darán los datos que se deben tomar en cuenta para la especificación de las válvulas de seguridad.

El manejo adecuado de la asignación de las fallas posibles a los equipos que se quieren proteger, nos dará la pauta de que se cumplirá con el objetivo de la protección del personal y del material mecánico.

La falla por fuego en planta se da cuando se produce un incendio en una planta, cualquier recipiente que procese o maneje materiales inflamables o no inflamables pueden estar expuestos al fuego.

Si el recipiente contiene líquido, el calor suministrado ocasionara que una parte o todo el líquido pase a la fase vapor, provocando un aumento de presión que debe ser liberado por un dispositivo de relevo.

## METODOLOGIAS Y TECNICAS DE ANALISIS PARA EL CALCULO DE FLUJOS A RELEVAR

Existe una limitación de tipo físico con respecto al tamaño de la flama. De la observación de varios incendios se determinó que la altura máxima que se puede alcanzar una flama es de 25 ft a partir de cualquier superficie capaz de sostenerla.

La Tabla 2.2 nos menciona algunos servicios que normalmente se utilizan y pueden fallar; así como una lista parcial de los equipos afectados que puede causar sobrepresión.

<sup>(12)</sup> Tabla 2.2 Posibles fallas de servicios y equipo afectado

Falla presentada	Equipo afectado
Energía Eléctrica	Bombas de circulación de agua de enfriamiento/medio plazo, alimentación de calderas, o reflujo.
	Intercambiadores operados por ventiladores para enfriamiento por aire, Torres de enfriamiento, o aire de combustión.
	Compresores para el vapor de proceso, aire de instrumentos, vacío o enfriamiento.
	Instrumentación.
	Válvulas operadas por motor.
Enfriamiento por medio de agua	Condensadores para proceso o servicios.
	Enfriadores para fluidos de proceso, lubricantes o aceites.
	Chaquetas de equipo rotativo.
Aire de instrumentos	Transmisores y controles.
	Regulación de válvulas de proceso.
	Alarmas y sistemas de paro.
Vapor	Control de bombas operadas por turbina, compresores, sopladores, ventiladores de aire de combustión y generadores eléctricos.
	Bombas recíprocantes.
	Equipo que utiliza directamente la inyección de vapor.
	Eyectores.
Vapor de media	Intercambiadores de calor (Reboilers)
Calentadores (combustible, gas, etc.)	Calderas.
	Rehervidores (reboilers)
	Controladores de motor para bombas o generadores eléctricos.
	Compresores.
	Turbina de gas.
Gas inerte	Sellos.
	Reactores catalíticos.
	Purga de instrumentos y equipo



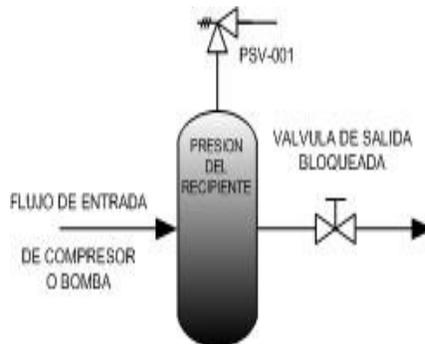
## 2.2 Fallas operacionales

Éstas se refieren a problemas por alguna mala operación que se presente en alguna parte del equipo o sistema en la que participe el operador al tratar de hacer un ajuste en las variables de operación y las más comunes son las que a continuación se describen.

### 2.2.1 Descarga bloqueada

El cierre inadvertido de una válvula de bloqueo a la salida de un recipiente mientras la planta está en operación, puede exponer al recipiente mientras la planta está en operación, a una presión que exceda a la máxima presión de trabajo permisible, por lo que se requerirá una válvula de seguridad para protegerlo de esta situación.

Sí se encuentran dos recipientes conectados en serie y están aislados por válvulas de bloqueo, se recomienda que cada recipiente este protegido en forma individual por una válvula de seguridad. Si no existiera esta válvula de bloqueo entre los recipientes, se podría tener una válvula de seguridad común para este sistema.



(\*)Figura 2.1 a Descarga bloqueada

Cuando se presenta este tipo de falla en un equipo, la capacidad de la válvula de seguridad deberá ser por lo menos la masa de flujo que está circulando en ese momento. La presión de relevo corresponderá a la presión de ajuste más la sobrepresión considerada.

La falla por descarga bloqueada aplicara en forma general para:

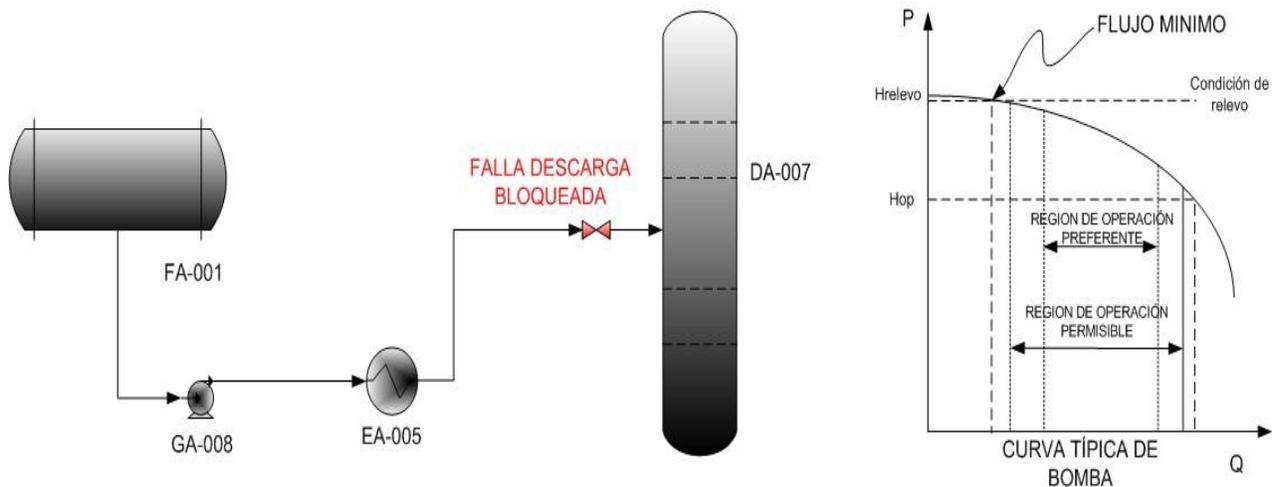
- Compresores recíprocos
- Bombas centrífugas

## METODOLOGIAS Y TECNICAS DE ANALISIS PARA EL CALCULO DE FLUJOS A RELEVAR

- Bombas de engranes
- Torres fraccionadoras
- Recipientes
- Intercambiadores de calor, donde una de las corrientes es alimentada por bomba.

Cada una de estas fallas se verá por separado ya que las condiciones de relevo son diferentes para cada equipo.

Ejemplo: en la descarga de una bomba lo que normalmente se protege, es el equipo que está en la corriente de bombeo, y que puede ser afectado por el aumento de la presión de descarga al cerrar una válvula, por lo cual el flujo a relevar es el que normalmente está manejando la bomba a una presión de ajuste.

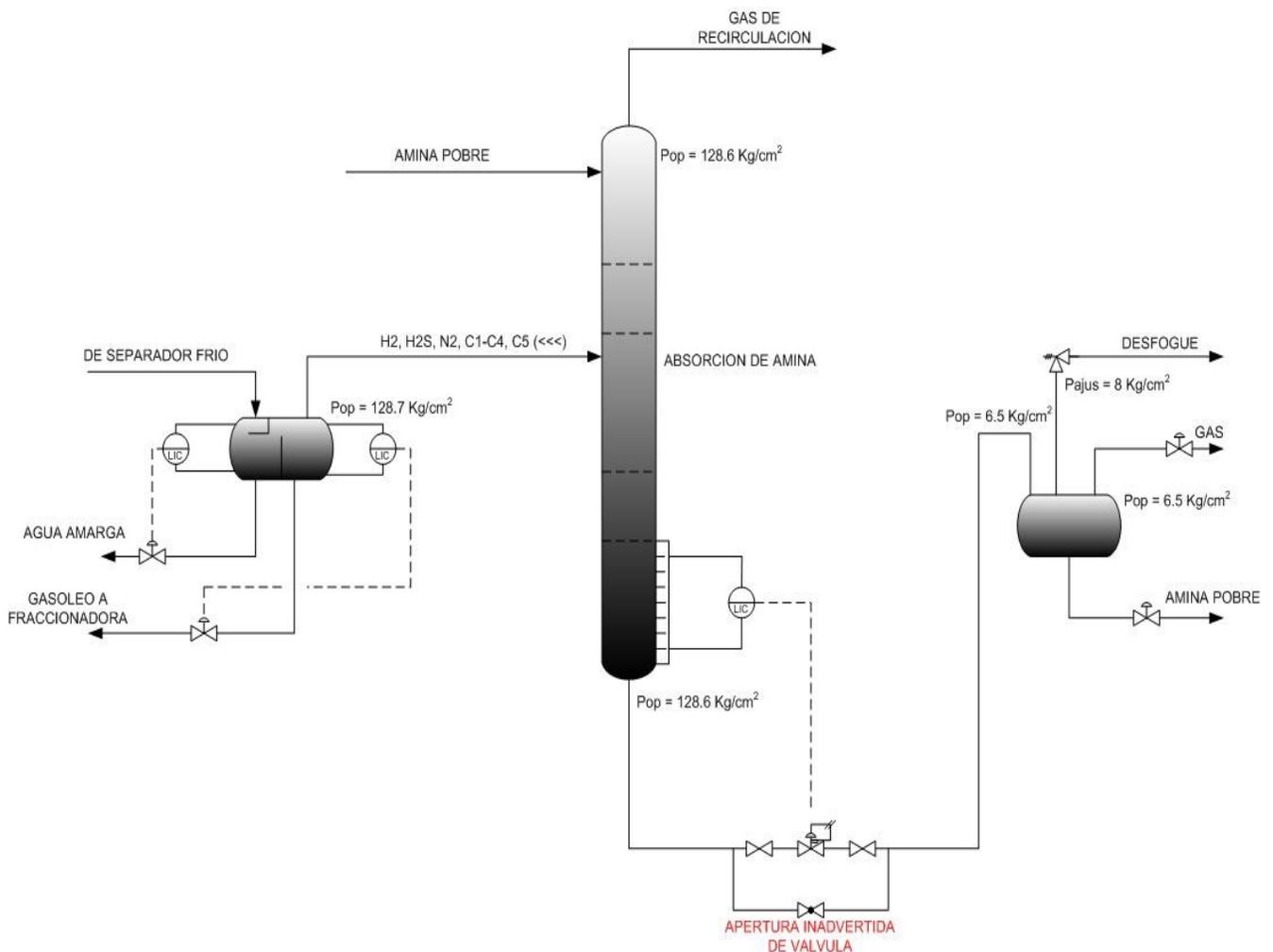


(\*) Figura 2.1 b Descarga bloqueada

Otra técnica empleada para la disminución de flujos a relevar es la aplicación de los “Procedimientos Operativos”; los cuales deben ser aceptados por el usuario, debido a que éste conlleva un riesgo inherente, el cual deberá ser minutado por todas las partes involucradas. Un ejemplo de lo anterior son los topes mecánicos aplicados a válvulas de control.

### 2.2.2 Apertura inadvertida de válvula.

La apertura inadvertida de una válvula de un punto de operación de mayor presión a otro que está a menos presión, causará un exceso de materia y energía que pueda exceder la máxima presión de trabajo permisible, lo cual puede originar consecuencias bastante serias sino desastrosas; en la Figura 2.2 se observa un claro ejemplo de este tipo de caso, ya que la torre opera a una presión de  $128.6 \text{ kg/cm}^2$ , si cualquier elemento de control falla; y si se toman decisiones operativas erróneas, estas pueden ocasionar pérdida de sello de líquido en el sistema exponiendo a una depresión súbita poniendo en peligro la integridad del equipo mecánico del equipo a baja presión ( $6.5 \text{ kg/cm}^2$ ).

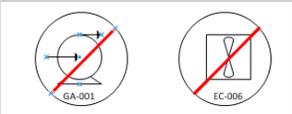
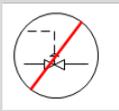


(\*) Figura 2.2 Apertura inadvertida de válvula

### 2.2.3 Falla de servicios

La pérdida de cualquier servicio, ya sea general o local, puede originar una sobrepresión. Este tipo de falla es bastante seria, ya que en muchos casos es la que determina la carga con la cual se diseñará la válvula de seguridad.

Una relación de servicios auxiliares que pueden fallar y por lo tanto afectar a los equipos, se enlista a continuación en la Tabla 2.3:

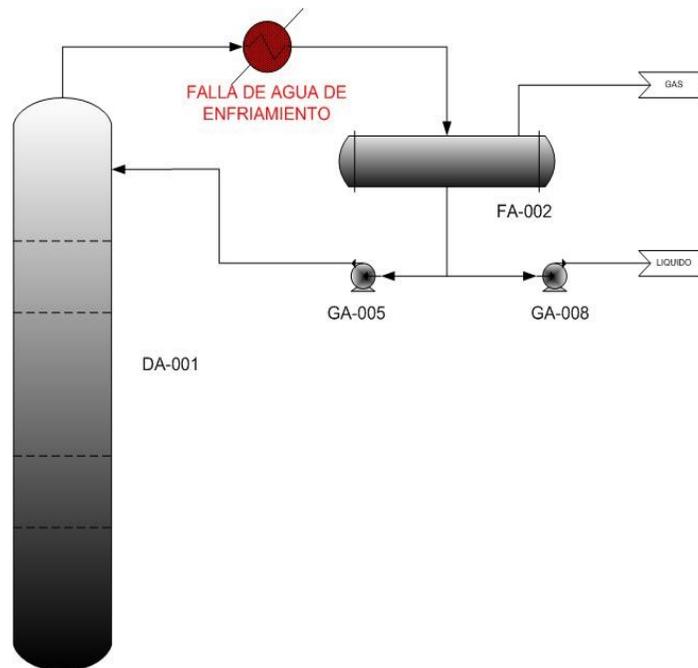
SERVICIO	FALLA
<b>Energía eléctrica</b>  	1.- Bombas para la recirculación de agua de enfriamiento, alimentación a calderas, apagado o reflujos. 2.- Ventiladores o aroenfriadores de las Torres de enfriamiento. 3.- Compresores para los servicios de vapor de proceso, aire de instrumentos, vacío o refrigeración. 4.- Instrumentos de control.
<b>Agua de enfriamiento</b>  	1.- Transmisores y controladores. 2.- Válvulas reguladoras de proceso. Alarmas y sistemas de paro. 3.- Procesos donde se emplea la inyección de vapor en forma directa.
<b>Aire de instrumentos</b>  	1.- Accionadores de turbina para bombas, compresores o generadores de electricidad. 2.- Reboilers. 3.- Procesos donde se emplea la inyección de vapor en forma directa. 4.- Sistemas de vacío.
<b>Vapor</b>  	1.- Accionadores de turbina para bombas, compresores o generadores de electricidad. 2.- Reboilers. 3.- Procesos donde se emplea la inyección de vapor en forma directa. 4.- Sistemas de vacío.
<b>Combustible</b>  	1.- Calderas para generación de vapor. 2.- Accionadores de combustión para bombas o generadores eléctricos. 3.- Calentadores de proceso. 4.- Turbina de gas.

<sup>(12)</sup> Tabla 2.3 Falla de servicios auxiliares y posibles consecuencias

### 2.2.3.1 Falla de agua de enfriamiento

Como ya se indicó, cuando se está condensando un fluido, con agua de enfriamiento en un intercambiador, y se presenta la falla de agua, los vapores ya no se condensarán y la masa a relevar en este caso, normalmente es la masa total que entra al condensador menos el vapor que normalmente se está desalojando.

Debido a la dificultad de un cálculo detallado de balances de materia y energía, se puede tomar las siguientes consideraciones, las cuales nos ayudan a la determinación de los flujos de relevo.



(\*) Figura 2.3 Falla de agua de enfriamiento

Con respecto a lo citado en el API 521 en su sección 5.6.2 y 5.6.3 se tiene lo siguiente:

- Condensador total: el relevo requerido es el flujo total de vapor que entra al condensador, recalculado a la nueva composición del vapor a la temperatura correspondiente a la presión de ajuste más la sobrepresión. La capacidad de desalojo del acumulador de domos al nivel normal del líquido se limita normalmente a 5 minutos. Si la falla de enfriamiento se excede de ese tiempo, se perderá el reflujo,

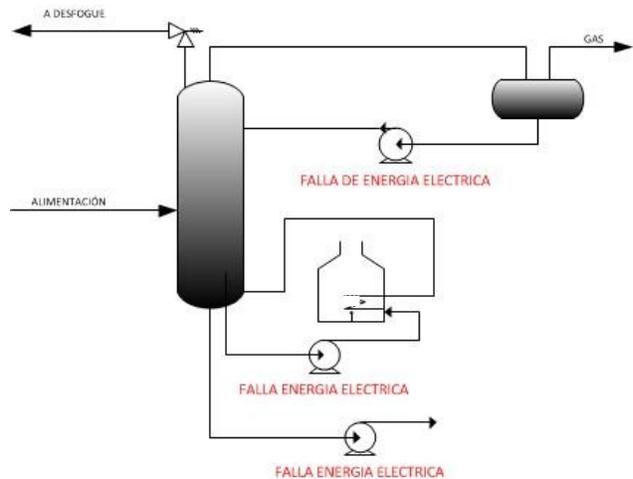
y se tendrá cambios significativos en la composición del vapor, temperatura y flujo de vapor.

- Condensador parcial: a las condiciones de relevo, el flujo a considerar es la diferencia entre el flujo de vapor total que entra y el flujo de vapor que normalmente no se condensa.

### 2.2.3.2 Falla de corriente eléctrica.

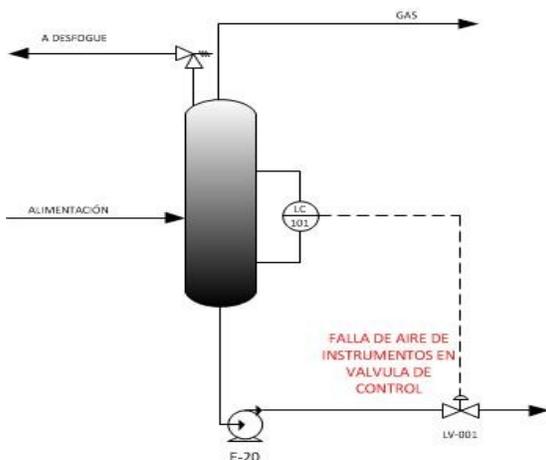
En las plantas, algunos equipos y controles son operados por corriente eléctrica y si esta llegara a fallar, dichos controles quedaran fuera de operación.

Para el caso de controles, la masa a relevar se determina de una manera similar al de falla de aire de instrumentos. En el caso de los equipos, la masa dependerá del equipo a relevar.



(\*) Figura 2.4 Falla de corriente eléctrica

### 2.2.3.3 Aire de instrumentos

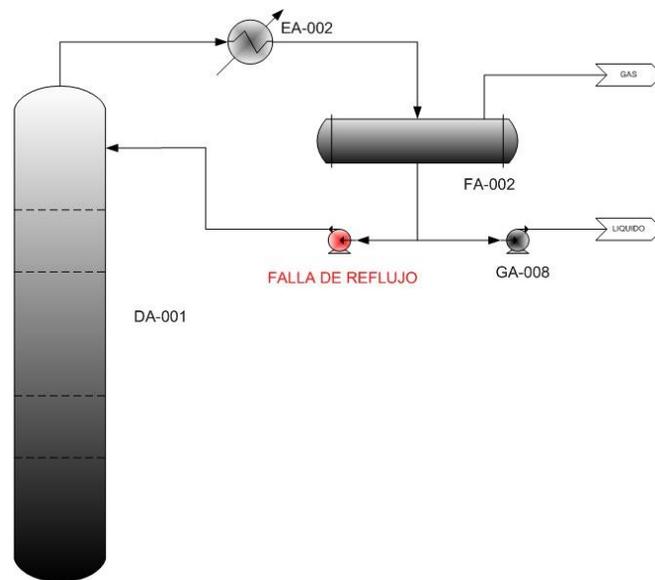


(\*) Figura 2.5 Falla de aire de instrumentos

### 2.2.4 Falla de reflujo

Este tipo de falla se asocia con un mal funcionamiento de la válvula de control de reflujo, por falla de aire de instrumentos o por el paro de bomba. En estos casos, el condensador de domos tenderá a inundarse y el vapor de domos no se podrá condensar e incrementará la presión. Por lo anterior el flujo de relevo será el mismo que el flujo para la condición de agua de enfriamiento.

Sí la columna fraccionadora tiene corrientes laterales de reflujo, su falla también originara el inundamiento del condensador, y el flujo de relevo es el flujo a la entrada del equipo.

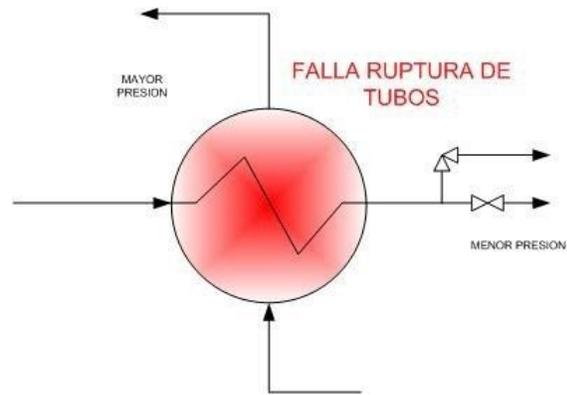


(\*) Figura 2.6 Falla de reflujo

### 2.2.5 Ruptura de tubo en intercambiador de calor

Cuando se tiene una presión de diseño menor que la presión de operación entre el lado coraza y el lado tubos en un intercambiador de calor o enfriador, deberá tenerse protección debido a una posible ruptura de tubo y ante esta posibilidad, se debe considerar el área seccional interna del tubo con dos boquillas, en la cual se va a estar descargando a una presión diferencial la cual es igual a la presión normal de operación del lado de alta menos la presión de diseño del lado de baja, lo anterior siguiendo los criterios mencionados en la NRF-032-PEMEX 2012.

En intercambiadores de calor de tubos y corazas se puede disminuir los flujos de relevo al considerar en el diseño la ruptura de tubos provocada por sobrepresión por el lado de baja presión; esta sección se debe diseñar por lo menos 10/13 (77%) de la presión de diseño por el lado de alta presión; esto con el fin de eliminar la válvula de relevo de presión.



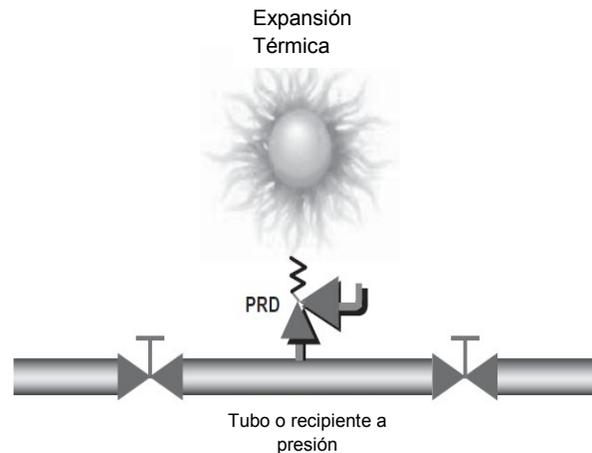
(\*)Figura 2.7 Ruptura de tubos

### 2.2.6 Expansión térmica

Cuando en un recipiente o cambiador de calor puede de alguna manera bloquearse un líquido, y existe alguna fuente de calor que pueda calentar ese líquido, éste tenderá a expandirse en mayor o menor grado, dependiendo del líquido que se trate, por ejemplo, mediante el cierre de dos válvulas de aislamiento, el líquido en el tubo o recipiente a presión puede aumentar muy lentamente debido a la ganancia de calor por el sol o un sistema de calentamiento incontrolado. Esto dará lugar a enormes fuerzas hidráulicas en el interior del recipiente o tubo a presión, ya que el líquido es incompresible y necesita ser evacuado.

Los flujos necesarios para el relevo térmico son muy pequeños, y hay válvulas de relevo térmico especiales en el mercado que se adaptan a esta aplicación específica.

El sobredimensionamiento de una válvula de relevo térmico nunca es una buena idea y los tamaños de orificio preferiblemente deben de estar cercanos al orificio D de acuerdo a las recomendaciones del API.



(4) Figura 2.8 Expansión térmica

Para intercambiadores de calor que se pueden aislar por mantenimiento de la línea, no se requieren válvulas de relevo. Los procedimientos de mantenimiento se desarrollarán para asegurar que el intercambiador de calor no se quede bloqueado por períodos prolongados de tiempo. Para su mantenimiento el

intercambiador deberá ser bloqueado primero por el lado caliente, seguido por el lado frío, para evitar el exceso de presión por el lado frío debido a la expansión térmica. Si el intercambiador no puede ser drenado de inmediato, las válvulas de bloqueo deberán permanecer abiertas mientras que la válvula que contiene el fluido caliente se enfría antes de su salida y / o drenaje para evitar una posible sobrepresión debido a un fuego exterior. Sin embargo, los intercambiadores de calor que no tienen un trazado abierto a una válvula de descarga durante el funcionamiento normal deben estar provistos de protección contra la sobre presión. Esto puede requerir una válvula de bloqueo abierta para el mantenimiento a la entrada y salida del intercambiador.

Otra técnica empleada para la disminución de flujos a relevar es la aplicación de los “Procedimientos Operativos”; los cuales deben ser aceptados por el usuario, debido a que éste conlleva un riesgo inherente, el cual deberá ser minutado por todas las partes involucradas.

Por API 521, sección 3.14 se puede utilizar la siguiente ecuación:

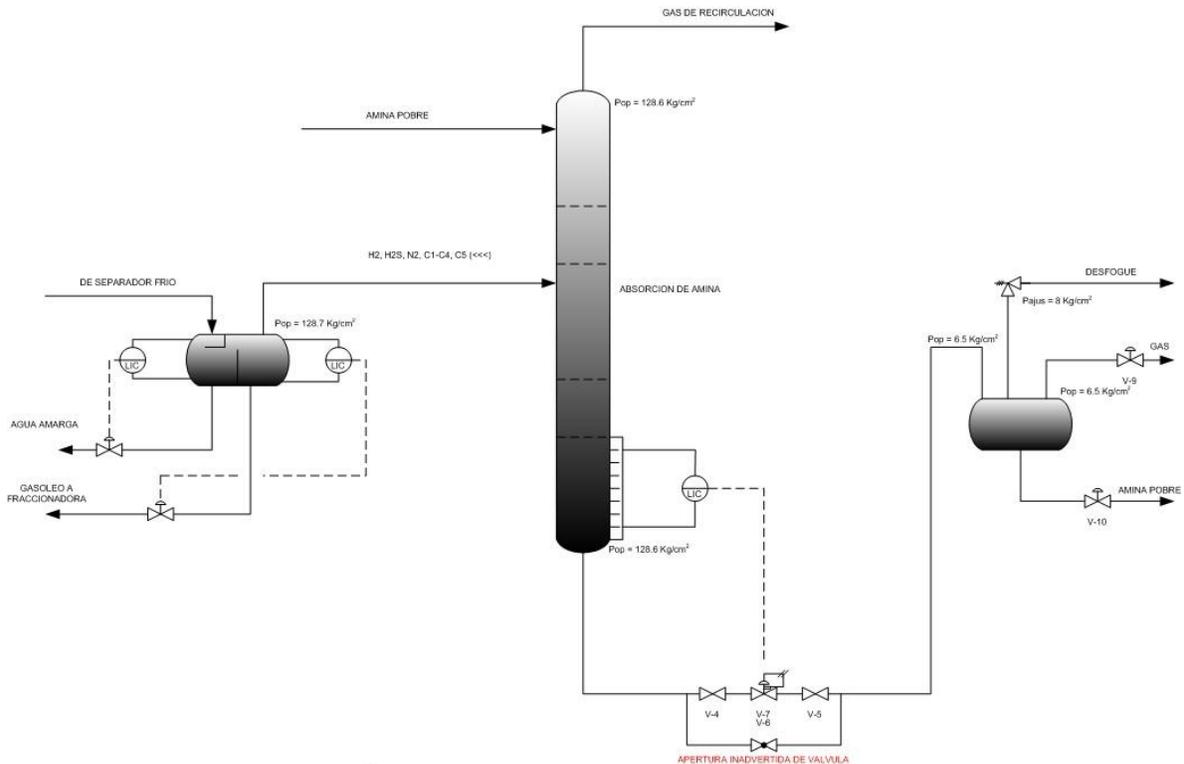
$$Q = \frac{BH}{500GC}$$

Dónde:

- $Q$  = Flujo (galones/min).
- $B$  = Coeficiente cubico de expansión por °F.
- $H$  = Transferencia de calor total (BTU/h).  
(Tasa de transferencia de calor).
- $G$  = Gravedad específica.
- $C$  = Calor específico (BTU/lb°F)

## 2.2.7 Falla de válvula de control

En este caso se trata de la falla de las válvulas de control ya sea por falla de aire de instrumentos, por falla de energía eléctrica, por congelamiento, etc.



(\*) Figura 2.9 Falla de válvula de control

La masa a relevar, será el resultado de un cuidadoso análisis acerca de los flujos, presiones y temperaturas de las corrientes relacionadas en esa falla. Por ejemplo cuando se tiene una lectura errónea en los indicadores de nivel (Figura 2.9); la válvula de control tendrá un comportamiento inestable provocando con esto desviaciones en el proceso que llevarán a condiciones de relevo.

Debe prestarse atención sobre todo a las válvulas de control con gran caída de presión y que al fallar queden abiertas.

En estas fallas en particular, la posición del dispositivo de relevo influye en la masa a relevar y consecuentemente, en el tamaño y el costo del mismo.

## 2.2.8 Simultaneidad de fallas

En este punto se debe considerar que es poco probable que se presenten dos fallas simultáneas, ya que en la práctica es realmente difícil que suceda, cuando se da el remoto caso de dos fallas simultáneas, siempre se encuentra que una de ellas es consecuencia de la otra; sin embargo, cuando la falla subsecuente tiene lugar después de un lapso de tiempo que permita la acción correctiva de los operadores, sólo debe considerarse la falla primaria, en el caso de que definitivamente si haya posibilidad de dos causas simultáneas, el dispositivo de relevo se ha de diseñar para la causa que requiera mayor masa relevada.

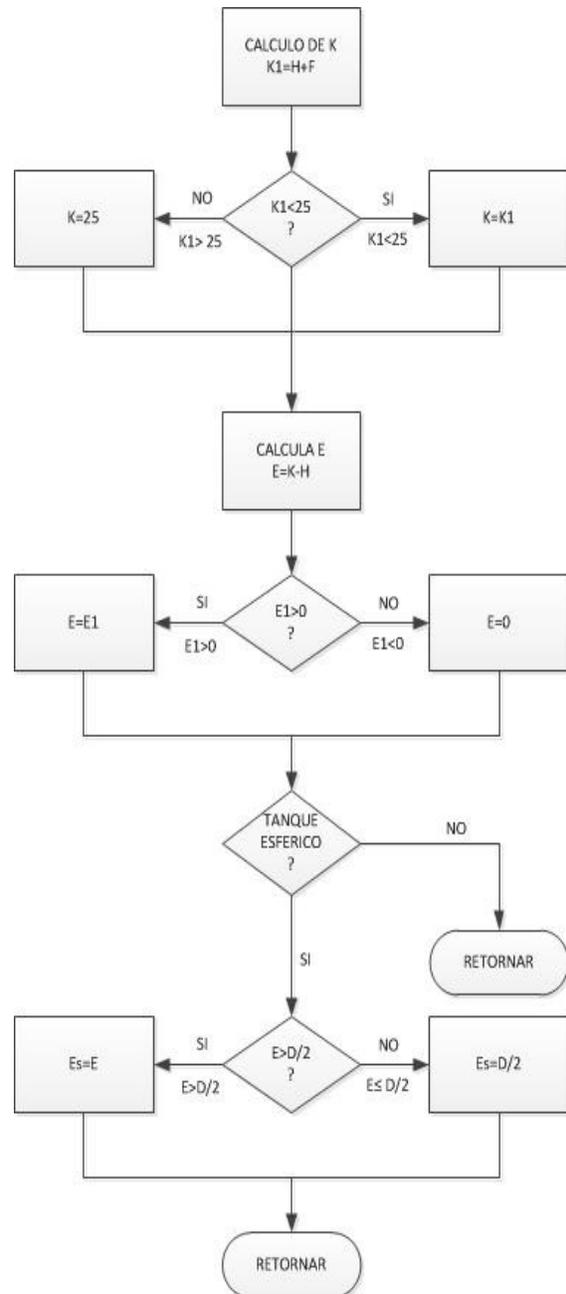
### 2.3 Fuego en planta

Cualquier equipo de proceso en una planta operando y donde se maneje líquidos o gases flamables, puede estar expuesto a fuego en cualquier momento durante su operación (ASME Sección VIII, div. I), sí es que llega a presentarse un fuego externo, el calor será absorbido por el recipiente u otro equipo expuesto a las flamas; esto es válido aun en equipos que contengan fluidos que no son flamables.

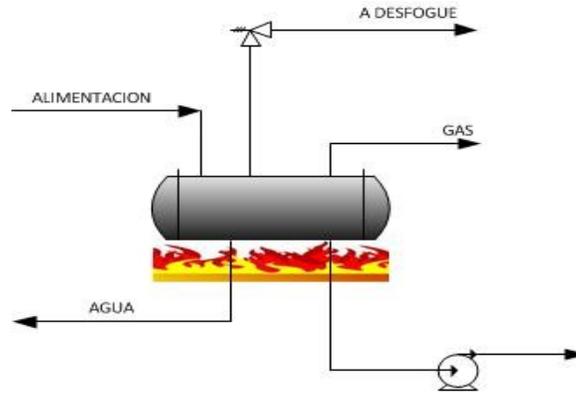
Sí esta absorción de calor continúa, la presión interna va aumentando por la generación de vapor dentro del recipiente o por la expansión del fluido, lo cual originara una sobrepresión y por lo tanto la necesidad de desalojar ese exceso por medio de un DRP.

Para estimar sí un equipo estará sujeto a la falla por fuego, se debe tomar en cuenta que este localizado a una altura máxima de 25 pies según lo citado en el "API Recommended Practice 521, Fourth Edition" de donde se tenga la base de la flama, los equipos que normalmente se calculan por fuego son: recipientes horizontales y verticales, fondos de las torres fraccionadoras, tanques de almacenamiento, cambiadores de calor lado coraza y tuberías que tengan una trayectoria larga o diámetro grande.<sup>(12)</sup>

El procedimiento utilizado para dimensionamiento por fuego depende a veces de los códigos y de las prácticas de ingeniería aplicadas en cada instalación y determinadas por el usuario. El siguiente procedimiento, según la norma API RP 520 parte 1 (véase códigos en el capítulo 4), es el más comúnmente utilizado.



<sup>(4)</sup> Figura 2.10 Diagrama lógico para la determinación del nivel efectivo de líquido



(\*) Figura 2.11 Fuego en planta

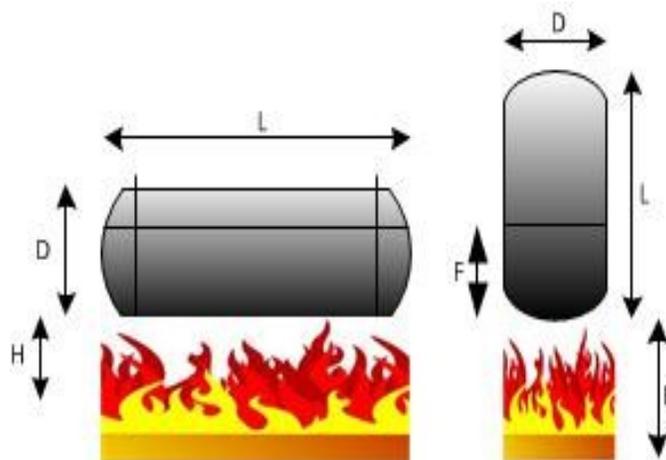
### 2.3.1 Vaporización de los líquidos

Las fórmulas están de acuerdo con API y por tanto en unidades inglesas.

Con base en el *American Petroleum Institute, API Recommended Practice 521*, se puede utilizar este método para calcular el área del orificio requerido para la VRP sobre los recipientes que contienen líquidos que están potencialmente expuestos al fuego.<sup>(12)</sup>

Paso 1: Determinar el área total de la superficie mojada.

Se debe tener en cuenta el tipo de tanque, pues de ello depende el empleo correcto de las ecuaciones, la Figura 2.12 nos muestra la metodología para determinar el nivel efectivo de líquido que se debe seguir según *The Safety Relief Valve Handbook*.<sup>(4)</sup>



(\*) Figura 2.12 Diagrama de selección de tanque por falla Fuego

Las siguientes ecuaciones se utilizan para determinar el área de superficie mojada de un tanque (superficie en contacto con el líquido almacenado). Usando la lógica como se indica en API RP 521, tabla 4: **"Efectos del fuego sobre las superficies húmedas en tanques"**.

Superficie mojada  $A_{wet}$  en  $ft^2$

Esfera:

$$A_{wet} = \pi E_s D$$

Tanque horizontal con extremos planos:

$$A_{wet} = \left( \frac{\pi DB}{180} \right) \left( L + \frac{D}{2} \right) - D \left( \left( \frac{D}{2} - E \right) \sin B \right)$$

Tanque horizontal con extremos esféricos:

$$A_{wet} = \pi D \left( E + \frac{B(L - D)}{180} \right)$$

Tanque vertical con extremos planos:

$$\text{If } E < L, \text{ then: } A_{wet} = \pi D \left( \frac{D}{4} + E \right)$$

$$\text{If } E = L, \text{ then: } A_{wet} = \pi D \left( \frac{D}{2} + E \right)$$

Tanque vertical con extremos esféricos:

$$A_{wet} = \pi ED$$

Dónde:

$A_{wet}$  = superficie mojada ( $ft^2$ )

$E$  = Nivel efectivo de líquido en  $ft$ , hasta 25 pies de flama (por lo general el nivel del suelo). Ver diagrama lógico: Nivel de líquido efectivo.

$E_s$  = Nivel efectivo de líquido en recipientes esféricos en  $ft$ , hasta un diámetro horizontal máximo o una altura hasta de 25 pies, lo que sea mayor, Ver diagrama lógico: Nivel de líquido efectivo.

$D$  = Diámetro del tanque en  $ft$  (ver Diagrama de selección de tanque por Fuego)

$B$  = Nivel de líquido efectivo, ángulo en grados =

$$\cos^{-1}\left(1 - \frac{2E}{D}\right)$$

$L$  = Longitud del tanque de extremo a extremo en  $ft$  (Ver Diagrama de selección de tanque por Fuego).

Donde en el “Diagrama Lógico: Nivel de líquido efectivo”

$K$  = Altura efectiva total de la superficie del líquido ( $ft$ )

$K_1$  = Altura total de la superficie del líquido ( $ft$ )

$H$  = Altura del tanque ( $ft$ )

$F$  = Profundidad del líquido en el recipiente ( $ft$ )

$E$  = Nivel de líquido efectivo ( $ft$ )

$E_1$  = Nivel de líquido inicial ( $ft$ )

$E_s$  = Nivel de líquido efectivo en esferas ( $ft$ )

Paso 2: Determinar la absorción de calor total.

Esta se determina en función de las adaptaciones de extinción de incendios en el sitio. Cuando existe un sistema de contraincendio y un drenaje apropiado,

$$Q = 21,000 \times F \times (A_{wet})^{0.82}$$

## METODOLOGIAS Y TECNICAS DE ANALISIS PARA EL CALCULO DE FLUJOS A RELEVAR

---

Cuando NO existe un sistema de contraincendio y un drenaje apropiado,

$$Q = 34,500 \times F \times (A_{wet})^{0.82}$$

Entonces:

$Q$  = Absorción total de calor a la superficie humedecida en (BTU/h)

$F$  = Factor ambiental (Ver tabla 2.4 con los “Factores ambientales”) del The Safety Relief Valve Handbook.<sup>(4)</sup>

$A_{wet}$  = Total de área humedecida en  $ft^2$  (ver cálculos en el paso 1)

Tipo de equipo	Factor $F(1)$
Recipiente descubierto	1
Recipiente aislado (2) (Estos valores de aislamiento son arbitrarios y la conductancia que se muestra como ejemplos está dada en BTU por pie cuadrado por hora grado Fahrenheit):	
4	0.3
2	0.15
1	0.075
0.67	0.05
0.5	0.0375
0.4	0.03
0.33	0.026
Uso de agua en tanques sin aislamiento (3)	1
Despresurización y vaciado de instalaciones (4)	1

<sup>(4)</sup> Tabla 2.4 Factores ambientales

Notas:

1. Estos valores se sugieren considerarlos para las condiciones de “API Recommended Practice 521, Section 3.15.2”. Cuando estas condiciones no existen, el juicio de ingeniería debe ser ejercida en la selección de un factor más alto o medio de protección de los tanques por la exposición al fuego en la API Recommended Practice 521, Section 3.15.4 - 3.15.5.
2. El aislamiento debe resistir el desalojo por las mangueras de la corriente contra incendios, referencia “API Recommended Practice 521”, ver tabla D-5 para una explicación más detallada”.
3. Referencia “API Recommended Practice 521”, Sección 3.15.4.2.
4. Referencia “API Recommended Practice 521”, Sección 3.15.4.3.

## METODOLOGIAS Y TECNICAS DE ANALISIS PARA EL CALCULO DE FLUJOS A RELEVAR

---

---

Paso 3: Determinar la tasa de vaporización o el gas vaporizado del líquido.

$$W = \frac{Q}{H_{\text{vap}}}$$

Dónde:

$W$  = Flujo másico en  $lb/h$

$Q$  = Calor total absorbido de la superficie mojada en BTU/h

$H_{\text{vap}}$  = Calor latente por vaporización en BTU/lb

Paso 4: Calcular el área mínima necesaria para aliviar.

Si la válvula se usa como un dispositivo suplementario para tanques que puedan ser expuestos al fuego, un factor de sobrepresión de 21% puede ser utilizado. Sin embargo, el exceso de presión admisible puede variar de acuerdo a las regulaciones locales. Los requisitos específicos de aplicación deben ser referidos para la sobrepresión permisible.

$Q$  = Entrada total de calor a la superficie mojada del recipiente.

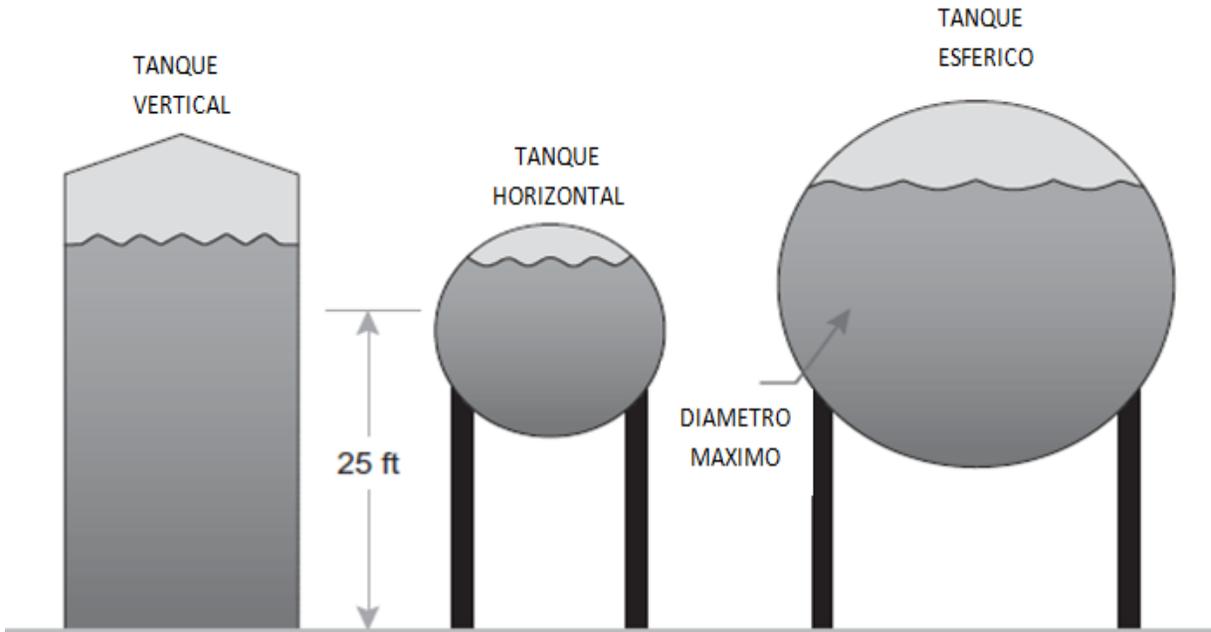
$$Q = 21000FA^{0.82}$$

$$Q = 34500FA^{0.82}$$

Dónde:

$A$  = Superficie total mojada del recipiente en ( $ft^2$ ) (hasta un máximo de 25 metros sobre el nivel del suelo o en el caso de una esfera la altura será el diámetro mayor, o lo que sea mayor) ver "Alturas de las superficies de contacto con el medio"

$F = 1$  Si se supone que no tiene aislamiento



<sup>(4)</sup> Figura 2.13 Alturas de las superficies de contacto con el medio

Dimensionamiento de los tanques que solo contienen gases y vapores (tanques sin mojarse).

Los cálculos son en unidades inglesas y basadas en las recomendaciones del API.

El siguiente método se puede utilizar para calcular el área requerida para la DRP sobre los tanques que contienen gases que están expuestos al fuego. Referencia del "API Recommended Practice 521". <sup>(12)</sup>

$$A = \frac{F' A'}{\sqrt{P_1}}$$

Dónde:

$A$  = Área mínima requerida para la descarga ( $in^2$ )

$A'$  = Área del tanque expuesta al fuego ( $ft^2$ )

$P_1$  = Presión de relevo (psi) absoluta (presión de ajuste (psig) + sobrepresión (psi) + presión atmosférica (psia)).

## METODOLOGIAS Y TECNICAS DE ANALISIS PARA EL CALCULO DE FLUJOS A RELEVAR

---

$$F' = \frac{0.1406(T_w - T_1)^{1.25}}{CKT_1^{0.6506}}$$

El valor mínimo recomendado de  $F'$  es 0.01

Cuando el valor mínimo es desconocido se debe utilizar  $F' = 0.045$

Dónde:

$T_w$  = Temperatura de la pared del recipiente, en grados Rankin. El API recomienda una temperatura de pared máxima de 1100 °F para los tanques de acero al carbono.

$T_1$  = Temperatura del gas a la presión de aguas arriba, en grados Rankin, como se determina por la relación siguiente:

$$T_1 = \frac{P_1 T_n}{P_n}$$

$T_n$  = Temperatura del gas a operación normal, en grados Rankin.

$P_n$  = Funcionamiento normal de presión de gas, libras por pulgada cuadrada, absolutas (presión del gas en operación normal (psig) + presión atmosférica (psia)).

$C$  = Coeficiente del apéndice D.

$K$  = Coeficiente efectivo de descarga.

Si bien lo anterior es el método actual oficial, varios fabricantes y usuarios finales utilizan métodos simplificados, que se consideran más bien conservadores y seguros y hacer referencia a la antigua API RP520, parte 1, D.5 que se muestra a continuación.

$$A = \frac{F' A_s}{\sqrt{P}}$$

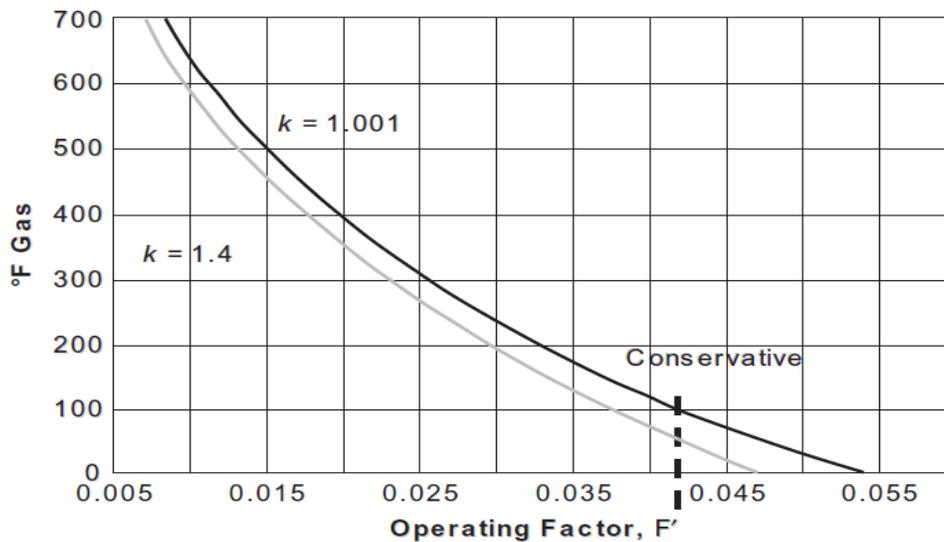
Dónde:

$A$  = Calculo de la válvula de seguridad (VRP) área del orificio ( $in^2$ )

$A_s$  = Superficie total del área expuesta del tanque ( $ft^2$ )

$P_1$  = Presión de ajuste – pérdida de presión a la entrada + sobrepresión permisible (21%) + 14.7 psia.

$F' = 0.042$  es un número conservador que se refiere al metal expuesto sin recubrimiento a la temperatura de relevo.

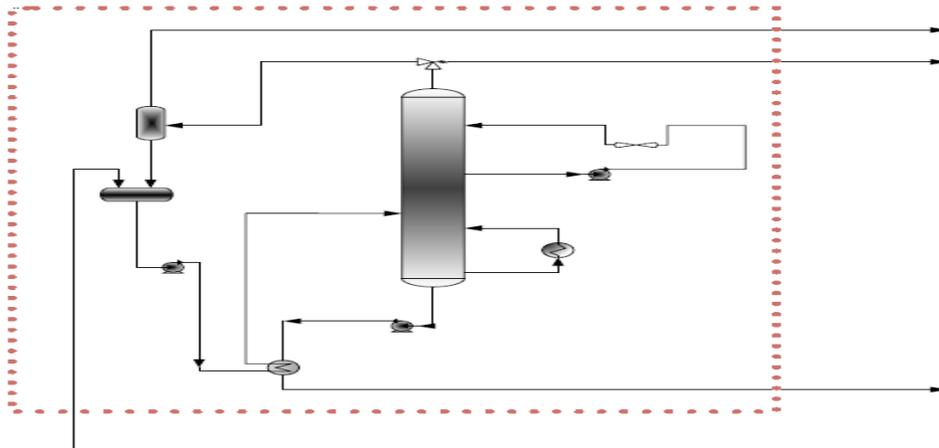


(4) Figura 2.14 Factor de operación  $F'$  en función de la temperatura del gas

Con lo anterior se establece la forma adecuada de como se deben determinar los flujos de relevo y las consideraciones que se establecen para la identificación de las fallas probables en determinado sistema; dicho flujo que resultan del análisis de fallas determinan el tamaño del DRP, la suma de todas las cargas provenientes de las unidades de proceso darán lugar al dimensionamiento final del sistema de desfogue general para todo un complejo industrial; de tal manera que es necesario implementar una metodología que nos permita reducir las cargas finales hacia el SRP del complejo, es por ello que en el presente trabajo se plantea la implementación de cortes de energía hacia sistemas previamente delimitados con la finalidad de disminuir los flujos hacia dichos sistemas y que se encuentra plasmado en el siguiente punto llamado Método de evaluación de flujos a relevar "Inbalance".

## 2.4 Método de evaluación de flujos a relevar "Inbalance"

1.- MÉTODO DEL INBALANCE. La sobrepresión es el resultado de un desequilibrio o la interrupción de los flujos normales de materia y energía que trae consigo la acumulación de éstos en el sistema. Para ello es necesario un análisis de las causas y los efectos, así como la magnitud que esto genera y es; por lo tanto, un estudio complejo y especial de un sistema previamente determinado por medio del establecimiento de una "frontera" física o imaginaria que lo delimite.



(\*) Figura 2.15 Frontera del sistema

La base para la determinación de las masas individuales de relevo es el resultado de diversas causas de sobrepresión, en forma de consideraciones generales y eventos específicos. Los resultados impactan directamente en la parte económica, operativa y mecánica, pero en ninguno de los mismos se debe afectar la seguridad de una planta o de su personal.

2.- Esta metodología implica considerar todas las posibles fallas y afectaciones a los equipos involucrados dentro del sistema, una guía metodológica que establece las posibles causas de sobrepresión se mostró en la tabla 2.1 (capítulo 2 del presente trabajo).

3.- Una vez que se ha delimitado la frontera del sistema y se han evaluado las posibles causas de sobrepresión que inciden directamente en él, se definen los efectos que trae consigo la causa que genera el relevo y que tienen su acción directa en elementos mecánicos de equipo, elementos de proceso, instrumentación, etc.; dichos efectos se muestra en una tabla 2.5 de Evaluación del caso de relevo.

Causa de relevo	Acción que se produce a raíz de la causa de relevo
Falla de energía eléctrica	*Paro de motor de bomba de alimentación a la Torre *Paro de motor de bomba de reflujo de la Torre *Paro de motor del aerofriador del reflujo de la Torre *Paro de motor de bomba de fondos de la Torre
Falla de reflujo	*Falla mecánica de alguno de los elementos del reflujo *descarga bloqueada en el retorno hacia la Torre

(12) Tabla 2.5 Evaluación del caso de relevo

4.-Los flujos de líquido o vapor para establecer las necesidades del sistema de relevo de presión son desarrollados por la entrada neta de energía. Las dos formas más comunes de energía son: (a) entrada de calor, que aumenta la presión a través de la vaporización o expansión térmica, y (b) la presión de entrada directa de las fuentes de presión más alta. La sobrepresión puede resultar de una o de ambas fuentes. La probabilidad de que coexistan las dos fallas es nula, pues la idea de que ocurren al mismo tiempo es remota y normalmente no necesitan ser considerados.

La presión y la temperatura se deben considerar para determinar los flujos individuales de relevo, ya que afectan al comportamiento volumétrico y la composición de los líquidos y de los vapores. El vapor se genera cuando el calor se agrega a un líquido. La velocidad a la cual se forma el vapor, genera cambios en las condiciones de equilibrio a causa del aumento de la presión en un espacio cerrado y el contenido de calor de las corrientes que siguen el flujo de entrada y salida del equipo (generando con esto un inbalance de entalpías). En muchos casos, un volumen de líquido puede ser una mezcla de componentes con diferentes puntos de ebullición. El calor introducido en los líquidos que no llegan a su temperatura crítica en condiciones de relevo, produce un vapor que es rico en componentes de bajo punto de ebullición, de tal manera que la entrada de calor es continua y sucesivamente se generan más componentes pesados en el vapor. Por último, si la entrada de calor es suficiente, los componentes más pesados son vaporizados.

$$\text{acumulación} = \frac{(\text{calor que entra}) - (\text{calor que sale})}{\text{calor acumulado de vaporización}}$$

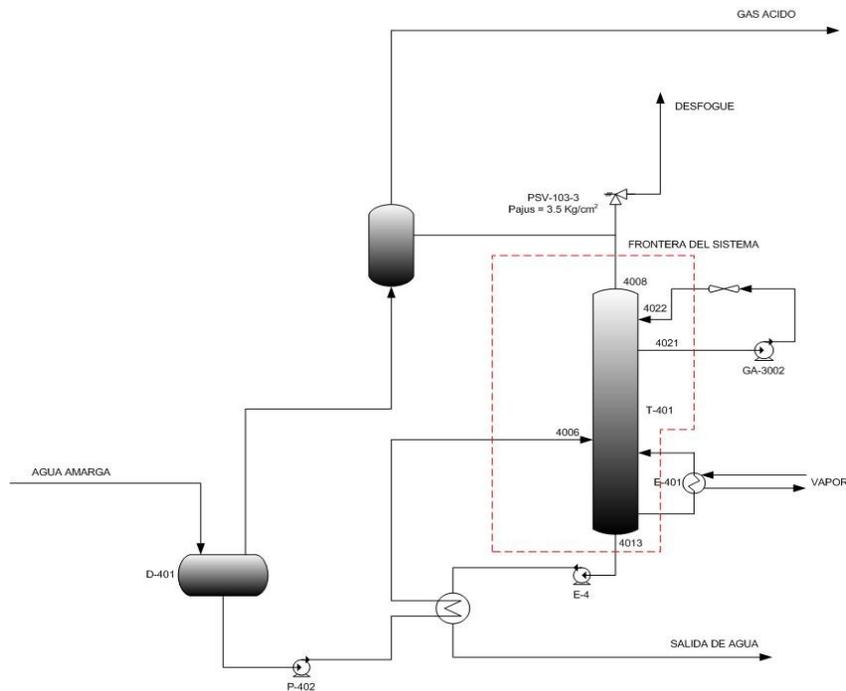
Tomando en cuenta la relación entre la entalpía de entrada y la de salida del sistema previamente delimitado, se determina la diferencia de energía inercial que se mantiene en el sistema una vez que se han llevado los cortes consecuencia de la propia falla y que genera un inbalance de energía, esta energía remanente provoca una sobrepresión y es necesario aliviar la masa que se genera consecuencia de lo anterior.

Con la metodología antes descrita basada en el *American Petroleum Institute, API Recommended Practice 521* <sup>(12)</sup> es factible un análisis de energía remanente; con lo cual se determina la masa a relevar de una falla determinada.

5.-Para la implementación de este método es necesario considerar un factor de ponderación en cuanto a las corrientes involucradas en el sistema se refieren; ya que este nos determinará si dicha corriente se mantiene o por el contrario se tiene un corte total en esta, estos factores son de 1 y 0 respectivamente. Para los casos en los que la ponderación sea 0, implica que hay un corte que trae consigo la incorporación de un elemento confiable que garantice dicho corte por ejemplo HIPS (ver punto 1.2.5 “Sistema de Protección de Alta Integridad” del capítulo 1 del presente trabajo). En el caso de un AEROENFRIADOR se considera una ponderación diferente la cual es de 0.2 esta consideración es debido a la convección natural en los ventiladores, dicho factor se fundamenta en el *American Petroleum Institute, API Recommended Practice 521 “Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems”*, en su apartado 5.6.4 “Air-cooler fan failure”.

Ejemplo:

Delimitación de la frontera del sistema.



(\*) Figura 2.16 Caso de estudio “Método del inbalance”

Se enuncian las corrientes con datos de flujo másico y entalpía de entrada y salida de la frontera establecida en el diagrama y se verifica que los datos cumplan el balance de materia y energía, a continuación se muestra el Balance de Materia y Energía (BME) de una planta típica de Aguas Amargas.

METODOLOGIAS Y TECNICAS DE ANALISIS PARA EL CALCULO DE FLUJOS  
A RELEVAR

---

CORRIENTES DE ENTRADA	FLUJO MÁSSICO (kg/h)	ENTALPIA (Kcal/h)
4006	32833	3.28E+03
4015	38350	8.16E+03
4022	55582	3.31E+03
TOTAL	126765	1.48E+04

CORRIENTES DE SALIDA	FLUJO MÁSSICO (kg/h)	ENTALPIA (Kcal/h)
4008	772	2.60E+02
4013	32061	4.07E+03
4014	38350	4.86E+03
4021	55582	5.56E+03
TOTAL	126765	1.48E+04

Una vez verificado que las corrientes cumplen con el balance de materia y energía se procede a asignar el factor de ponderación; ya que este nos determinará si dicha corriente se mantiene o por el contrario se tiene un corte total, estos factores son de 1 y 0 respectivamente.

CORRIENTES DE ENTRADA	ENTALPIA (Kcal/h)	FACTOR DE PONDERACIÓN	(FACTOR)*(ENTALPIA)
4006	3.28E+03	0.2	2.30E+03
4015	8.16E+03	0	0.00E+00
4022	3.31E+03	1	3.31E+03

CORRIENTES DE SALIDA	ENTALPIA (Kcal/h)	FACTOR DE PONDERACIÓN	(FACTOR)*(ENTALPIA)
4008	2.60E+02	0	0.00E+00
4013	4.07E+03	0	0.00E+00
4014	4.86E+03	0	0.00E+00
4021	5.56E+03	0	0.00E+00

**Calor que entra – Calor que sale = -5.61E+03 Kcal/h**



## METODOLOGIAS Y TECNICAS DE ANALISIS PARA EL CALCULO DE FLUJOS A RELEVAR

---

Donde termodinámicamente significa:

(+) Energía que fluye hacia el sistema

(-) Energía que fluye desde el sistema

Se identifica las corrientes ya sea de entrada como de salida donde exista acumulación; se determina su entalpia por unidad de masa de la siguiente manera y se obtiene su diferencia.

$$\text{Flujo de calor} = \frac{\text{Entalpia}}{\text{Flujo másico}}$$

<b>CORRIENTES DE ENTRADA</b>	<b>FLUJO MÁSIKO (kg/h)</b>	<b>ENTALPIA (Kcal/h)</b>	<b>Kcal/kg</b>
Acumulación (4022) =	55582	3310000	59.5516534

<b>CORRIENTES DE SALIDA</b>	<b>FLUJO MÁSIKO (kg/h)</b>	<b>ENTALPIA (Kcal/h)</b>	<b>Kcal/kg</b>
Acumulación (4008) =	772	260000	336.787565

**Calor de vaporización por acumulación = 277.2359114 Kcal/kg**

Por último se procede a obtener el flujo a relevar por medio de la siguiente ecuación:

$$\text{Acumulación} = \frac{(\text{calor que entra}) - (\text{calor que sale})}{\text{Calor de vaporización por acumulación}}$$

**ACUMULACIÓN= 20221.04558 kg/h**

METODOLOGIAS Y TECNICAS DE ANALISIS PARA EL CALCULO DE FLUJOS  
A RELEVAR

---

---

Por lo tanto el flujo a relevar seria de la siguiente manera:

$$\text{Flujo a relevar} = \frac{\text{Flujo total de calor}}{\text{Calor de vaporizacion por acumulaci3n}}$$

**FLUJO A RELEVAR= 11939.2902 kg/h**



## **CAPITULO 3: FLUJOS A RELEVAR “CASOS DE ESTUDIO”**

Existe una gran variedad de casos de aplicación donde es posible implementar la metodología descrita en el punto 2.4 del capítulo anterior, es relevante mencionar que para fines de este trabajo se aplicará a tres casos típicos de plantas de procesamiento de petróleo, en ellos se describe el proceso que generalmente se lleva a cabo y se consideran secciones que contienen torres de destilación ya que en ellas generalmente se suministra algún tipo de energía para llevar a cabo la separación de componentes (hornos, intercambiadores de vapor, rehervidores, etc.) y que al ocurrir alguna falla descrita con anterioridad en la sección 1.1.5 provocan alguna situación de sobrepresión dando como resultado un flujo de relevo.

### **3.1 Caso Típico de una planta de Tratamiento de Aguas Amargas**

#### **3.1.1 Descripción del proceso típico de una planta de Tratamiento de Aguas Amargas**

El tratamiento de aguas amargas tiene el propósito de desorber el  $H_2S$  y  $NH_3$  de las aguas amargas por agotamiento con vapor de baja presión como un medio de calentamiento.

La función del agotador de aguas amargas es remover  $H_2S$  y  $NH_3$  del agua, obteniendo gas amoniaco en el domo y agua agotada en el fondo con la cantidad máxima de 25 ppm en peso de  $NH_3$  y 5 ppm  $H_2S$ .

Para mantener estos niveles de concentración, la variable de ajuste con la que se cuenta es el flujo de vapor de agotamiento a través de la alimentación de flujo de vapor al rehervidor. Típicamente 1 kg de vapor de calentamiento al rehervidor produce 1 kg de vapor de agotamiento al fondo del agotador. Cuando el agua agotada excede la especificación de la concentración indicada se debe modificar el punto de ajuste de la válvula de control del flujo de vapor al rehervidor del agotador de aguas amargas de modo que este más abierta e incrementar la cantidad de vapor.

Ya que la alimentación de agua al agotador está a control de flujo y el controlador de nivel del tanque de balance ejerce acción para modificarla, a fin de admitir en la planta toda el agua amarga que se genere, normalmente existirán fluctuaciones.



Para este efecto, generalmente se instala un relacionador que automáticamente ajuste el flujo de la alimentación de vapor al rehervidor que varía con la cantidad de agua amarga; de esta manera se tendrá un mejor agotamiento de los gases ácidos.

La presión de operación del agotador de aguas amargas se establece en el menor valor posible para favorecer la desorción y su función es la obtención de gases ácidos. Para obtener gases ácidos a las condiciones requeridas (típicamente  $1 \text{ kg/cm}^2$ )

Para obtener los gases ácidos a  $1.0 \text{ kg/cm}^2$  el control de presión se establece en  $1.1 \text{ kg/cm}^2$  corriente arriba de la válvula de salida normal con destino generalmente a una planta de azufre o eventualmente hacia un quemador.

La temperatura del fondo del agotador de agua se establece al fijar la presión de operación de las torres y es esencialmente igual a la temperatura de vaporización del agua de dicha presión.

La temperatura del domo del agotador típicamente se debe mantener en  $92^\circ\text{C}$  para minimizar la cantidad de humedad en el gas ácido producto; lo anterior, generalmente se realiza a través de un controlador de flujo en cascada con el controlador de temperatura ubicado en la línea del domo del agotador; en caso de que la temperatura del domo se incrementa arriba de  $92^\circ\text{C}$ , automáticamente se abre más la válvula de recirculación al agotador para contar con un flujo mayor de enfriamiento y restablecer la temperatura prefijada de esta manera. El nivel del líquido en el agotador se regula por medio de una válvula de control de nivel en la salida del enfriador de aguas amargas agotadas permitiendo el paso de un flujo mayor sí se incrementa el nivel y viceversa.

La presión en el tanque de balance de aguas amargas se iguala a la presión del domo del agotador por medio de una línea de igualación del tanque separador de líquidos de gas ácido

En condiciones de operación anormal se consideran las situaciones en las cuales seguirá operando la sección, sin importar que algún equipo de proceso salga de operación.

A continuación se discute la siguiente falla que se puede presentar en la sección de gases amargos:

- Falla del rehervidor del agotador de aguas amargas
- Presencia de hidrocarburos en las aguas amargas que entran al tanque de balance de aguas amargas



## FLUJOS A RELEVAR “CASOS DE ESTUDIO”

- Los datos empleados para evaluar el ejemplo son típicos de una planta de “Aguas Amargas”.

Utilizando la ecuación mencionada en el manual “METODO DEL INBALANCE”

$$\text{acumulación} = \frac{(\text{calor que entra}) - (\text{calor que sale})}{\text{calor acumulado de vaporización}}$$

Se obtiene:

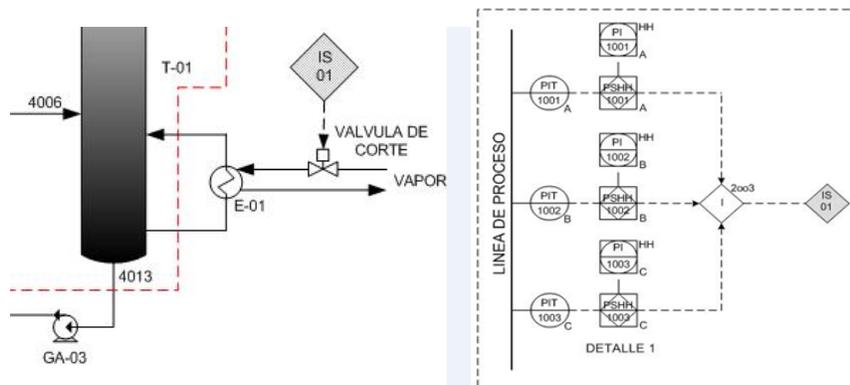
(<sup>o</sup>) Tabla 3.1 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método convencional”

Falla de Energía Eléctrica (REBOILER)							
Entradas	kg/h	Mkcal/h	Factor	Acción	Q rem	Corriente	Mkcal/kg
4006	32833	3280	0.2	Remanente	656.0	4022	59.6
4015	38350	8160	0	Paro	0.0	4008	336.8
vapor	55582	3310	1	Operando	3,310.0	Δh Sistema	277.2 Mkcal/kg
	126,765.0	14,750.0			3,966.0		
Salidas							
4008	772	260	0	Paro	0.0	Q remanente	
4013	32061	4070	0	Paro	0.0	3,966.00	Mkcal/h
4014	38350	4860	0	Paro	0.0	Flujo a Relevar	
4021	55582	5560	0	Paro	0.0	<b>14,305.5</b>	kg/h
	126,765.0	14,750.0			0.0		

(<sup>o</sup>) Tabla 3.1.1 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método del Inbalance”

Falla de Energía Eléctrica (REBOILER)							
Entradas	kg/h	Mkcal/h	Factor	Acción	Q rem	Corriente	Mkcal/kg
4006	32833	3280	0.2	Remanente	656.0	4,022	59.6
4015	38350	8160	0	Paro	0.0	4,008	336.8
vapor	55582	3310	0	Corte	0.0	Δh Sistema	277.2 Mkcal/kg
	126,765.0	14,750.0			656.0		
Salidas							
4008	772	260	0	Paro	0.0	Q remanente	
4013	32061	4070	0	Paro	0.0	656.0000	Mkcal/h
4014	38350	4860	0	Paro	0.0	Flujo a Relevar	
4021	55582	5560	0	Paro	0.0	<b>2,366.2</b>	kg/h
	126,765.0	14,750.0			0.0		





(\*) Figura 3.1.1 Corte propuesto dentro de una planta de Tratamiento de Aguas Amargas

La implementación de una válvula de corte de alimentación de vapor mostrada en la Figura 3.1.1 hacia el rehervidor de la torre es la aplicación de HIPS para la disminución de los flujos a relevar dentro del sistema; corte que se muestra en la Tabla 3.1.1 y sus repercusiones al cerrar por completo la alimentación del vapor hacia la torre dan como resultado lo siguiente:

NOTAS

Diferencia de flujo a relevar = **11,939.29** kg/h

(+) calor acumulado que genera sobrepresión

(-) no hay sobrepresión

Una de las claves para aplicar la reducción de flujos a relevar es que el sistema contenga fuentes de energía dentro de la frontera delimitada, en otras palabras, equipos que adicionen energía.

En la tabla 3.1 se enuncian las corrientes de entrada y salida que fueron incluidas por el sistema analizado; así como el flujo que generalmente se releva por falla de energía eléctrica. Cabe mencionar que el factor de 1 se le asigna a las corrientes que aportan energía al sistema (corrientes vivas) y 0 a las que paran a causa de la falla analizada.

Al obtener el flujo que normalmente se releva por falla de energía eléctrica, en la tabla 3.1.1 se identifica el corte de la corriente de vapor vivo que alimenta al rehervidor de la torre y con ello se reduce el 83.4% del flujo a relevar; lo que significa reducir drásticamente el tamaño del dispositivo de relevo empleado.



### **3.2 Caso típico de una Torre de Destilación Atmosférica.**

#### **3.2.1 Descripción del proceso típico de una Torre de Destilación Atmosférica**

El crudo que viene de los calentadores es alimentado a la torre atmosférica.

La torre atmosférica consiste en una sección de platos de válvulas de dos pasos localizados en el tambor de la torre, después de esta sección hay un lecho empacado, posteriormente viene otra sección con válvulas de dos pasos y después de esta sección, hay lechos empacados, por último, en el fondo de la torre hay una sección de platos perforados de dos pasos.

La alimentación de crudo parcialmente vaporizada se hace por debajo del primer lecho empacado.

La energía complementaria necesaria para la separación de las diferentes corrientes es producida por medio de una corriente de vapor de arrastre sobrecalentado en la sección de convección de los calentadores del crudo; este vapor de arrastre es alimentado a control de flujo en la sección de platos perforados del fondo de la torre atmosférica.

Por el acumulador de la torre atmosférica se extrae, en forma, de vapor la fracción más ligera del crudo alimentado, gasolina producto, más el vapor de agotamiento utilizado como vapor de arrastre. El arreglo de condensación usado en la obtención de la gasolina producto, se lleva a cabo en dos etapas con el propósito de obtener una máxima recuperación de calor para el crudo.

En la primera etapa, la gasolina producto y el vapor de agua son enviados al cambiador de la primera etapa de condensación de domos. La gasolina parcialmente condensada y el agua pasan al acumulador de la primera etapa de condensación.

Antes de que los vapores entren a la primera etapa de condensación de domos típicamente se les agrega un inhibidor de corrosión y un inhibidor neutralizante con el fin de disminuir la concentración de ácido en el sistema y controlar la corrosión debida a la presencia de ácido sulfhídrico y clorhídrico.

El acumulador de la primera etapa de condensación tiene una pierna para separar el agua de los hidrocarburos, enviando el agua recuperada por medio de un control de nivel de interface de dos posiciones (on/off) para que se una con el agua recuperada en el acumulador de la segunda condensación. El agua recuperada de ambos tanques es enviada por medio de la bomba de agua ácida a tratamiento fuera del LB (Límite de Batería).

Los hidrocarburos líquidos libres de agua obtenidos en el acumulador de la primera etapa de condensación son extraídos por medio de la bomba de reflujo de nafta y se dividen en dos corrientes, de las cuales una regresa como reflujo al plato número uno de la torre atmosférica. El control de este reflujo se lleva a cabo por medio del control en cascada de la temperatura de la torre atmosférica con respecto a la corriente de reflujo.

La otra corriente de exceso de hidrocarburos es enviada por medio del control de nivel del acumulador de la primera etapa de condensación para unirse a las corrientes de este acumulador más tarde y ser enviada a la segunda etapa de condensación.

Los vapores que salen del acumulador de la primera etapa de condensación son enviados junto con el exceso de hidrocarburos para ser condensados en el cambiador de la segunda etapa de condensación de domos, previa adición de inhibidor químico e inhibidor neutralizante. Más tarde pasan por el condensador de la segunda etapa de condensación, enfriado por aire. A la salida del enfriador hay un controlador de temperatura que ajusta la abertura de las disoluciones del enfriador de aire para mantener una temperatura de 70°C.

Finalmente, el efluente pasa por el segundo condensador de la segunda etapa de condensación, que utiliza agua para enfriar. El condensado es enviado al acumulador de la segunda etapa de condensación.

En el acumulador de la segunda etapa de condensación aún se separan hidrocarburos. El agua recuperada se envía por medio de un control de nivel de interface del acumulador al unirse con la corriente de aguas ácidas que vienen del acumulador de la primera etapa de condensación, tal y como se mencionó con anterioridad, por medio de la bomba de agua ácida.

Los hidrocarburos líquidos del agua que son obtenidos en el acumulador de la segunda etapa de condensación, son extraídos por medio de la bomba de nafta atmosférica y son divididos en dos corrientes, una de las cuales es enviada como producto a plantas por medio del control de nivel en cascada del acumulador de la segunda etapa de condensación.

La otra corriente es enviada al acumulador de la primera etapa de condensación para mantener el nivel de dicho acumulador.

El control de nivel del acumulador de la primera etapa de condensación se divide en rangos, es decir, si el nivel aumenta, se abre la válvula de exceso de hidrocarburos hacia la corriente de vapores del acumulador y la válvula de gasolina de reflujo que viene del segundo acumulador se mantiene cerrada. Sí el

nivel en el primer acumulador disminuye, la válvula de exceso de hidrocarburos se cierra hacia vapores, mientras que la válvula del reflujo del producto de gasolina que viene del segundo acumulador comienza abrirse para mantener el nivel.

La presión de la torre atmosférica se mantiene indirectamente por medio del control de presión de rango dividido localizado en el acumulador de la segunda etapa de condensación, que admite gas combustible para recuperar presión cuando el sistema esta depresionado y envía los gases no condensables a planta o venta cuando el sistema esta sobrepresionado.

De la torre atmosférica se obtienen cuatro extracciones laterales de producto al igual que cuatro recirculaciones intermedias que dan calor a los trenes de precalentamiento de crudo y normalizan el perfil de la temperatura de la torre atmosférica. Las cuatro extracciones son de turbosina, querosina, diesel y gasóleo pesado.

Las recirculaciones intermedias que se obtienen para ajustar el perfil de temperatura de la torre atmosférica son las siguientes:

La primera extracción parcial de líquido es la querosina, que es extraída del fondo del séptimo lecho empacado de la torre atmosférica y es enviada por medio de la bomba de rebombeo de querosina hacia el cambiador denominado crudo-rebombeo de querosina. A la salida de este equipo se instala una válvula de tres vías con un controlador diferencial de temperatura que mide la diferencia de temperatura entre la entrada y salida del cambiador; en caso de que la diferencia de temperatura aumente, permite que pase más flujo a través del cambiador, y en caso de que la diferencia disminuya se reduce el flujo que va hacia el cambiador, abriendo el puerto hacia el desvío (by-pass), con el fin de mantener la diferencia de temperatura constante. Más tarde el rebombeo de querosina pasa por el aerofriador de rebombeo de querosina, que por lo general está fuera de operación.

En caso de ser necesario, se utiliza el enfriador del rebombeo de querosina para alcanzar típicamente una temperatura de 150 °C. A la salida de este aerofriador hay un control de temperatura que cierra o abre las rejillas que controlan el flujo de aire que va hacia el equipo para mantener la temperatura. Finalmente la querosina enfriada regresa a la parte superior del séptimo lecho empacado a control de flujo, ajustando de este modo el perfil de temperatura de la torre atmosférica.

La segunda extracción parcial de líquido es el diesel, que es extraído del fondo del sexto lecho empacado de la torre atmosférica y es enviado por medio de

la bomba de recirculación de diesel hacia el primero y el segundo cambiador denominado “crudo-rebombeo de diesel”. A la salida del segundo cambiador hay instalada una válvula de tres vías con un controlador diferencial de temperatura, que mide la diferencia de temperatura entre la entrada y la salida de los cambiadores; en caso de que la diferencia de temperatura aumente, permite que pase más flujo a través de los cambiadores, y en caso de que la diferencia disminuya reduce el flujo hacia los cambiadores abriendo el puerto hacia el desvío (by-pass) para así mantener la diferencia de temperatura constante.

Posteriormente, el rebombeo de diesel pasa por el aerofriador de rebombeo de diesel que por lo general está fuera de operación; en caso de ser necesario, se utiliza el aerofriador de rebombeo de diesel para alcanzar una temperatura de 150 °C. A la salida de este aerofriador hay un control de temperatura que cierra o abre las rejillas que controlan el flujo de aire que va hacia el equipo para mantener la temperatura. Finalmente, el diesel enfriado regresa a la parte superior del sexto lecho empacado a control de flujo, ajustando de este modo el perfil de temperatura de la torre atmosférica.

La tercera extracción parcial de líquido es el gasóleo pesado atmosférico (GOP), que es extraído del fondo del cuarto lecho empacado de la torre atmosférica y es reenviado por medio de la bomba de rebombeo de GOP hacia el primer y segundo cambiador de crudo.

En la salida del segundo cambiador se ha instalado una válvula de tres vías con un controlador diferencial de temperatura que mide el diferencial de temperatura entre la entrada y la salida de los cambiadores; en caso de que el diferencial de temperatura aumente permite pasar más flujo a través de los cambiadores, y en cada de que el diferencial disminuya, se reduce el flujo que va hacia los cambiadores abriendo el puerto hacia el desvía (by-pass) con el fin de mantener una temperatura constante. Más tarde, la recirculación de GOP pasa por el aerofriador de GOP que por lo general está fuera de operación; en caso de ser necesario se utiliza el aerofriador de GOP para alcanzar una temperatura de 204 °C.

A la salida de este aerofriador hay un control de temperatura que cierra o abre las rejillas que controlan el flujo de este aire que va hacia el equipo para mantener la temperatura. Finalmente, el GOP atmosférico regresa a la parte superior del cuarto lecho empacado a control de flujo, ajustando de este modo el perfil de temperatura de la torre atmosférica.

La cuarta extracción parcial de líquido es el rebombeo de lavado, que es extraído del fondo del segundo lecho empacado de la torre atmosférica y enviado

por medio de la bomba de lavado hacia dos destinos. Una de las corrientes es enviada hacia el primer y segundo cambiador de crudo de lavado. A la salida del segundo cambiador se instala una válvula de tres vías con un controlador diferencial de temperatura entre la entrada y la salida de los cambiadores; en caso de que el diferencial de temperatura aumente, permite pasar más flujo a través de los cambiadores y en caso de que el diferencial disminuya, se reduce el flujo que va hacia los cambiadores abriendo el puerto hacia el desvío (by-pass) para mantener el diferencial de temperatura constante. La recirculación de lavado enfriado se envía a la parte superior del segundo lecho empacado a control de flujo, ajustando de este modo el perfil de temperatura de la torre atmosférica. La otra corriente se envía a control de flujo hacia el filtro de lavado atmosférico y regresa a la parte superior del primer lecho empacado de la torre atmosférica.

El líquido de lavado desciende hasta el área de alimentación, lavando los vapores de la alimentación. El líquido restante se denomina “overflash”, con un alto contenido de metales y carbón, y es trasladado al área de agotamiento residual. El flujo de “overflash” es extraído de la torre para su medición, se suele establecer entre 2% y 3% del volumen de flujo de destilados y puede ser incrementado en caso de que el GOP contenga cantidades elevadas de metales y carbón o disminuido si sucediera lo contrario.

El residuo atmosférico obtenido de la destilación del crudo es extraído por el fondo de la torre atmosférica, por medio de la bomba de residuo atmosférico, hacia la unidad de vacío.

En el fondo de la torre atmosférica se alimenta vapor de agotamiento a control de flujo con el fin de reducir la presión parcial de los hidrocarburos presentes y de facilitar la separación deseada.

Por último en la sección de productos se extraen la mayor parte de los compuestos más ligeros que tienen las fracciones de cada extracción de la torre atmosférica, de tal forma que cada uno de los productos cumpla con las especificaciones de composición requeridas.

Este proceso de separación se lleva a cabo en cuatro torres de agotamiento que están dispuestas una sobre la otra en forma apilada.

En la parte superior del séptimo lecho empacado de la torre atmosférica se extrae la turbosina, la cual es enviada al agotador de turbosina para controlar el nivel de la misma; este recipiente tiene diez platos de válvulas de un paso. El propósito de este equipo es agotar la turbosina con vapor sobrecalentado que

viene de la sección de convección del calentador de crudo; el flujo de vapor de agotamiento pasa a control de flujo.

Los vapores de turbosina y el vapor de agotamiento que salen del agotador regresan a la parte superior del séptimo lecho empacado de la torre atmosférica para continuar con su rectificación, previa adición de neutralizante. La turbosina del fondo del agotador es enviada por medio de la bomba de turbosina producto hacia el cambiador de crudo turbosina.

A la salida de cada cambiador está instalada una válvula de tres vías que ajusta el flujo a través de los puertos por medio de un control de temperatura que toma la señal de la corriente de efluente de crudo. Este control tiene el propósito de permitir el paso de más flujo caliente a través del cambiador en el caso de que la temperatura del crudo disminuya o aumente, reduciendo el flujo que va hacia el cambiador denominado “crudo-turbosina”, abriendo el puerto hacia el desvío (bypass). Más tarde, la turbosina producto es enviada a control de flujo hacia el primer aerofriador de turbosina producto.

A la salida de este aerofriador hay un control de temperatura que cierra o abre las rejillas que controlan el flujo de aire hacia el equipo para mantener una temperatura de 46°C. El efluente del aerofriador es enviado como turbosina producto hacia plantas, y en caso de que no sea posible enviarla, la turbosina es enviada a almacenamiento, pasando antes por el segundo enfriador de turbosina producto, que utiliza agua para enfriar. El flujo, ya sea que vaya a plantas o a almacenamiento, es regulado por medio de un control de flujo instalado después del cambiador de crudo turbosina.

Otra de las extracciones de la torre atmosférica es la querosina, que es extraída de la parte superior del sexto lecho empacado de la torre atmosférica y es enviada al agotador de querosina a control de nivel de la misma. Este recipiente tiene ocho platos de válvulas de un paso y su propósito es agotar la querosina con vapor sobrecalentado proveniente de la sección de convección del calentador de crudo; los vapores de hidrocarburos ligeros y el vapor de agotamiento salen de agotador de querosina y regresan a la parte superior del sexto lecho de la torre atmosférica para continuar con su rectificación; el flujo de vapor de agotamiento es suministrado a control de flujo.

La querosina del fondo del agotador es enviada por medio de la bomba de querosina producto hacia el cambiador denominado “querosina-agua de desalado”. Más tarde, la querosina producto es enviada hacia plantas, y en caso de ser enviado a almacenamiento, pasa previamente por el primer aerofriador de querosina producto y después por el segundo enfriador de querosina producto,

que utiliza agua para enfriar. El flujo, ya sea que vaya a planta o que vaya a almacenamiento, es regulado por medio de un control de flujo instalado después del cambiador querosina-agua de desalado.

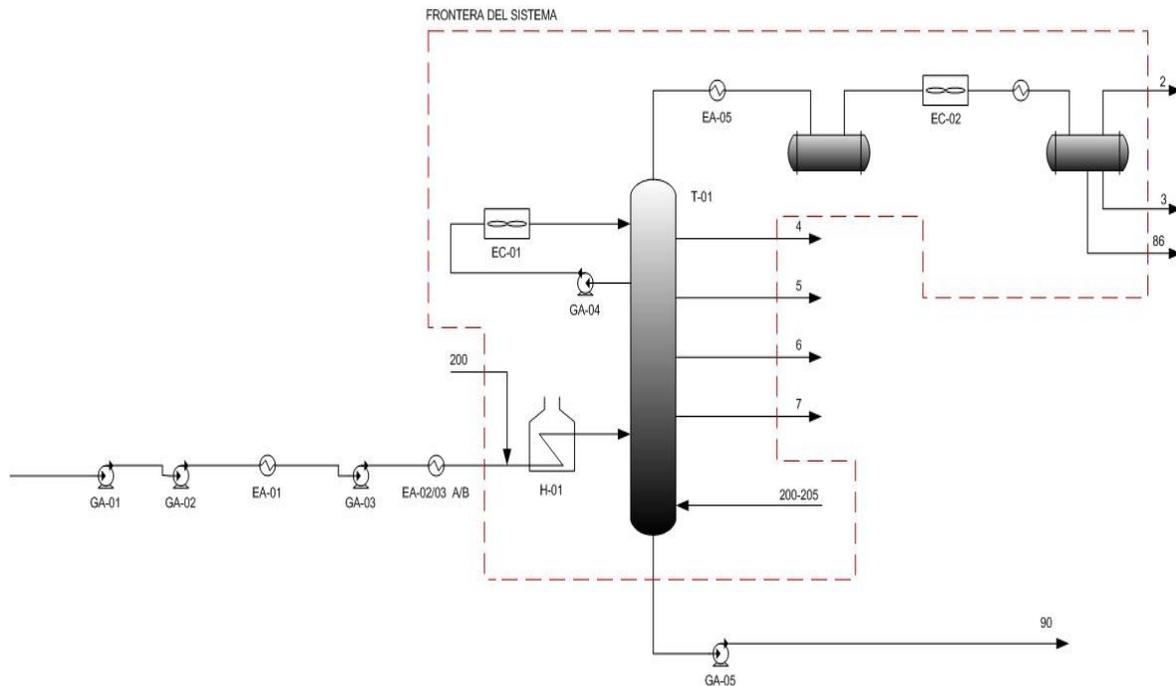
El diesel es la siguiente extracción de la torre atmosférica; se extrae entre el cuarto y el quinto lecho empacado de la torre atmosférica y es enviado al agotador de diesel a control de nivel del mismo. Este recipiente tiene ocho platos de válvulas de un paso y su propósito es agotar el diesel con vapor sobrecalentado proveniente de la sección de convección del calentador de crudo; los vapores de hidrocarburos ligeros y el vapor de agotamiento salen del tambor del agotador de diesel y regresan entre el cuarto y el quinto lecho empacado de la torre atmosférica para continuar con su rectificación, el flujo de vapor de agotamiento es suministrado a control de flujo.

El líquido de fondos del agotador de diesel es enviado por medio de la bomba de diesel producto para intercambio de calor en el primero y segundo cambiador denominado “crudo-diesel”, posteriormente se envía hacia plantas de gasóleos; en caso de que el diesel sea enviado a almacenamiento, pasa previamente por el enfriador de diesel producto que utiliza agua para enfriar. El flujo, ya sea que vaya a las plantas hidrodesulfuradoras o tome el camino hacia almacenamiento, es regulado por medio de un control de flujo instalado después del segundo cambiador denominado “crudo-diesel”.

Entre el segundo y el tercer lecho empacado de la torre atmosférica se extrae el gasóleo pesado (GOP) atmosférico, el cual es enviado hacia el agotador de gasóleo pesado atmosférico a control de nivel del mismo; este recipiente tiene ocho platos de válvulas de un paso y su propósito es agotar el GOP con vapor sobrecalentado proveniente de la sección de convección del calentador de crudo. Los vapores de hidrocarburos ligeros y de vapor de agotamiento salen del agotador de gasóleo pesado atmosférico y regresan entre el segundo y el tercer lecho de la torre atmosférica para continuar con su rectificación; el flujo de vapor de agotamiento es suministrado a control de flujo.

El gasóleo pesado atmosférico obtenido del fondo del agotador es enviado por medio de la bomba de GOP para intercambio de calor con el primero, segundo y tercer cambiador denominado “crudo-GOP”, y posteriormente es enviado hacia las plantas de desintegración catalítica fluida; en caso de que el gasóleo pesado atmosférico sea enviado a mezcla de gasóleos pasa previamente por el aeroenfriador de GOP; a la salida de este aeroenfriador hay un control de temperatura que cierra o abre las rejillas que controlan el flujo de aire que va hacia el equipo para mantener una temperatura de 70 °C el flujo, ya sea que vaya a la planta catalítica o a mezcla de gasóleos, es regulado por medio de un control de flujo instalado después del tercer cambiador denominado “crudo-GOP”.

### 3.2.2 Método de evaluación de flujos a relevar “Inbalance” (Frontera del sistema)



(\*) Figura 3.2 Delimitación de la Frontera del Sistema de una Torre de Destilación Atmosférica

Consideraciones:

- El ejemplo expuesto anteriormente se considera por “Falla de Energía Eléctrica”, ya que esta resulta la mas critica después de hacer el análisis de fallas en el sistema.
- Se establece el paro del motor de la bomba de fondos (GA-05), la mayoría de las bombas de la red de intercambio térmico y el motor de los aeroenfriadores.
- La torre de agua de enfriamiento y la Planta tienen subestación eléctrica independiente cada una.
- Los datos utilizados para la evaluación de este ejemplo son típicos de una Planta Primaria.

Utilizando la ecuación mencionada en el manual “METODO DEL INBALANCE” se obtiene:

$$acumulación = \frac{(calor\ que\ entra) - (calor\ que\ sale)}{calor\ acumulado\ de\ vaporización}$$

## FLUJOS A RELEVAR "CASOS DE ESTUDIO"

(\*) Tabla 3.2 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica "Método convencional"

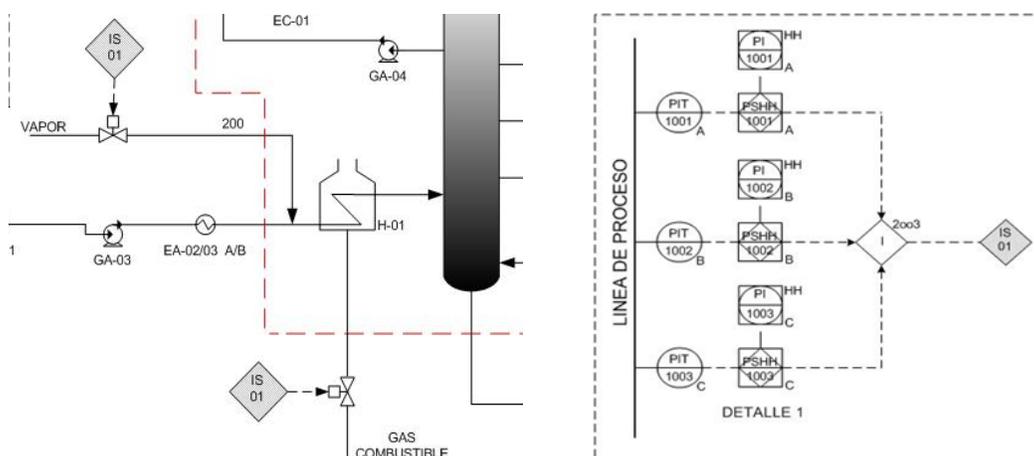
Falla de Energía Eléctrica							
Entradas	kg/h	Mkcal/h	Factor	Acción	Q rem	Corriente	Mkcal/kg
55	837,744	134.7	1.0	Operando	134.7	77	0.21
200	5430.1	4.7	1.0	Operando	4.7	80	0.06
H-01A/B	0.0	54.4	1.0	Operando	54.4	$\Delta h$ Sistema	0.15 Mkcal/kg
	843,174.0	193.9			193.9	Q remanente	
<b>Salidas</b>						61.2542	Mkcal/h
3	90729.4	2.2	0.0	Paro	0.0	Flujo a Relevar	
86	30,980	2.0	0.0	Paro	0.0	<b>397,177.83</b>	kg/h
4	73,730	1.5	0.0	Paro	0.0		
5	23,068	1.7	0.0	Paro	0.0		
6	83,505	3.0	0.0	Paro	0.0		
7	62,210	2.0	0.0	Paro	0.0		
90	478,952	91.4	1.0	Operando	91.4		
E-01/2	0.00	4.4	0.0	Paro	0.0		
E-03/4	0.00	16.2	1.0	Operando	16.2		
E-05/6	0.00	2.7	0.0	Paro	0.0		
E-07/8	0.00	3.6	0.0	Paro	0.0		
E-11/12	0.00	11.2	1.0	Operando	11.2		
E-13/14	0.00	5.5	0.0	Paro	0.0		
E-15/16	0.00	5.7	0.0	Paro	0.0		
E-17/18	0.00	4.1	0.0	Paro	0.0		
E-19/20	0.00	7.5	1.0	Operando	7.5		
E-21/22	0.00	3.0	0.0	Paro	0.0		
E-23/24	0.00	8.6	0.0	Paro	0.0		
E-27/28	0.00	2.5	0.0	Paro	0.0		
E-29/30	0.00	6.4	1.0	Operando	6.4		
E-31/32	0.00	3.9	0.0	Paro	0.0		
E-37/38	0.00	4.9	0.0	Paro	0.0		
	843174.0	127.0			132.7		



## FLUJOS A RELEVAR “CASOS DE ESTUDIO”

(\*) Tabla 3.2.1 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método del Inbalance”

Falla de Energía Eléctrica							
Entradas	kg/h	Mkcal/h	Factor	Acción	Q rem	Corriente	Mkcal/kg
55	837,744	134.7	1.0	Operando	134.73	77	0.21
200	5430.1	4.7	0.0	Corte	0.00	80	0.06
H-01A/B	0.0	54.4	0.0	Corte	0.00	Δh Sistema	0.15 Mkcal/kg
	843,174.0	193.9			134.73	Q remanente	
Salidas						2.0765	Mkcal/h
3	90729.4	2.2	0.0	Paro	0.0	Flujo a Relevar	
86	30,980	2.0	0.0	Paro	0.0	<b>13,464.34</b>	kg/h
4	73,730	1.5	0.0	Paro	0.0		
5	23,068	1.7	0.0	Paro	0.0		
6	83,505	3.0	0.0	Paro	0.0		
7	62,210	2.0	0.0	Paro	0.0		
90	478,952	91.4	1.0	Operando	91.4		
E-01/2	0.0	4.4	0.0	Paro	0.0		
E-03/4	0.0	16.2	1.0	Operando	16.2		
E-05/6	0.0	2.7	0.0	Paro	0.0		
E-07/8	0.0	3.6	0.0	Paro	0.0		
E-11/12	0.0	11.2	1.0	Operando	11.2		
E-13/14	0.0	5.5	0.0	Paro	0.0		
E-15/16	0.0	5.7	0.0	Paro	0.0		
E-17/18	0.0	4.1	0.0	Paro	0.0		
E-19/20	0.0	7.5	1.0	Operando	7.5		
E-21/22	0.0	3.0	0.0	Paro	0.0		
E-23/24	0.0	8.6	0.0	Paro	0.0		
E-27/28	0.0	2.5	0.0	Paro	0.0		
E-29/30	0.0	6.4	1.0	Operando	6.4		
E-31/32	0.0	3.9	0.0	Paro	0.0		
E-37/38	0.0	4.9	0.0	Paro	0.0		
	843,174.0	193.9			132.7		



(\*) Figura 3.2.1 Corte propuesto dentro de una planta una Torre de Destilación Atmosférica

La implementación de dos válvulas de corte al sistema mostradas en la Figura 3.2.1 corresponden al flujo de gas que alimenta al horno H-01 y al vapor que se inyecta directamente a la línea de proceso, lo anterior es la aplicación de HIPS para la disminución de los flujos a relevar dentro del sistema; corte de las corrientes mostradas en la Tabla 3.2.1 y sus repercusiones al cerrar por completo la alimentación del gas combustible hacia el horno H-01A/B y de la corriente 200 de vapor hacia la línea de proceso que dan como resultado lo siguiente:

NOTAS

Diferencia de flujo a relevar = **383,713.49** kg/h

(+) calor acumulado que genera sobrepresión

(-) no hay sobrepresión

El caso típico de la torre atmosférica resulta especial, pues en ella se debe considerar la integración térmica propia del proceso, esto dificulta la delimitación del sistema, ya que como se comentó en el ejemplo anterior se deben considerar todas las fuentes de energía que intervengan.

En la tabla 3.2 se puede observar un gran número de corrientes que son involucradas en la pérdida de energía, dichas corrientes pertenecen al arreglo del intercambio térmico, en ella se emplea HIPS que es la técnica propuesta en el presente trabajo dando como resultado por falla de energía eléctrica un flujo a relevar considerable con respecto al que se reporta en la tabla 3.2.1; en ella se vuelve a evaluar el sistema proponiendo cortes de gas combustible que alimenta al horno y de la corriente de vapor que es integrada para calentamiento de la carga a la torre atmosférica, así mismo se observa una disminución drástica de los flujos que comúnmente releva esta torre al momento de la falla, comúnmente esta



torre maneja DRP muy grandes por los grandes flujos que se generan a la hora de presentarse la falla dando como resultado la disminución considerable del 96.6% en el dimensionamiento de los dispositivos de relevo de presión.

### **3.3 Caso típico de una planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel**

#### **3.3.1 Descripción del proceso típico de una planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel.**

La función principal de esta sección es separar los hidrocarburos ligeros disueltos en la mezcla de naftas producto, como son gas amargo y gas LP.

En esta sección la corriente de fase líquida procedente del separador de efluente del reactor, se mezcla con la corriente de vapor del tanque de reflujo de la torre estabilizadora y se recibe en el tanque esponja de gas LP, que operan típicamente a  $11.3 \text{ kg/cm}^2$  y  $45/46 \text{ }^\circ\text{C}$ , con objeto de recuperar la mayor cantidad de gas LP, previo a la separación de los hidrocarburos ligeros en la torre estabilizadora.

El gas amargo separado se envía a  $10.0 \text{ kg/cm}^2$  y  $38 \text{ }^\circ\text{C}$  fuera de LB a una planta tratadora y recuperadora de gas; mientras que la mezcla de naftas conteniendo el gas LP se envía como alimentación en el plato 11 a la torre estabilizadora, a control en cascada nivel-flujo, mediante la bomba de carga a la torre estabilizadora,

Antes de alimentarse a la torre, la mezcla de naftas se precalienta, primero en el intercambiador de carga a torre estabilizadora, y posteriormente por el intercambiador de carga a la torre estabilizadora, hasta alcanzar una temperatura de  $174^\circ\text{C}$  (IDC/FDC).

La torre estabilizadora, tiene la finalidad de producir en el domo una corriente de vapor destilado constituido principalmente por  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{H}_2$ , metano, etano; y una corriente de destilado líquido de gas LP. Por los fondos de la misma se obtiene una mezcla de naftas ligera-pesada libre de propanos-butanos y más ligeros.

La torre estabilizadora opera a una presión de  $12.3 \text{ kg/cm}^2$  y una temperatura en el domo de  $73^\circ\text{C}$  (IDC/FDC), la temperatura del acumulador de reflujo es de  $35^\circ\text{C}$ , el fondo de la torre opera a  $208^\circ\text{C}$  y una presión de  $12.6 \text{ kg/cm}^2$ .

El calor requerido para la separación es proporcionado por el rehervidor de la torre estabilizadora, el cual alimenta por debajo del último plato una corriente vaporizada al 49 % peso (IDC/FDC) a control de flujo mediante la bomba del rehervidor de la torre estabilizadora.

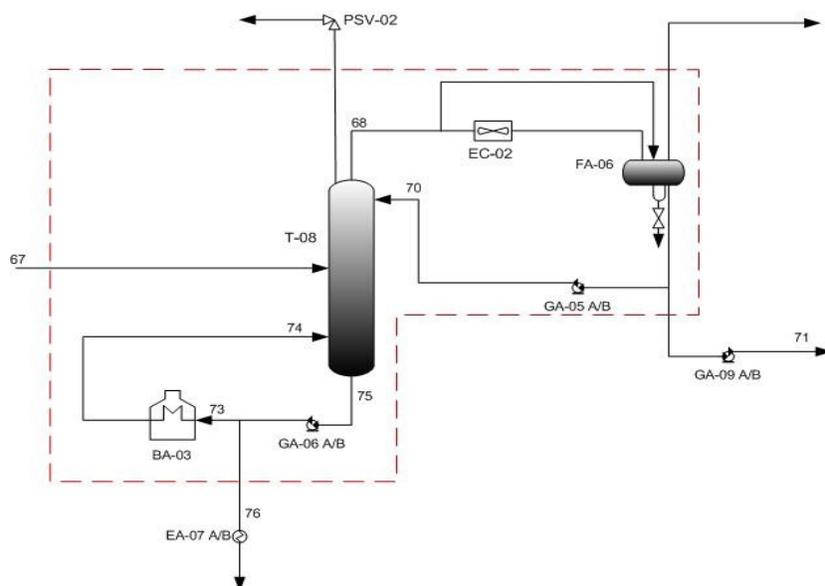
El calor requerido en el rehedidor se realiza mediante un control de temperatura de uno de los platos del fondo de la torre.

Esta torre cuenta con 30 platos tipo válvula y una relación de reflujo base molar de 18 para garantizar la separación. La estabilizadora está diseñada para recuperar LPG de manera continua, la producción máxima será de 664/694 BPD (IDC/FDC).

El gas amargo que se obtiene como producto de domos de la torre estabilizadora se envía a mezclarse con el gas amargo procedente del separador.

La mezcla de naftas estabilizada se envía como alimentación a 127 °C al plato No. 18 de la torre separadora de naftas, previo enfriamiento a través de un intercambiador y posteriormente a su paso a través de la guarda de azufre, que tiene como función asegurar el contenido máximo de azufre en las naftas ligeras y pesadas productos, removiendo H<sub>2</sub>S, azufre mercaptánico y otras especies de azufre contenidos en la corriente mezcla de naftas, mediante un proceso de quimisorción hasta valores menores de 0.1 ppm en peso.

### 3.3.2 Método de evaluación de flujos a relevar “Inbalance” (Frontera del sistema).



(\*) Figura 3.4 Delimitación de la Frontera del Sistema de una planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel

Consideraciones:

- Para el ejemplo expuesto anteriormente se considera “Falla Total de Energía Eléctrica”, ya que después de haber hecho el análisis de fallas



## FLUJOS A RELEVAR “CASOS DE ESTUDIO”

para este sistema resulta la mas critica al detenerse el motor de la bomba de reflujo (GA-05 AB).

- El aerofriador tiene un paro con remanente de energía hacia la torre (T-08).
- Se considera que la torre de agua de enfriamiento y la Planta tienen subestación eléctrica independiente cada una.
- Los datos utilizados para la evaluación de este ejemplo son típicos de una Planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel.

Utilizando la ecuación mencionada en el manual “METODO DEL INBALANCE” se obtiene:

$$\text{acumulación} = \frac{(\text{calor que entra}) - (\text{calor que sale})}{\text{calor acumulado de vaporización}}$$

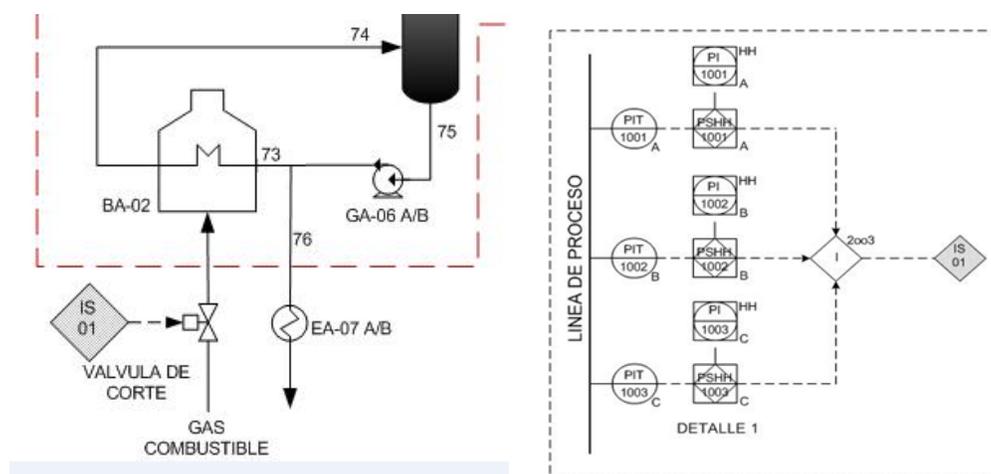
(\*) Tabla 3.3 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método convencional”

Falla de Energía Eléctrica						DS-61002			
<b>Entradas</b>	<b>kg/h</b>	<b>MMkcal/h</b>	<b>Factor</b>	<b>Acción</b>	<b>Qrem</b>	<b>Corriente</b>	<b>MMkcal/kg</b>		
67	207,140.0	16.3	1.0	Operando	16.3	68	122.5		
BA-02	0.0	11.8	1.0	Operando	11.8	70	32.7		
73	316,237.0	26.8	1.0	Operando	26.8	$\Delta h$ Sistema	89.8	MMkcal/kg	
70	99,145.0	3.3	0.0	Paro	0.0				
	622,522.0	58.2			54.9				
<b>Salidas</b>									
EC-02	0.0	13.0	0.2	Paro Parcial	2.6				
69	144,950.0	4.7	1.0	Operando	4.7				
75	477,573.0	40.4	1.0	Operando	40.4	$\Delta Q$ acumulado, kcal/h	<b>Q acumulado</b>	<b>79,910.9</b>	kg/h
	622,523.0	58.2			47.8	7,176,000.0	Sobrediseño	<b>87,902.0</b>	kg/h

## FLUJOS A RELEVAR “CASOS DE ESTUDIO”

(\*) Tabla 3.3.1 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método del Inbalance”

Falla de Energía Eléctrica						DS-61002	
<b>Entradas</b>	<b>kg/h</b>	<b>MMkcal/h</b>	<b>Factor</b>	<b>Acción</b>	<b>Qrem</b>	Corriente	MMkcal/kg
67	207,140.0	16.3	1.0	Operando	16.3	68	122.5
<b>BA-02</b>	<b>0.0</b>	<b>11.8</b>	<b>0.0</b>	<b>Corte</b>	<b>0.0</b>	70	32.7
73	316,237.0	26.8	1.0	Operando	26.8	$\Delta h$ Sistema	89.8
70	99,145.0	3.3	0.0	Paro	0.0		MMkcal/kg
	622,522.0	58.2			43.1		
<b>Salidas</b>							
EC-02	0.0	13.0	0.2	Operando	2.6		
69	144,950.0	4.7	1.0	Operando	4.7		
75	477,573.0	40.4	1.0	Operando	40.4	$\Delta Q$ acumulado, kcal/h	<b>No hay Q acumulado</b>
	622,523.0	58.2			47.8		<b>-51,937.6</b>
							kg/h
							<b>-57,131.4</b>
							kg/h



(\*) Figura 3.3.1 Corte propuesto dentro de una planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel

La implementación de una válvulas de corte al sistema mostrado en la Figura 3.3.1 corresponde al flujo de gas que alimenta al horno BA-02, lo anterior es la aplicación de HIPS para la disminución de los flujos a relevar dentro del sistema; corte de la corriente mostrada en la Tabla 3.3.1 y sus repercusiones al cerrar por completo la alimentación del gas combustible hacia el horno BA-02 que da como resultado lo siguiente:

NOTAS

Diferencia de flujo a relevar =

131,848.6

kg/h

(+) calor acumulado que genera sobrepresión

(-) no hay sobrepresión

Para el caso típico de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel se emplean varias torres de destilación para la separación de los diferentes componentes donde es posible aplicar el cortes de energía.

En la tabla 3.3 se puede observar el número de corrientes de proceso involucradas dentro de la limitación del sistema, en ella se emplea HIPS dando como resultado por falla de energía eléctrica un flujo a relevar considerable con respecto al que se reporta en la tabla 3.3.1; en ella se vuelve a evaluar el sistema proponiendo cortes de gas combustible que alimenta al horno que sirve como calentamiento de los fondos de la torre T-08; dando como resultado una situación de **NO** relevo en el sistema; con el ejemplo anterior se muestra una ventaja más de la utilización de HIPS, ya que al aplicar cortes de energía a la corriente de gas combustible que alimenta al horno BA-02 se podría eliminar los dispositivos de relevo de presión convencionalmente empleados en esta parte del proceso.



## CAPITULO 4: ANÁLISIS DE RESULTADOS

Con el fin de lograr los objetivos planteados al inicio de esta tesis, se empleará la información del capítulo 3 para su análisis e interpretación.

En este capítulo se presenta los tres casos de estudio que permiten en principio establecer la aplicación directa de los HIPS y su impacto en la disminución de los flujos a relevar, realizando una comparativa entre los métodos que son utilizados tradicionalmente por la industria y por normativa vigente con respecto a lo establecido en el “API 521 Anexo E”.<sup>(12)</sup>

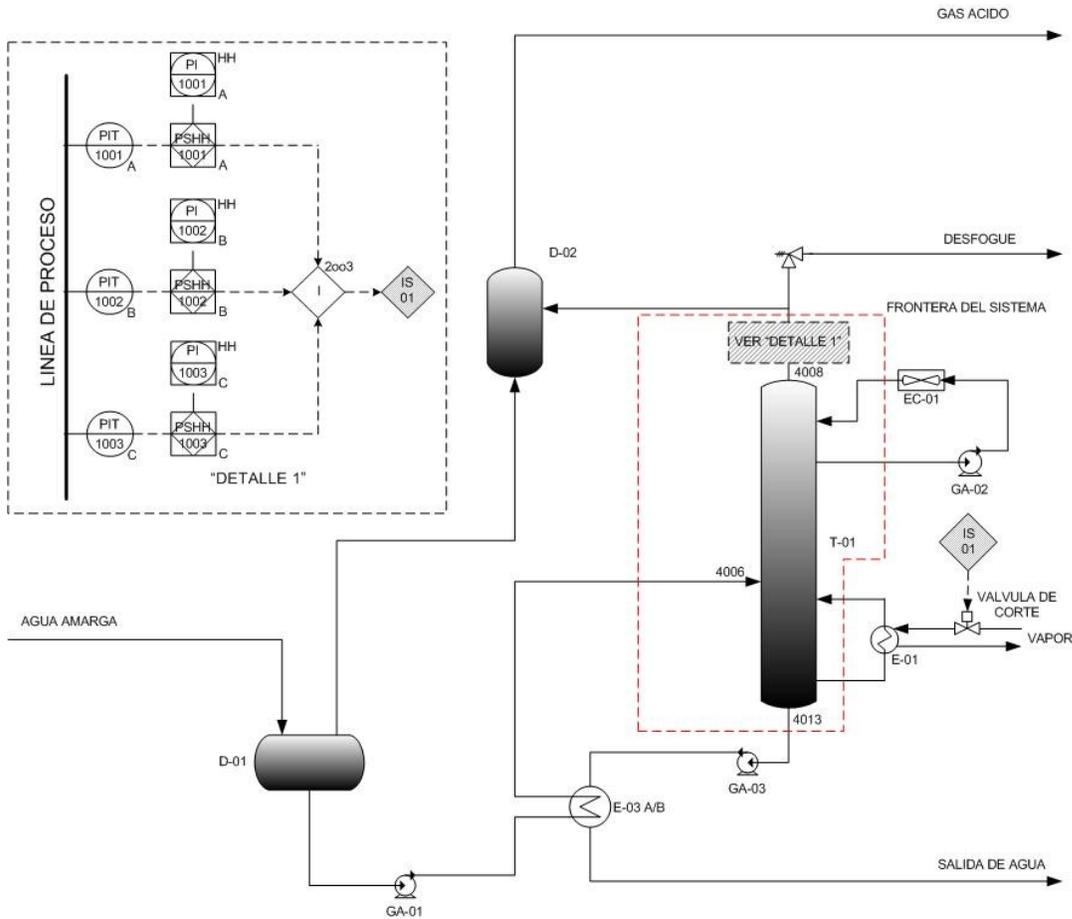
Cabe mencionar que dichos resultados aunque en primer instancia pueden aparentar ser repetitivos, son causa de un análisis cuidadoso para cada uno de los casos tratados, en dicho capítulo se expone el impacto directo que se obtiene al utilizar el “Método del Inbalance” en sistemas típicos que actualmente se encuentran operando y que han sido dimensionados con métodos tradicionales.

Con lo anterior se pretenderá demostrar cuantitativamente que el uso de los sistemas de alta confiabilidad, dispositivos de corte e instrumentación puede llegar a ser un avance en el dimensionamiento del SRP, ya que como es bien conocido dicho sistema resulta dimensionarse para que este no opere en la idealidad, sin embargo en la realidad estos sistemas operan 24 horas al día y su implementación tiene un costo elevado para la industria petrolera.

Así pues, se pretende cambiar la visión que actualmente se tiene acerca del SRP, pues la implementación de este método pretende sensibilizar y exponer los métodos que actualmente se encuentran en la normativa vigente, pues al momento de ver las grandes diferencias que existen entre ambos cálculos se determinará que método resulta más conveniente emplear para obtener los flujos que tendrá que relevar un equipo hacia el SRP y como se mencionó al inicio de esta tesis el impacto económico que da como resultado dicha disminución, aunque lo anterior no sea alcance de este trabajo.



**4.1 Análisis de los flujos a relevar de una planta típica de Aguas Amargas utilizando HIPS**



(\*) Figura 4.1 Empleo de HIPS para una planta de Tratamiento de Aguas Amargas

La planta de Aguas Amargas es una sección muy común dentro de la industria de refinación del petróleo, sin embargo resulta particularmente necesaria la implementación de dispositivos de relevo de presión en la sección de destilación, en el capítulo 3 se determinaron los flujos que normalmente esta torre desfoga por falla de energía eléctrica, dicha falla se determinó a partir de un “análisis de fallas” donde por falla de energía eléctrica se tiene un paro en los motores de las bombas de alimentación (GA-01 mostrada en la Figura 4.1), fondo (GA-03 mostrada en la Figura 4.1), motor del aeroenfriador de reflujo (EC-01 mostrada en la Figura 4.1) y motor de bomba de reflujo (GA-02 mostrada en la Figura 4.1).

## ANALISIS DE RESULTADOS

A continuación se muestra la tabla con los flujos típicos reportados en el balance de materia y energía que se emplean normalmente para determinar el flujo por falla eléctrica:

(<sup>o</sup>) Tabla 4.1 Flujos de entradas y salidas de la Torre de destilación de una planta típica de Aguas Amargas

Entradas	kg/h	Mkcal/h
4006	32833	3280
4015	38350	8160
4022	55582	3310
Salidas	kg/h	Mkcal/h
4008	772	260
4013	32061	4070
4014	38350	4860
4021	55582	5560

Con estos datos se procede al análisis del sistema por falla de energía eléctrica y el empleo del cálculo de flujo a relevar así como la acción de cada una de las corrientes.

(<sup>\*</sup>) Tabla 3.1 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica "Método convencional"

Falla de Energía Eléctrica							
Entradas	kg/h	Mkcal/h	Factor	Acción	Q rem	Corriente	Mkcal/kg
4006	32833	3280	0.2	Remanente	656.0	4022	59.6
4015	38350	8160	0	Paro	0.0	4008	336.8
4022	55582	3310	1	Operando	3,310.0	$\Delta h$ Sistema	277.2 Mkcal/kg
	126,765.0	14,750.0			3,966.0		
Salidas							
4008	772	260	0	Paro	0.0	Q remanente	
4013	32061	4070	0	Paro	0.0	3,966.00	Mkcal/h
4014	38350	4860	0	Paro	0.0	Flujo a Relevar	
4021	55582	5560	0	Paro	0.0	<b>14,305.5</b>	kg/h
	126,765.0	14,750.0			0.0		

## ANALISIS DE RESULTADOS

En la tabla 3.1 del capítulo 3 se mostraron las corrientes involucradas en el balance del sistema; así como la acción de cada una de ellas cuando se presenta la falla de energía eléctrica, es decir que la corriente 4008, 4013, 4014, 4021 y la 4015 paran a falla de energía eléctrica. De la misma manera se observa que la corriente 4006 correspondiente al aereoenfriador del reflujo queda con un remanente que permite condensar una fracción de la corriente; sin embargo al realizar el análisis se observa que la corriente 4022 continua operando ya que este servicio no es interrumpido por la falla de energía eléctrica.

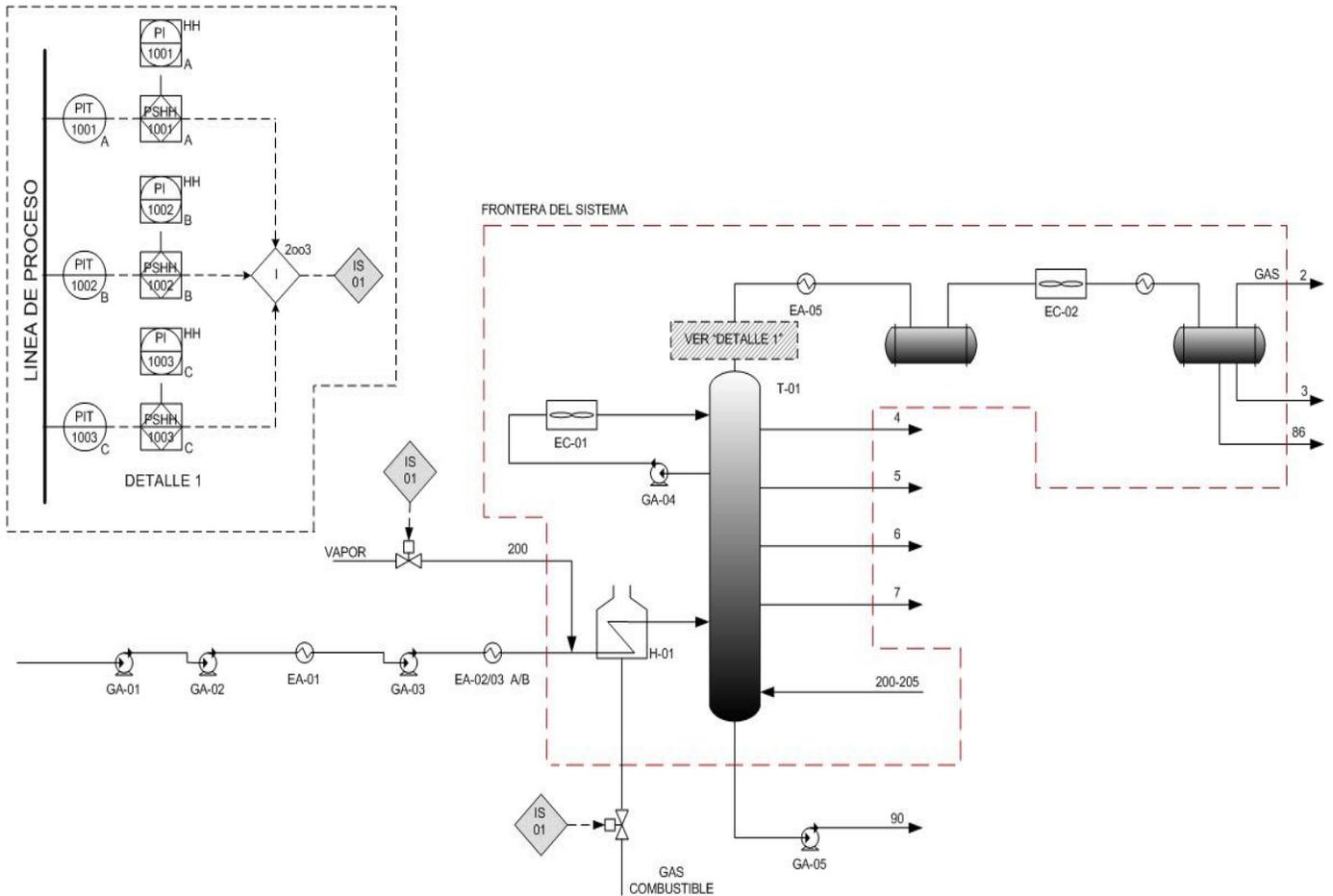
Con lo anterior se genera una inestabilidad en términos de entalpia el sistema provoca el relevo de 14,305.5 kg/h.

(\*) Tabla 3.1.1 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método del Inbalance”

Falla de Energía Eléctrica							
Entradas	kg/h	Mkcal/h	Factor	Acción	Q rem	Corriente	Mkcal/kg
4006	32833	3280	0.2	Remanente	656.0	4,022	59.6
4015	38350	8160	0	Paro	0.0	4,008	336.8
<b>4022</b>	<b>55582</b>	<b>3310</b>	<b>0</b>	<b>Corte</b>	<b>0.0</b>	Δh Sistema	277.2    Mkcal/kg
	126,765.0	14,750.0			656.0		
Salidas							
4008	772	260	0	Paro	0.0	Q remanente 656.0000    Mkcal/h Flujo a Relevar <b>2,366.2</b> kg/h	
4013	32061	4070	0	Paro	0.0		
4014	38350	4860	0	Paro	0.0		
4021	55582	5560	0	Paro	0.0		
	126,765.0	14,750.0			0.0		

En la tabla 3.1.1 también del capítulo 3 se muestra las mismas corrientes pero con la diferencia que en ella se enlista la corriente 4022 con la acción de corte, dicha acción se representa en la Figura 4.1 donde se puede observar el arreglo instrumentado del sistema en caso de que aumente la presión en el domo de la torre sea registrado por los medidores de presión (PIT-1001, PIT-1002 y PIT-1003) se mande la señal al interlock donde se encuentra configurado que si 2 de los 3 indicadores miden presión alta manden cerrar el paso del vapor que es utilizado para calentar los fondos de la torre. Con el empleo de HIPS se disminuye el flujo a relevar a 2,366.2 kg/h.

**4.2 Análisis de los flujos a relevar de una Torre típica de Destilación Atmosférica, utilizando HIPS**



(<sup>7</sup>) Figura 4.2 Empleo de HIPS para una Torre de Destilación Atmosférica

La torre de destilación atmosférica es una sección muy común e importante dentro de la industria de refinación del petróleo ya que es la primer separación del crudo, sin embargo resulta particularmente necesaria la implementación de dispositivos de relevo de presión en esta sección de destilación, en el capítulo 3 se determinaron los flujos que normalmente esta torre desfoga por falla de energía eléctrica, dicha falla se determinó a partir de un “análisis de fallas” donde se concluyó que por falla de energía eléctrica se tiene paro en los motores de las bombas de carga, fondos, en el tren de precalentamiento, (mostradas en la Figura 4.2), motor de los aerofriadores de reflujo de los diferentes cortes de la torre (EC-01 mostrada en la Figura 4.2).

---

---

## ANALISIS DE RESULTADOS

---

---

A continuación se muestra la tabla con los flujos reportados en el balance típico de materia y energía que se emplean normalmente para determinar el flujo por falla eléctrica:

(\*) Tabla 4.2 Flujos de entradas y salidas de una Torre de destilación Atmosférica

<b>Entradas</b>	<b>kg/h</b>	<b>Mkcal/h</b>
55	837,744	134.7
200	5430.1	4.7
H-01A/B	0.0	54.4
<b>Salidas</b>	<b>kg/h</b>	<b>Mkcal/h</b>
3	90729.4	2.2
86	30,980	2.0
4	73,730	1.5
5	23,068	1.7
6	83,505	3.0
7	62,210	2.0
90	478,952	91.4
E-01/2	0.00	4.4
E-03/4	0.00	16.2
E-05/6	0.00	2.7
E-07/8	0.00	3.6
E-11/12	0.00	11.2
E-13/14	0.00	5.5
E-15/16	0.00	5.7
E-17/18	0.00	4.1
E-19/20	0.00	7.5
E-21/22	0.00	3.0
E-23/24	0.00	8.6
E-27/28	0.00	2.5
E-29/30	0.00	6.4
E-31/32	0.00	3.9
E-37/38	0.00	4.9

Con estos datos se procede al análisis del sistema por falla de energía eléctrica y el empleo del cálculo de flujo a relevar así como la acción de cada una de las corrientes.

## ANALISIS DE RESULTADOS

(\*) Tabla 3.2 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método convencional”

Falla de Energía Eléctrica							
Entradas	kg/h	Mkcal/h	Factor	Acción	Q rem	Corriente	Mkcal/kg
55	837,744	134.7	1.0	Operando	134.7	77	0.21
200	5430.1	4.7	1.0	Operando	4.7	80	0.06
H-01A/B	0.0	54.4	1.0	Operando	54.4	$\Delta h$ Sistema	0.15 Mkcal/kg
	843,174.0	193.9			193.9	Q remanente	
<b>Salidas</b>						61.2542	Mkcal/h
3	90729.4	2.2	0.0	Paro	0.0	Flujo a Relevar	
86	30,980	2.0	0.0	Paro	0.0	<b>397,177.83</b>	kg/h
4	73,730	1.5	0.0	Paro	0.0		
5	23,068	1.7	0.0	Paro	0.0		
6	83,505	3.0	0.0	Paro	0.0		
7	62,210	2.0	0.0	Paro	0.0		
90	478,952	91.4	1.0	Operando	91.4		
E-01/2	0.00	4.4	0.0	Paro	0.0		
E-03/4	0.00	16.2	1.0	Operando	16.2		
E-05/6	0.00	2.7	0.0	Paro	0.0		
E-07/8	0.00	3.6	0.0	Paro	0.0		
E-11/12	0.00	11.2	1.0	Operando	11.2		
E-13/14	0.00	5.5	0.0	Paro	0.0		
E-15/16	0.00	5.7	0.0	Paro	0.0		
E-17/18	0.00	4.1	0.0	Paro	0.0		
E-19/20	0.00	7.5	1.0	Operando	7.5		
E-21/22	0.00	3.0	0.0	Paro	0.0		
E-23/24	0.00	8.6	0.0	Paro	0.0		
E-27/28	0.00	2.5	0.0	Paro	0.0		
E-29/30	0.00	6.4	1.0	Operando	6.4		
E-31/32	0.00	3.9	0.0	Paro	0.0		
E-37/38	0.00	4.9	0.0	Paro	0.0		
	843174.0	127.0			132.7		

En la tabla 3.1 del capítulo 3 se mostraron las corrientes involucradas en el balance del sistema; así como la acción de cada una de ellas cuando se presenta la falla de energía eléctrica, es decir que la corriente 3, 86, 4, 5, 6, 7 y los equipos E-01/2, E-05/6, E-07/8, E-13/14, E-15/16, E-17/18, E-21/22, E-23/24, E-27/28, E-31/32, E-37/38, paran a falla de energía eléctrica. De la misma manera se observa que la corriente 4006 correspondiente al aerorefrigerador del reflujo queda con un remanente que permite condensar una fracción de la corriente. Sin

## ANALISIS DE RESULTADOS

embargo al realizar el análisis se observó que las corrientes 55, 200, 90, y los equipos E-01 A/B, E-03/4, E-11/12, E-19/20 y E-29/30, continúan operando ya que este servicio no es interrumpido por la falla de energía eléctrica.

Con lo anterior se genera una inestabilidad en el sistema que provoca el relevo de 397,177.83 kg/h.

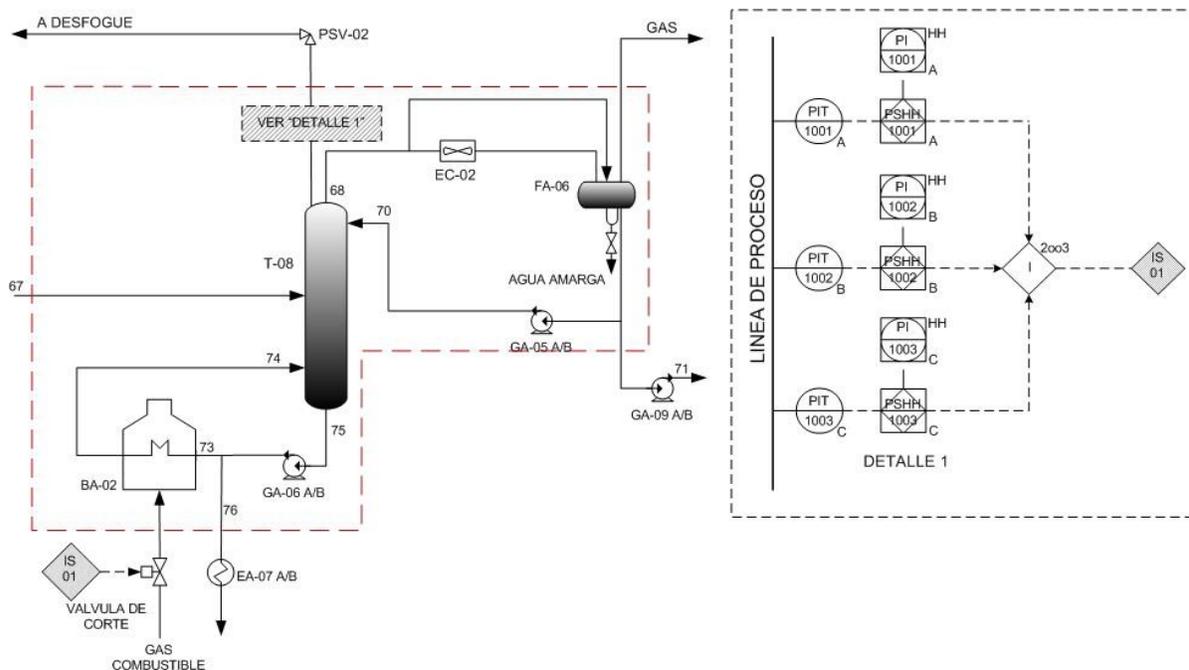
(\*) Tabla 3.2.1 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método del Inbalance”

Falla de Energía Eléctrica							
Entradas	kg/h	Mkcal/h	Factor	Acción	Q rem	Corriente	Mkcal/kg
55	837,744	134.7	1.0	Operando	134.73	77	0.21
<b>200</b>	<b>5430.1</b>	<b>4.7</b>	<b>0.0</b>	<b>Corte</b>	<b>0.00</b>	80	0.06
<b>H-01A/B</b>	<b>0.0</b>	<b>54.4</b>	<b>0.0</b>	<b>Corte</b>	<b>0.00</b>	$\Delta h$ Sistema	0.15 Mkcal/kg
	843,174.0	193.9			134.73	Q remanente	
<b>Salidas</b>						2.0765	Mkcal/h
3	90729.4	2.2	0.0	Paro	0.0	Flujo a Relevar	
86	30,980	2.0	0.0	Paro	0.0	<b>13,464.34</b>	kg/h
4	73,730	1.5	0.0	Paro	0.0		
5	23,068	1.7	0.0	Paro	0.0		
6	83,505	3.0	0.0	Paro	0.0		
7	62,210	2.0	0.0	Paro	0.0		
90	478,952	91.4	1.0	Operando	91.4		
E-01/2	0.0	4.4	0.0	Paro	0.0		
E-03/4	0.0	16.2	1.0	Operando	16.2		
E-05/6	0.0	2.7	0.0	Paro	0.0		
E-07/8	0.0	3.6	0.0	Paro	0.0		
E-11/12	0.0	11.2	1.0	Operando	11.2		
E-13/14	0.0	5.5	0.0	Paro	0.0		
E-15/16	0.0	5.7	0.0	Paro	0.0		
E-17/18	0.0	4.1	0.0	Paro	0.0		
E-19/20	0.0	7.5	1.0	Operando	7.5		
E-21/22	0.0	3.0	0.0	Paro	0.0		
E-23/24	0.0	8.6	0.0	Paro	0.0		
E-27/28	0.0	2.5	0.0	Paro	0.0		
E-29/30	0.0	6.4	1.0	Operando	6.4		
E-31/32	0.0	3.9	0.0	Paro	0.0		
E-37/38	0.0	4.9	0.0	Paro	0.0		
	843,174.0	193.9			132.7		

En la tabla 3.2.1 vista en el capítulo 3 se mostraron las mismas corrientes pero con la diferencia de que en ella se enlista la corriente 200 y el equipo H-10001 A/B con la acción de corte, dicha acción se representa en la Figura 4.2 donde se puede observar el arreglo instrumentado del sistema en caso de que aumente la presión en el domo de la torre sea registrado por los medidores típicos de presión (PIT-1001, PIT-1002 y PIT-1003) y estos manden la señal al interlock donde se encuentra configurado que si 2 de los 3 indicadores miden presión alta manden cerrar el paso del vapor que es utilizado para calentar los fondos de la torre.

Con lo anterior se genera una inestabilidad en el sistema que provoca el relevo de 13,464.34 kg/hr.

### 4.3 Análisis de los flujos a relevar de una planta típica Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel utilizando HIPS



(\*) Figura 4.3 Empleo de HIPS para una una planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel

Para la planta típica Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel se tienen diferentes secciones donde se empleo la reducción de flujos a relevar, mismos que fueron efectuados a través del análisis de causas de sobrepresión

## ANALISIS DE RESULTADOS

correspondiente, considerando la filosofía y estrategia convencional para su cálculo; con lo anterior se emplearan los flujos citados en la tabla siguiente:

(\*) Tabla 4.3 Flujos de entradas y salidas de una planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Diesel

Entradas	kg/h	MMkcal/h
67	207,140.0	16.3
BA-02	0.0	11.8
73	316,237.0	26.8
70	99,145.0	3.3
Salidas	kg/h	MMkcal/h
EC-02	0.0	13.0
69	144,950.0	4.7
75	477,573.0	40.4

Con los datos mostrados en la tabla 4.3 se procede al análisis del sistema por falla de energía eléctrica y el empleo del cálculo tradicional de flujo a relevar así como la acción de cada una de las corrientes.

(\*) Tabla 3.3 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica "Método convencional"

Falla de Energía Eléctrica									
Entradas	kg/h	MMkcal/h	Factor	Acción	Qrem	Corriente	MMkcal/kg		
67	207,140.0	16.3	1.0	Operando	16.3	68	122.5		
BA-02	0.0	11.8	1.0	Operando	11.8	70	32.7		
73	316,237.0	26.8	1.0	Operando	26.8	$\Delta h$ Sistema	89.8	MMkcal/kg	
70	99,145.0	3.3	0.0	Paro	0.0				
	622,522.0	58.2			54.9				
Salidas									
EC-02	0.0	13.0	0.2	Paro Parcial	2.6				
69	144,950.0	4.7	1.0	Operando	4.7				Flujo a Relevar
75	477,573.0	40.4	1.0	Operando	40.4	$\Delta Q$ acumulado, kcal/h	Q acumulado	79,910.9	kg/h
	622,523.0	58.2			47.8	7,176,000.0	Sobrediseño	87,902.0	kg/h

En la tabla 3.3 del capítulo 3 se mostraron las corrientes involucradas en el balance de materia y energía del sistema; así como la acción de cada una de ellas cuando se presenta la falla de energía eléctrica, es decir que en la corriente 70 la acción es de paro a falla de energía eléctrica, de la misma manera se observa en la tabla que el EC-02 tiene un paro parcial donde se le asigna el factor de 0.2 por

## ANÁLISIS DE RESULTADOS

el remanente que le permite condensar una fracción de la corriente. Sin embargo al realizar el análisis se observó que las corrientes 67, 73, 69,75 y horno BA-02, continúan operando ya que este servicio no es interrumpido por la falla de energía eléctrica.

Con lo anterior se genera una inestabilidad en el sistema que provoca el relevo de 79,910.9 kg/h.

(\*) Tabla 3.3.1 Análisis de flujo a relevar por Falla de Energía Eléctrica “Método del Inbalance”

Falla de Energía Eléctrica									
Entradas	kg/h	MMkcal/h	Factor	Acción	Qrem	Corriente	MMkcal/kg		
67	207,140.0	16.3	1.0	Operando	16.3	68	122.5		
BA-02	0.0	11.8	0.0	Corte	0.0	70	32.7		
73	316,237.0	26.8	1.0	Operando	26.8	$\Delta h$ Sistema	89.8	MMkcal/kg	
70	99,145.0	3.3	0.0	Paro	0.0				
	622,522.0	58.2			43.1				
<b>Salidas</b>									
EC-02	0.0	13.0	0.2	Operando	2.6				
69	144,950.0	4.7	1.0	Operando	4.7				Flujo a Relevar
75	477,573.0	40.4	1.0	Operando	40.4	$\Delta Q$ acumulado, kcal/h	No hay Q acumulado	-51,937.6	kg/h
	622,523.0	58.2			47.8	-4,664,000.0	Sobrediseño	-57,131.4	kg/h

En la tabla 3.3.1 del capítulo 3 se mostraron las mismas corrientes pero con la diferencia de que en ella se enlista la corriente correspondiente al horno BA-02 con la acción de corte, dicha acción se representa en la Figura 4.3 donde se puede observar el arreglo instrumentado del sistema en caso de que aumente la presión en el domo de la torre sea registrado por los medidores típicos de presión (PIT-1001, PIT-1002 y PIT-1003) y estos manden la señal al interlock donde se encuentra configurado que si 2 de los 3 indicadores miden presión alta manden cerrar el paso del gas combustibles que es utilizado para el horno de los fondos de la torre.

Con lo anterior se genera una inestabilidad en el sistema que provoca el relevo de -51,937.6 kg/hr, donde el signo negativo indica que no existe flujo de relevo y con ello se puede eliminar el dispositivo de relevo de presión en este ejemplo.



Por último se tiene la siguiente tabla donde se reporta el porcentaje de diferencia entre los métodos empleados.

Tabla 4.4 Análisis de resultados por Falla de Energía Eléctrica aplicando “Método tradicional” vs “Método del Inbalance”

Caso Típico	Falla de Energía Eléctrica	Tipo de método		
	Tipo de sistema (unidad o planta)	Convencional	Reducción de flujos	% a relevar
1	Tratamiento de Aguas Amargas	14,305.50	2,366.20	16.54
2	Torre de Destilación Atmosférica.	397,177.83	13,464.34	3.39
3	Planta Hidrosulfuradora de Naftas de Diesel	79,910.90	-51,937.60	NO RELEVO

Como se muestra en la tabla resumen anterior, el porcentaje que se releva en cada uno de los ejemplos a consecuencia de los cortes propuestos para cada sistema en particular es muy pequeño en comparación con el que se obtiene con el método convencional.

La alternativa que se plantea es favorable, debido a que no solo se reduce el flujo a relevar, sino que también afecta el tamaño del DRP que se requiera para dicho evento o emergencia, se eleva la confiabilidad del sistema evaluado y con ello el SRP resulta menos robusto que al dimensionarlo con un método convencional.

Es necesario considerar que para la implementación de este método el mantenimiento preventivo resulta importante, ya que con ello garantizamos que el sistema instrumentado expuesto funcionará en el momento que se presente una situación anormal de operación, esto es lo que garantiza la efectividad en cada uno de los cortes propuestos para cada caso y cada sistema evaluado.

En resumen el resultado final de los análisis citados es:

- Eliminación de válvulas de seguridad por la reducción de los flujos a relevar.
- Disminución sustantiva de flujo a relevar por falla de agua de enfriamiento y energía eléctrica.
- Incrementar las capas de protección del sistema y hacerlos más eficientes y menos robustos.

Como resultado de lo anterior existe poca probabilidad de que se presenten dichas fallas implementando sistemas de alta integridad y confiabilidad en dichos circuitos. Lo cual es una aplicación directa del API-521 Anexo “E” referente a sistemas HIPS en plantas de refinación citadas anteriormente y sienta un nuevo precedente técnico ampliamente recomendable en la forma de cómo se diseñen nuevas ingenierías y el consecuente diseño del SRP.

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La industria petrolera en el afán de optimizar sus procesos y estableciendo análisis de costo-beneficio tal que no impacten en la seguridad de la planta, requieren de nuevas técnicas enfocadas hacia la reducción de flujos a relevar, la aplicación de HIPS es una opción viable al agregar dispositivos robustos que permiten cumplir de manera segura y confiable dicho cometido; éstos fueron detectados como una necesidad real del entorno industrial, pues cada vez más las normas vigentes restringen la emisión de sustancias a la atmosfera. Sin embargo aunque no es alcance de este trabajo de tesis, no podemos dejar a un lado que los procesos operativos de una planta se deben apegar a los tiempos en los que vivimos definiendo claramente y lo más tangible posible los beneficios en seguridad, económicos, laborales, y de cualquier otra índole que pueda considerarse como su alcance basado en cortes de energía establecidos en sistemas delimitados para la reducción de flujos a relevar.

Como resultado de la aplicación de estos sistemas se menciona lo siguiente:

### Ventajas de aplicación de HIPS

- Disminución del tamaño del DRP
- Disminución del diámetro del ramal de entrada y salida del DRP
- Disminución del diámetro del cabezal de desfogue principal dentro de la unidad para fallas simultaneas
- Disminución del tamaño e infraestructura asociada al tanque de desfogue dentro de la unidad
- Disminución de la soporteria producto de un estudio de flexibilidad (dentro de la planta)
- Disminución del sistema de bombeo dentro de la planta
- Disminución de servicios auxiliares tales como vapor y aire.
- Soporteria y análisis de flexibilidad en Integración
- Tanque de desfogue general y sus sistema de bombeo
- Quemador y toda su infraestructura asociada (servicios auxiliares)
- Disminución de emisiones a la atmosfera para conservación del medio



## Desventajas de aplicación de HIPS

- Mantenimiento programado
- Sistemas instrumentados más robustos
- Sistemas más complejos
- Costos de mantenimiento

Por último podemos mencionar que es altamente recomendable realizar análisis de disminución de flujos a relevar considerando en todo momento los aspectos técnico-económico que permitan establecer la decisión más adecuada al respecto; poniendo especial atención en sistemas de mantenimiento y sobre todo en aspectos tradicionales relacionados con la visión y la idiosincrasia actual del personal operativo que actualmente se encuentra en plantas de proceso de refinación.



## BIBLIOGRAFÍA

1. Crowl A. Daniel J. F. L. (2002). *"Introduction to Reliefs"*, (Ed. G&S Typesetters, inc.). Chemical Process Safety, Fundamentals with Applications Ed. G&S Typesetters, inc.
2. Douglas T. (2008) *"American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers"*, Inc. Fundamentals of Safety Relief Systems. Published in ASHRAE Journal, Vol. 50.
3. Estrada, F. A. y Sánchez R. F. (2007) *"Aplicación de técnicas de simulación dinámica y sistemas instrumentados de seguridad (SIS) para la reducción de masas de relevo al quemador en instalaciones de refinación para mantener los procesos amigables con el ambiente"*. Tecnología, Ciencia, Educación IMIQ, México DF pp. 43-47.
4. Hellemans M. (2009) *"The Safety Relief Valve Handbook. Design and use of process safety valves to ASME and International Codes and Standards"*. First ed. Elsevier Ltd. USA. Chapter 2.
5. Summers E. Angela (2000 November) *"Consider an Instrumented System for Overpressure Protection"*, AIChE, pp. 65-68.
6. ----- (1979) Instituto Mexicano del Petróleo. *"Manual del Departamento de Ingeniería de Sistemas Division de Proceso correspondiente al Diseño de Sistemas de Relevo de Presión"*.
7. ----- (1996) ANSI/ISA-S84.01-1996: *"Application of Safety Instrumented Systems for the process industries"*
8. ----- (2003 Enero) *"International Standard"* IEC 61511. Part. 10-11.
9. ----- (2003 Mayo) NRF-045-PEMEX-2002, *"Determinación del Nivel de Integridad de Seguridad de los Sistemas Instrumentados de Seguridad PEMEX"*.
10. ----- (2004) *"Functional safety. Safety instrumented systems for the process industry sector"*, BS IEC 61511-2004.



11. ----- (2006) Bureau Veritas 1828. "*Classification and Certification of High Integrity Protección Systems (HIPS)*" Section 1 and 2.
12. ----- (2007 January) "*American Petroleum Instituto API, Recommended Practice 521, Guide for Pressure-Relieving and Depresusuring Systems*". (Fifth Edition) Washington, D.C.
13. ----- (2008 December) "*American Petroleum Institute API, Standard 520, Part I, Sizing, Selection, and Installation of Pressure-relieving Devices in Refineries*", (Eighth Edition) Washington, D.C.
14. ----- (2008) "*Petroleum, Petrochemical and natural gas industries, Pressure-relieving and depressuring systems*".
15. ----- (2011 Abril) NRF-031-PEMEX-2011, "*Sistemas de desfogues y quemadores en instalaciones de PEMEX*".
16. Leadership. (2011) "*The 100 largerst losses*". Marsh & McLennan Companies. (Twenty two Edition) Washington, D.C.
17. ----- (2008) "*Válvulas de relevo de presión (Seguridad, seguridad-alivio y alivio) operadas por resorte y piloto; fabricadas de acero y bronce*", NOM-093-SCFI-1994. México D.F.
18. ----- (2008 February) ISO 23251 "*Petroleum, petrochemical and natural gas industries Pressure-relieving and depressuring systems*".
19. ----- (2008 Enero) NRF-018-PEMEX-2007, "*Estudios de riesgo*".
20. ----- (2002 june) ISA TR84.02, Technical Report "*Safety Instrumented Functions(SIF) - Safety Integrity Level(SIL) Evaluation Techniques, Part 2: Determining the SIL of a SIF via Simplified Equations*"
21. ----- ISA S84.01 "*Application of Safety Instrumented Systems for the Process Industry*"
22. -----IEC 61508/IEC 61511 "*Functional safety in the Process Industry - risk reduction with Safety Instrumented Systems*"



## Referencia electrónica

23. Bours R. (2008) “*Diseño del Sistema de Relevo de Presión*”. (14-06-2012, 13:35) <http://pixlr.com/editor>
  24. Fiorentini P. (2008) “*High Integrity Pressure Protección Systems*”. (17-09-2012, 15:30) [www.pietrofiorentini.com.it](http://www.pietrofiorentini.com.it)
  25. Ojeda R. P. (2008) “*Análisis del Diseño y Verificación de los Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS)*” (17-10-2012, 16:10) [www.incasis.com](http://www.incasis.com)
  26. Paul W.H (2000) “*Journal Loss Prevention in the Process Industries. Conceptual design of pressure relief systems*” (27-04-2012, 08:49) [www.elsevier.com/locate/jlp](http://www.elsevier.com/locate/jlp)
  27. Siddhar M. (November 2008) “*Pressure-Relief System Design. Chemical Engineering*”. (20-09-2012, 10:40) [www.che.com](http://www.che.com)
- (\*) Elaboración propia

