

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES



**MODELO DE TRABAJO PROFESIONAL
EL CONCEPTO DE LA SEGURIDAD DE PROCESOS
APLICADO AL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS
DE LA UNIVERSIDAD DEL VALLE
COMO MODELO PARA USO INDUSTRIAL**

FAUSTO JAVIER ARAGON GARCIA



Guatemala
1995

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ciencias y Humanidades

MODELO DE TRABAJO PROFESIONAL
EL CONCEPTO DE LA SEGURIDAD DE PROCESOS
APLICADO AL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS
DE LA UNIVERSIDAD DEL VALLE
COMO MODELO PARA USO INDUSTRIAL

FAUSTO JAVIER ARAGON GARCIA

1995

MODELO DE TRABAJO PROFESIONAL
EL CONCEPTO DE LA SEGURIDAD DE PROCESOS
APLICADO AL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS
DE LA UNIVERSIDAD DEL VALLE
COMO MODELO PARA USO INDUSTRIAL

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ciencias y Humanidades

MODELO DE TRABAJO PROFESIONAL
EL CONCEPTO DE LA SEGURIDAD DE PROCESOS
APLICADO AL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS
DE LA UNIVERSIDAD DEL VALLE
COMO MODELO PARA USO INDUSTRIAL

FAUSTO JAVIER ARAGON GARCIA

Trabajo de investigación presentado para optar
al grado académico de Licenciado en Ingeniería Química

Guatemala

1995

Vo. Bo.:

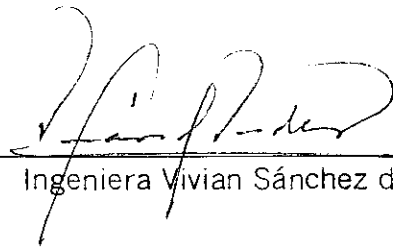
(f)



Ingeniera Vivian Sánchez de Vides
Asesora

Tribunal:

(f)



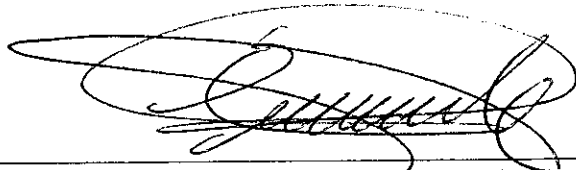
Ingeniera Vivian Sánchez de Vides

(f)



Ingeniero Paulo Emilio Herrera

(f)



Ingeniero Eduardo Calderón

Fecha de aprobación: 6 de noviembre de 1995

A Dios nuestro Señor
A mis padres y hermanos
A mis amigos

RESUMEN

El presente trabajo consta de una evaluación de las condiciones de seguridad del equipo del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala. Se realizó una extensa investigación bibliográfica y consultas con expertos en Seguridad de Procesos de la compañía Procter & Gamble en México y Estados Unidos, para asegurar que los métodos y criterios presentados se ajusten a la práctica a nivel mundial.

La investigación bibliográfica, cubre todos los puntos necesarios para una evaluación de riesgos. Desde las regulaciones vigentes (en los Estados Unidos), la metodología utilizada para identificar riesgos en los procesos industriales, los requerimientos y códigos aplicables al equipo del Laboratorio y los métodos de cálculo y criterios para seleccionar adecuadamente los dispositivos y procedimientos de seguridad necesarios. Estos métodos y criterios, se utilizaron para construir varias hojas electrónicas que permiten el cálculo rápido de flujos y dispositivos de alivio, facilitando así, la labor del ingeniero a cargo de los mismos.

Los resultados muestran que el Laboratorio de Operaciones Unitarias, es en términos generales, un sitio de trabajo seguro, por las pequeñas cantidades de materiales peligrosos que se manejan y por la presencia de peligros de sobrepresurización o altas temperaturas fácilmente corregibles al instalar dispositivos de seguridad disponibles en Guatemala. Se requiere de una inversión aproximada de Q 50,000, para instalar estos dispositivos. Es de primordial importancia, mejorar los procedimientos de manejo de sustancias inflamables, e instalar las válvulas de alivio en los sistemas que trabajan a alta presión (Torre de Destilación, Fermentador e Intercambiadores de Calor). Se recomienda escribir un plan de acción de mediano plazo, donde se tomen en cuenta estos requerimientos y que permita realizar esta inversión a lo largo de varios períodos.

La instalación de estos dispositivos, representará dos ventajas para la universidad; un ambiente seguro para los estudiantes, ya que éstos disfrutarán de las medidas de seguridad acostumbradas en los países industrializados y podrán aplicar los mismos criterios al salir a trabajar a la industria local. El beneficio a largo plazo que esto representará para la industria nacional, será la reducción de accidentes, como los sucedidos en los últimos años en diversas plantas en el país.

CONTENIDO

	Páginas
Resumen	ix
I. INTRODUCCION	1
II. ANTECEDENTES	5
A. Regulaciones de la Seguridad de Procesos	5
B. Normas que afectan el diseño de una planta	13
C. Prevención de riesgos a través de un Estudio de Seguridad	15
D. Cálculo de Flujos de entrada y salida de equipos	24
E. Dispositivos de Alivio: Descripción, Dimensionamiento y Selección	40
III. JUSTIFICACION	67
IV. OBJETIVOS	69
V. PROBLEMA A RESOLVER	71
VI. METODOLOGÍA	73
VII. RESULTADOS	75
Caso 1: Manejo y Almacenamiento de Inflamables: Torre de Extracción	75
Caso 2: Sobrepresión debida a Variables de Proceso: Torre de Destilación	86
Caso 3: Sobrepresión por Sistemas de Servicio: Reactor de Fermentación	125
Caso 4: Sobrepresión debida a una Bomba: Filtro de Candela	147
Caso 5: Sobrepresión debida a Expansión Térmica: Intercambiadores de Calor	160
Caso 6: Explosión en Sistemas de Combustión: Secador Rotatorio	175
VIII. DISCUSION DE RESULTADOS	189
IX. CONCLUSIONES	223
X. RECOMENDACIONES	225
XI. BIBLIOGRAFIA	229
APENDICES	233
A. Símbolos y Dimensiones utilizados	233
B. Curvas típicas de bombas centrífugas, rotatorias y neumáticas	234
C. Dispositivos de seguridad	236
D. Fórmulas para diseñar Recipientes a Presión del código ASME	238

LISTA DE TABLAS Y GRAFICAS

	Página No.
Tabla 1: Clasificación de Flamabilidad según NFPA (6)	11
Tabla 2: Clasificación de Agentes Oxidantes según NFPA (6)	12
Tabla 3: Códigos Aplicables a la Industria Química	14
Tabla 4: Formato para Propiedades de los Materiales	19
Tabla 5: Formato de Riesgos del Equipo	22
Tabla 6: Valores para kacc y f según REF (13 y (18)	33
Tabla 7: Factores Límite para Velocidad Sónica (18)	33
Tabla 8: Valores Seleccionados de Cp/Cv (k) y Aproximaciones Usadas	34
Tabla 9: Factor F Dependiente de la Instalación (21)	40
Tabla 10: Area a Utilizar para Cálculo por Fuego Externo (21)	40
Tabla 11: Niveles Relativos de Presión para Líquidos (Respecto a la Presión de Alivio): Válvula de Alivio (27)	57
Tabla 12: Niveles de Presión Relativos para Gases (Respecto a la Presión de Alivio): Válvulas de Seguridad (27)	58
Tabla 13: Tamaños de Orificio Normalizados para Válvula de Alivio (21)	58
Tabla 14: Factor Ku como Función de Nre (27)	59
Tabla 15: Factor Ksh como Función del Sobrecalentamiento (27)	59

I. INTRODUCCION

En el mundo de la industria química actual, están cobrando relevancia nuevas perspectivas acerca de la seguridad de operación de las plantas químicas.

Este campo es relativamente nuevo en Guatemala, e incluye las áreas de Seguridad Industrial que conciernen a la seguridad del empleado en su trabajo, Seguridad Ambiental, que incluye tanto el ambiente de la planta, como el de los alrededores. Por último, la Seguridad de Procesos que involucra el conocimiento del proceso que se trabaja para prevenir accidentes relacionados con el equipo que se utiliza.

De todos los campos, el menos desarrollado, a nivel nacional, es el de Seguridad de Procesos. Los otros campos, se han desarrollado más, y ya es común ver en Guatemala, esfuerzos encaminados a proteger al trabajador de lesiones comunes y al medio ambiente, de contaminaciones.

En países con tradición industrial, existen organizaciones que regulan el diseño de procesos y equipos para apegarlos a normas consideradas seguras. Estas organizaciones son principalmente asociaciones privadas, formadas por grupos de expertos de la industria, universidades y gobierno. Los gobiernos de esos países, aceptan y refuerzan el cumplimiento de las normas escritas por ellos.

Como se verá mas adelante, el interés creciente en esta rama de la Seguridad, ha surgido a raíz de la magnitud, cada día mayor, de accidentes provocados por la falta de estudio de los riesgos involucrados en los procesos químicos. Como ejemplos de estos accidentes, citaré la explosión de la planta de Flixborough en Gran Bretaña, donde 23 trabajadores murieron y la planta quedó inutilizada. Las fugas de materiales tóxicos en las plantas de Seveso, Italia y

Bhopal, India, donde la destrucción de vidas y propiedades alcanzó varios kilómetros a la redonda.

En Guatemala, pocas industrias operan con procesos complicados, y se manejan pocas sustancias catalogadas como peligrosas. Aun así, el enfoque de la Seguridad de Procesos se puede aplicar a cualquier industria nacional, como se puede concluir en accidentes como el de las explosiones e incendios en las fábricas AQ (Tecún Umán, San Marcos, enero 1994), Transmeridian (Amatitlán, Guatemala, diciembre 1994). Y las múltiples explosiones provocadas por fugas de gas propano o vapores inflamables en instalaciones domésticas e industriales. Muchas transnacionales cuentan con programas de manejo de riesgos de este tipo, por requerimiento de sus casas matrices.

La Seguridad de Procesos, como un programa integrado al funcionamiento de una planta, tiene como objeto prevenir este tipo de accidentes en la planta, así como prevenir otros, que aun sin causar desgracias personales, pueden dañar la propiedad de la compañía o hacerla afecta a demandas judiciales por daños y perjuicios a terceros.

Este trabajo, al aplicar un enfoque de Seguridad de Proceso al Laboratorio de Operaciones Unitarias, proporcionará información general sobre Seguridad a los estudiantes, para que ellos la apliquen en sus trabajos como profesionales. Se escogió el Laboratorio de Operaciones Unitarias, sobre la evaluación de una industria particular, con el fin de que la información sea más general y aplicable a distintos tipos de industria.

El método de evaluación de riesgos, se basa en diversos artículos publicados en revistas de índole técnica, en resúmenes de diversas normas estatales de algunos países como la más reciente de la Administración de Salud y Seguridad Ocupacional (OSHA), titulada "Administración de la Seguridad de Procesos de Químicos peligrosos o explosivos", conocida como el Código de Regulaciones Federales 29CFR 1910.119 (1) vigente actualmente en los Estados Unidos. En

—

particular, al enfoque dado a estos métodos y regulaciones por la compañía estadounidense Procter & Gamble.

La investigación de campo, buscará analizar las instalaciones y procesos del Laboratorio y emitir una evaluación de cada proceso, incluyendo la selección de dispositivos de seguridad apropiados incluyendo estimaciones del costo de instalar estas medidas de seguridad.

La base será la norma OSHA 29CFR 1910.119 (1), y se tomarán en cuenta como referencia, los trabajos de Trevor Kletz realizados en Inglaterra en 1985 (2,3). El método de evaluación de dispositivos de seguridad será el usado por Procter & Gamble y descrito por Cocks y Rogerson en 1978 (4).

Aunque ninguna de estas regulaciones y programas son de carácter obligatorio en Guatemala, son un punto de partida excelente para un estudio profundo de la Seguridad de Procesos, como un programa inherente a una planta química.

II. ANTECEDENTES

A. REGULACIONES DE LA SEGURIDAD DE PROCESOS

1) Definición de la Seguridad de Procesos

La Seguridad de Procesos, según Cocks y Rogersson (4), es el área de Manejo de Riesgos que se encarga de evaluar y prevenir riesgos existentes en los procesos y equipos de una planta como consecuencia de materiales y reacciones químicas. Presencia de líquidos o gases inflamables, sobrepresión, vacío y cambios en las instalaciones sin estudio previo.

2) Orígenes de la Seguridad de Procesos

Las diferentes secciones que conforman el área de Seguridad de Procesos, se fueron desarrollando independientemente, desde principios del siglo XX hasta conformarse, a nivel de la industria, en una sola sección de los departamentos y compañías de Ingeniería.

Sin embargo, es solo a raíz de accidentes ocurridos en la década de 1980, que esta rama es difundida, como un programa obligatorio, para toda industria química en los Estados Unidos y Europa. Con la emisión en 1990 del Código Federal 29CFR 1910.119 de OSHA (1), se obliga a todas las plantas a contar con un programa, diseñado y mantenido por personal calificado, que evalúe la seguridad de sus procesos. Al mismo tiempo, entran en vigencia códigos similares en Europa y Asia.

Otra regulación de OSHA, que no se discutirá en este trabajo, obliga a las empresas a informar a sus clientes, trabajadores y a la comunidad de cualquier propiedad peligrosa de los materiales que utiliza o vende.

Otro aspecto importante de la Seguridad de Procesos, es el referente a diseño y mantenimiento de Recipientes a Presión. Estos se definen como aquellos recipientes diseñados para trabajar a presiones superiores a 1 bar (15 psig), que rebasen los 30 centímetros de diámetro, de acuerdo al código ASME (5).

El código ASME, recopilado por la Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos, en su sección VII describe los métodos y materiales aceptados para el diseño, construcción y mantenimiento de recipientes a presión.

El interés por crear este código, surgió a principios del siglo XX después de varias explosiones con saldos mortales en los estados de Nueva York y Ohio en los Estados Unidos (5). Con el tiempo, este código se ha perfeccionado y actualmente es ley en la mayoría de los estados de Estados Unidos, exigiendo no sólo el diseño según esta norma, sino además, la construcción en talleres, aprobados por la asociación ASME.

Los títulos de la Sociedad Nacional para la Prevención de Incendios (NFPA), son los terceros códigos de interés para la Seguridad de Procesos, los que mencionaré a lo largo de este trabajo, especialmente el libro "Guía de protección contra materiales peligrosos" (6), que contiene los códigos 325M, 49, 491M y 704 que se refieren a químicos inflamables, tóxicos o reactivos.

Para instalaciones eléctricas, la NFPA ha emitido el Código Nacional Eléctrico (NEC) (7), que regula las instalaciones eléctricas en áreas de atmósfera peligrosa en su capítulo 5. En adición, algunos países o estados, exigen la utilización de equipo aprobado en laboratorios especializados, como el Underwriters Laboratories (UL) o el Factory Mutual (FM).

3) Regulación OSHA 29CFR 1910.119: Manejo de riesgos en los procesos químicos industriales.

La regulación OSHA 29CFR 1910.119 (1) surgió de las investigaciones de la tragedia de Bhopal-India-en 1984. Antes de esta ley existían regulaciones para emergencias de la Agencia de Protección al Medio Ambiente, EPA, y los trabajos realizados por el Instituto de Ingenieros Químicos en Gran Bretaña. Estos últimos, tomaron relevancia después de la explosión de Flixborough (2,3).

En un principio, las leyes respecto a la Seguridad de Proceso fueron vagas. Sin embargo, la regulación OSHA 29CFR 1910.119 provee mecanismos específicos para analizar y prevenir los riesgos existentes en una planta, según apunta Arendt et al (8). Además, la regulación indica los mecanismos de control de modificaciones, incluyendo el requerimiento de una evaluación hecha por personal calificado.

La regulación, según Kuryla y Yohay (9), aplica a dos tipos de plantas: las que trabajan con químicos del listado de químicos tóxicos incluido en la regulación (tales como dioxinas o isometilisocianato) y las que manejen líquidos o gases inflamables en cantidades anuales mayores a 5,000 kg.

El programa de seguridad delineado en la regulación, consta de 8 elementos, los que describo a continuación, tomando como base el trabajo de Arendt et al (8), y el de Kuryla y Yohay (9).

El primer elemento, es la evaluación de riesgos utilizando métodos aprobados por OSHA . Este análisis debe ser llevado a cabo por un grupo de personas que posean conocimiento técnico del proceso, de las regulaciones y de las normas vigentes. Existen métodos reconocidos por OSHA para llevar a cabo esta evaluación:

- Análisis de respuesta a fallas: conocido como el "What if analysis", es un examen sistemático de la respuesta del proceso a fallas de equipo y errores humanos. En el equipo debe participar personal que conozca y entienda el proceso y sus riesgos inherentes.
- Análisis por lista de revisión: conocido como "Checklist analysis". Este análisis, se utiliza para identificar tipos conocidos de riesgos y es un arma efectiva para verificar que se cumplan las normas.
- Análisis de riesgos y operación: esta técnica provee un estudio detallado y auditable de las variables de proceso. Consiste en analizar sistemáticamente la forma en que un proceso puede fallar y llevar a condiciones peligrosas. Debe tomar en cuenta cada sección, incluyendo equipo, tubería, controles y fallas humanas. Es apropiado para cualquier tipo de proceso, ya que incluye los riesgos en reacciones químicas.
- Análisis de Modos de Falla y Efectos: se identifican las formas en que pueden fallar los equipos y el efecto de estas fallas. Se diferencia del anterior, en que el enfoque es hacia los equipos, dejando a un lado los riesgos químicos, por lo que se usa en procesos de cambio de tamaño, mezcla o empaque.
- Análisis de Arbol de Fallas: es un método deductivo para determinar las relaciones lógicas entre fallas de componentes o de comportamiento humano y fallas específicas del sistema total. Con este método, se puede evaluar la frecuencia con que una falla en un componente dado puede suceder y dar lugar a un accidente más grave.

El segundo elemento, se refiere a la información de Seguridad de Procesos y obliga a la industria a reunir y mantener al día información referente a los siguientes aspectos:

- Peligro de los químicos utilizados, con datos como toxicidad, límites de exposición, reactividad, corrosividad, etcétera. Mucha de esta información se encuentra en los títulos de NFPA (6) y en las Hojas de Seguridad de Materiales (MSDS) suministradas por ley por los proveedores.

- Tecnología del proceso, incluyendo diagramas de bloque, química del proceso, condiciones de operación, etcétera.
- Características del equipo, material de construcción, tubería, métodos de soldadura, control e instrumentación. Además, deben incluirse los códigos y normas bajo los que se diseña.

El tercer elemento, obliga a mantener registros, revisados periódicamente, con los procedimientos y métodos considerados seguros para arrancar, parar y ajustar la operación, así como procedimientos para emergencia. Estos procedimientos, deberán ser conocidos por los trabajadores.

El cuarto elemento, requiere, además, el entrenamiento para todos los trabajadores nuevos y reentrenamiento periódico para los antiguos. Los trabajadores de contratistas deben ser prevenidos de los riesgos existentes en la planta y entrenados en los procedimientos de seguridad de la misma.

El quinto elemento, regula la periodicidad de las auditorias externas, así como de las inspecciones internas durante arranques y paros y durante la operación. El objetivo de estas auditorias e inspecciones, es asegurar que se respete la base de diseño, especificaciones y procedimientos.

El sexto elemento, es considerado uno de los más importantes y se refiere a los factores humanos, los que deberán ser considerados a lo largo del estudio, asociándolos con las fallas del equipo y evaluando las necesidades de protección y el tipo de entrenamiento para el personal.

El séptimo elemento, obliga a la planta a guardar un estricto control sobre los cambios en equipos, materiales y procesos. Muchos de los accidentes catastróficos (por ejemplo el de Flixborough) se han debido a cambios hechos sin control ni estudio alguno. Todo cambio, debe

quedar debidamente documentado y será revisado para asegurar que cumpla con las normas de seguridad.

Finalmente, el octavo elemento, indica que deberá reportarse cualquier incidente que ocurra después de implantado el sistema, e investigar accidentes anteriores para compilar una base de datos que sirvan para prevenir accidentes recurrentes.

4) Fuego y explosión:

La Seguridad de Procesos, define los riesgos provocados por el equipo de proceso en Fuego y explosión y Sobrepresión (4). A continuación, describiré brevemente el primero de estos riesgos y las causas que lo provocan, mientras el segundo será descrito en la sección de Estudio de Sobrepresión para facilitar la comprensión.

El peligro de Fuego y explosión, existe cuando en un lugar determinado, se encuentran en la proporción correcta, los tres elementos de lo que se ha dado en llamar el "Triángulo del Fuego": combustible, oxidante y fuente de ignición.

El fuego (o en el caso de un fuego instantáneo una explosión o deflagración) es realmente una reacción de oxidación, la cual ocurre entre dos materiales, el combustible que proporciona la energía de sus enlaces al deshacerse y el oxidante que proporciona el medio de deshacer dichos enlaces. La fuente de ignición, proporciona la energía necesaria para iniciar la reacción, la que después de poco tiempo es autosuficiente en energía. Ocurren casos en que al entrar en contacto un oxidante fuerte (como un perclorato) con un material combustible apilado (por ejemplo tela con thinner usada para limpiar) puede iniciar una reacción de oxidación y al ser el material apilado, un buen aislante térmico, el calor generado se acumula hasta llegar a ser suficiente para iniciar un fuego. Esto se llama combustión espontánea (6). Otros materiales, se incendian al ser descompuestos por el contacto con el aire, proceso llamado autoignición que se encuentra en

algunos alcoholes grasos, ésteres y en fuegos del lubricante de compresor o materiales pirofóricos como catalizadores de níquel (6). Otros materiales reaccionan con el agua, como el sodio elemental o la amalgama de sodio y potasio.

Un combustible, suele ser cualquier material orgánico, aunque se reconoce que no todo material provocará un fuego de la misma magnitud o será igual de fácil de incendiar. De esta forma, puede producirse un incendio (que daña por calor, aunque el riesgo personal es bajo), una deflagración (daña por calor también, aunque el frente de llamas se mueve más rápido y es más peligroso para las personas) y una explosión (daña tanto por calor como mecánicamente y lo instantáneo del accidente hace que sea muy peligroso para el personal) (6). El tipo de combustión, depende del tipo y cantidad de material que lo alimente. En el caso de líquidos, NFPA los clasifica así:

TABLA 1: CLASIFICACION DE FLAMABILIDAD SEGUN NFPA (6)

Punto de Flash menor a 37 grados centígrados	Clase 1, altamente inflamables. Estos materiales pueden incendiarse o provocar una explosión en condiciones ambientales
Punto de Flash entre 37 y 93 grados centígrados	Clase 2, combustibles. Estos materiales pueden incendiarse o provocar una explosión si están a una temperatura mayor a su Punto de Flash
Punto de Flash sobre 93 grados centígrados	Clase 3, combustibles pobres. Estos materiales difícilmente estarán en las condiciones necesarias para provocar un incendio o explosión
	Clase 4, no combustibles.

El Punto de Flash, es la temperatura de un líquido a la cual la concentración de vapores sobre su superficie es ya lo suficientemente rica como para provocar un incendio. Esta concentración mínima que puede provocar un incendio es el Limite Inferior de Inflamabilidad (LFL). Existe además, una concentración a la cual la mezcla aire-vapor será demasiado rica para

arder y ésta se llama Límite Superior de Inflamabilidad (HFL) (6). Un líquido puede arder, sin embargo, sus vapores pueden provocar una explosión.

Los gases también pueden ser inflamables, y se clasifican utilizando la misma numeración que los líquidos. Por último, existen polvos y otros tipos de materiales sólidos que pueden ser combustibles también (6), y provocan las explosiones de polvo. Son especialmente peligrosos los polvos de metal.

Los oxidantes, son sustancias que generalmente contienen un oxígeno en su molécula. Pero también un halógeno puede oxidar (6). Estos materiales, son de uso común en las plantas químicas y deben clasificarse y almacenarse según se ve en la Tabla 2:

TABLA 2: CLASIFICACION DE AGENTES OXIDANTES SEGUN NFPA (6)

Clasificación	Acción que produce	Almacenamiento
Oxidante Clase 1	Aumenta la tasa de ignición	En recipientes separados
Oxidante Clase 2	Ignición espontánea con combustión	En recipientes y con barreras entre el y un combustible
Oxidante Clase 3	Descomposición al ser calentado	En cuarto o edificio separado
Oxidante Clase 4	Explota al ser calentado	En edificio separado

El oxígeno ambiental, es también un buen oxidante y en ocasiones, debe ser excluido de un proceso o equipo mediante purgas o gases inertes.

Por último, una fuente de ignición es cualquier fuente de energía que pueda producirla y liberarla en cantidad suficiente para iniciar la combustión. Puede ser provocada por fricción, arco eléctrico, descargas estáticas, llamas abiertas, etcétera.

La prevención de este riesgo, consiste en eliminar o minimizar uno de los tres elementos básicos, negando de esta forma la ocurrencia de un incendio o explosión.

B) NORMAS QUE AFECTAN EL DISEÑO DE UNA PLANTA

La norma OSHA (1) discutida en el párrafo anterior, requiere que un estudio de Seguridad de Procesos sea emitido antes de poner en funcionamiento una planta nueva o una ampliación o modificación a una existente.

Especialistas en el tema, como Cocks y Rogerson (4), Kletz (2,3) y Conrad (10) apuntan que es preferible que la evaluación de riesgos sea emitida lo mas pronto posible en un proyecto, ya que ésta, al incluir los requerimientos de diversas regulaciones, puede modificar drásticamente el diseño y costo inicial de una planta. Este aumento al costo inicial sin embargo, es mucho menor que el necesario para modificar una planta durante o después de la construcción.

Meissner y Shelton (11) muestran buenos ejemplos de la forma en que las regulaciones pueden modificar el diseño de una planta y listan algunos factores a tomar en cuenta durante el mismo.

Brandt et al (12) dan un excelente resumen de los diversos códigos aplicables a cada parte del proceso, y la Tabla 3 muestra un resumen de los que tienen mas aplicación a nivel nacional.

TABLA 3: CODIGOS APLICABLES A LA INDUSTRIA QUIMICA

Procesos químicos	<p>OSHA 29CFR 1910 119</p> <p>Regulaciones del Departamento de Transporte respecto al manejo de sustancias peligrosas</p> <p>Regulaciones de la Agencia de Protección del Medio Ambiente</p>
Recipientes a Presión	<p>Sección 1 del código ASME: Calderas de potencia</p> <p>Sección 8 del código ASME: Recipientes a presión</p> <p>Norma 620 de API: Tanques de almacenamiento a baja presión</p> <p>Normas para intercambiadores de calor TEMA</p>
Equipo Mecánico	<p>Normas de la Asociación para la Prevención de Incendios NFPA</p> <p>Normas de la Asociación de Fabricantes de Equipo de Transporte de sólidos.</p> <p>Normas del Código Nacional Eléctrico NEC</p>
Equipo Eléctrico	<p>Normas ANSI para instalaciones eléctricas</p> <p>Normas del Código Nacional Eléctrico NEC</p> <p>Normas del laboratorio Factory Mutual</p>
Instrumentación	<p>Normas NFPA y en particular la número 497M y los códigos 30 y 325M</p> <p>Normas del Código Nacional Eléctrico NEC</p> <p>Normas ANSI para instrumentación</p>
Ventilación y Medio Ambiente	<p>Regulaciones EPA para uso y desecho de aire y agua</p> <p>Regulaciones OSHA respecto a polvo y ruido</p> <p>Código de la Asociación de Ingenieros en Calefacción, Refrigeración y Aire Acondicionado</p>
Tubería	<p>Código B31.1 y B31.3 del código ASME</p> <p>Normas 13 y 24 de NFPA</p> <p>Normas ANSI SP58 y 69</p>
Distribución y construcción	<p>Códigos y recomendaciones de NFPA</p> <p>Códigos y recomendaciones de OSHA</p> <p>Actas de control de contaminación ambiental del Congreso de los Estados Unidos</p> <p>Regulaciones locales de construcción</p>

C) PREVENCIÓN DE RIESGOS A TRAVÉS DE UN ESTUDIO DE SEGURIDAD

1) Partes de un estudio de seguridad

Un estudio de seguridad llevado a cabo de acuerdo a las normas antes descritas y aplicado durante las fases iniciales de un proyecto o a una planta existente, previene o disminuye los riesgos. El estudio de seguridad conformaría el primer elemento de los requerimientos de OSHA 29CFR 1910.119. El estudio consiste en tres partes, de las cuales los análisis descritos antes forman la última, aunque más relevante parte. Las tres partes de un estudio son:

i) El mejor método para prevenir un riesgo es eliminándolo, y de acuerdo con Kletz (2) esto se puede hacer de las siguientes formas:

- Minimización: usar menos cantidad del material peligroso
- Substitución: sustituir el material por otro menos peligroso
- Atenuación: usar el material bajo condiciones que disminuyan el riesgo

ii) Definir las condiciones y necesidades del proceso y en base a esto, decidir las características y normas que deberán utilizarse en el diseño de equipo, tubería, instalaciones, etcétera. Estas conclusiones se resumen y comunican a través de una Base de Diseño. La Tabla 3 de la sección B muestra algunos de los códigos usados en esta fase (4).

iii) Realizar el análisis de riesgos de explosión y sobrepresión que puedan existir en el proceso, utilizando uno de los análisis descritos en la sección A3 en el primer elemento. En esta fase, se especifican los dispositivos de alivio, mecánicos o eléctricos, que reducen o eliminan las consecuencias de cualquier falla del equipo (4).

Este trabajo, asumirá que el Laboratorio de Operaciones Unitarias, es una planta química consistente en varias unidades independientes, representadas por los equipos utilizados durante las prácticas. Se eligieron varias unidades que presentan los riesgos mayores de tipo químico o de sobrepresión/vacío, para cada una de las cuales se presentará un proyecto de estudio de seguridad elaborado de acuerdo a la metodología empleada por Procter & Gamble y explicada por Cocks y Rogerson (4) y estudiada durante varios cursos que el autor ha recibido por expertos de esta compañía.

2) Descripción detallada de un estudio de seguridad

Como se vio en la sección C1, el estudio de seguridad consta de tres partes. La primera depende mucho del proceso y es tarea del grupo de Diseño de Proceso, auxiliado por el de Seguridad de Procesos el evaluar la factibilidad técnica y económica de estos cambios. Kletz (3) menciona varios ejemplos de esta parte.

Cocks y Rogerson (4) mencionan que las siguientes dos partes son la Base de Diseño y el Análisis de riesgos de explosión y de sobrepresión. A continuación, describiré la información y análisis necesario para cada uno de estos pasos.

i) Base de diseño: En esta fase, se analizan los riesgos debidos a la utilización de materias inflamables o combustibles, reacciones específicas que pueden llevar a fuego o explosión y las medidas necesarias para combatir un incendio. La información necesaria es: propiedades de los materiales a utilizar, códigos aplicables al proyecto y practicas aceptadas como seguras. El resultado es una base de diseño que provee al diseñador de las características necesarias de la distribución, construcción, equipo e instalación de la planta, así como los códigos aplicables a cada etapa.

a) Propiedades de los materiales a utilizar: se deben reunir todas las características de cada material, incluyendo reacciones principales y laterales que puedan salir de control. Estas propiedades se encuentran en las Hojas de Información de Seguridad (MSDS) proveídas por el fabricante, el Manual del Ingeniero Químico de Perry (13) o la Guía de Materiales Peligrosos de NFPA (6). Las características básicas necesarias son:

- Punto de Flash (Flash Point). NFPA (6) define la Flamabilidad, de acuerdo al Punto de Flash de cada material, según la Tabla 1 expuesta antes.
- Constante K^{st} para sólidos, la que define la combustibilidad de un sólido disperso en aire.
- Reactividad con otros materiales presentes. Se deben tomar en cuenta tanto los materiales que deben estar en contacto, como aquellos que podrían entrar en contacto durante un incidente o por error. Se deben tomar en cuenta reacciones laterales y reacciones con materiales usados en limpieza o mantenimiento del equipo. Además, se debe cuidar que materiales oxidantes no entren en contacto con materiales combustibles. La especificación NFPA (6) para oxidantes se observa en la Tabla 2.
- Compatibilidad con el agua, con lo que se determinan métodos de limpieza, operación y extinción de incendios.
- Características físicas a las condiciones de operación.

Estos datos, se pueden resumir en una Hoja de Propiedades de Materiales, la que incluirá los datos de cada material y las reacciones esperadas y accidentales. Esta hoja se presenta en la Tabla 4.

b) Códigos y prácticas aplicables: aquí se investigan y aplican los códigos y prácticas aplicables al proceso particular (Ver Tabla 3). Este tema está descrito en la sección B.

c) Resultado final, la Base de Diseño: Se define en base a la información de los incisos a y b, así como el diagrama de flujo del proceso. La Base de Diseño debe proveer información detallada y explicaciones específicas de cada parte del diseño según sea necesario.

- **Distribución:** debe especificar la separación necesaria entre equipos de alta peligrosidad y otros equipos o edificios (por ejemplo el espacio necesario para un cilindro de LPG), separaciones físicas entre unidades de almacenamiento (por ejemplo de oxidantes y aceites) o distribución física dentro del edificio (por ejemplo si un cuarto inflamable necesita una pared hacia el exterior).
- **Construcción:** debe definir las necesidades de materiales y métodos de construcción de paredes (por ejemplo si las paredes deben ser reforzadas para resistir una presión determinada), ubicación y destino de drenajes (los drenajes de agua del sistema de control de incendio deben ir a una fosa separada del drenaje general) y construcción de áreas de almacenaje abiertas (para guardar toneles o tanques con material inflamable).
- **Servicios:** especifica las áreas que requieren instalación eléctrica especial, (por ejemplo equipo e instalaciones para Areas de Atmósfera Peligrosa), ventilación especial (las áreas que utilizan material inflamable, deberían tener un sistema de ventilación que provea por lo menos 30 cambios de aire por hora), y material de construcción del sistema de tuberías.
- **Equipos:** se especifica el material, código de diseño y especificaciones de instalación de cada equipo. Aquí se indican las necesidades de aterrizaje y protección contra explosión.

Entre mas detallado sea cada requerimiento de diseño más fácil será incorporarlo al proyecto. Esta etapa debe estar concluida lo mas pronto posible en el proyecto, para evitar modificaciones en equipos ya ordenados o construidos, y tomando en cuenta que hay equipos que tienen tiempos de envío muy largos.

TABLA 4: FORMATO PARA PROPIEDADES DE LOS MATERIALES

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES USADOS

Material	Gravedad Especifica	Punto de Flash C	Viscosidad cP	Peligro para la Salud (*)	Peligro de Incendio (*)	Peligro de Reacción (*)	Compatibilidad con el agua

(*) Según clasificación NFPA (6): 4 mayor riesgo, 1 menor riesgo

ii) Estudio de riesgos de explosión y de sobrepresión: Para este tercer paso se utilizará la metodología usada alrededor del mundo por Procter & Gamble, según la descripción hecha por Cocks & Rogerson (4), la que es del tipo de Análisis de Riesgos y Operación. Para hacer este análisis, es necesario contar con los siguientes datos además de la Base de Diseño y la Hoja de Propiedades de Materiales:

- Diagramas de flujo del tipo de Tubería y Equipo, los que muestran el tamaño y configuración de la red de tuberías (de proceso y servicios), así como la ubicación relativa de los equipos e instrumentos.
- Presión y temperatura máxima de operación de los equipos y tubería.
- Características de bombas, compresores y otros equipos de movimiento de fluidos.
- Procedimientos y condiciones de operación del sistema.

Además, es útil contar con una descripción detallada del objetivo y funcionamiento de la operación. Cuando se trabaja con instalaciones muy grandes, es preferible separar el proceso en varios diagramas de flujo, señalando adecuadamente las interacciones entre los mismos. Debe

procurarse que no haya mas de cuatro o cinco aparatos principales (bombas, reactores, centrífugas, etcétera) y sus tuberías e instrumentos por diagrama. Para procesos con controles automáticos, se hace referencia en el diagrama de flujo principal a los diagramas de Tubería e Instrumentación y Hojas de Lógica Programada del sistema.

a) Estudio de sobrepresión: comienza escogiendo un aparato principal a la vez, señalando todas sus entradas y salidas, tanto de proceso como de servicios. Con el fin de llevar un orden, se puede comenzar a analizar cada tubería, siguiendo las manecillas del reloj, y comenzando en la posición superior. Cada tubería conectada al aparato, se debe seguir hasta encontrar la bomba o equipo del que procede o en que termina. Para efectos de Seguridad de Procesos no se toman en cuenta válvulas de cheque, por lo que se asume que el flujo puede ser en cualquier dirección. Si la presión máxima obtenible de la bomba o la presión máxima permisible del equipo, no excede la presión máxima permisible del aparato analizado, se sigue la línea hasta encontrar un equipo cuya presión permisible u obtenible sea igual o mayor.

Ejemplos típicos de sobrepresión que hay que buscar son:

- Bombas de desplazamiento positivo y válvulas que bloqueen la descarga de las mismas.
- Tanques, reactores o intercambiadores de calor con mayor presión máxima permisible.
- Líneas de transporte de materias primas y materiales para reacción, limpieza, gases inertes, vapor vivo o aire para agitación.
- Válvulas en la descarga de calentadores de fluido (expansión térmica) o en chaquetas.
- Fuentes de sobrepresión interna, como evaporación o reacciones fuera de control.
- Fuentes de explosión interna, como descargas estáticas o fuentes de calor.
- Fuego externo que produzca la ebullición o expansión del contenido del tanque.
- Ruptura de chaquetas o tuberías de servicio (o sus válvulas), incluyendo aquellas que sirven para limpiezas, despeje de tubería, purgas o inyección de gases inertes, vapor vivo o aire para agitar.

- Fallas de condensadores o eyectores de vacío.

En cuanto a fuentes de vacío, mencionaré las siguientes:

- Drenado del equipo por válvulas en la tubería o en la parte inferior.
- Succión del material por una bomba, sin que exista una corriente de reposición.
- Condensación del vapor en el interior del recipiente, por pérdidas al medio ambiente, lluvia o entrada súbita de líquido frío al recipiente.
- Presencia de un eyector para vacío en la línea.
- Reacciones químicas que consuman el gas presente o que generen productos de menor volumen que los reactivos.

b) Formato de riesgos del equipo: cada posible fuente de una presión que exceda la permisible en el aparato, se apunta en un formato como el mostrado en la Tabla 5. Para procesos sencillos (como en el caso del Laboratorio de Operaciones Unitarias) puede usarse un único formato para todos los aparatos en un sistema, pero en procesos más complicados, debe usarse uno por aparato para mejorar la claridad. Cada entrada en el formato debe ser explicada de forma clara y concisa. En el caso de que ningún equipo en una línea dada, pueda exceder la presión permisible del aparato estudiado, se apunta el origen de la línea y se anota "Presión máxima aceptable", con el fin de dejar por escrito que se revisó dicha línea.

TABLA 5: FORMATO DE RIESGOS DEL EQUIPO

COMPAÑIA: _____ FECHA: _____
 EQUIPO: _____ NUMERO: _____
 DIAGRAMA: _____ PLANTA: _____
 HECHO POR: _____ REVISADO: _____
 MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:
 PRESION (BAR): _____ VACIO (BAR): _____ TEMPERATURA (C): _____

DESCRIPCION DEL RIESGO	PRESION MAXIMA	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO

c) Cálculo de flujo máximo procedente de cada fuente de sobrepresión: despues de identificar cada fuente de sobrepresión (o vacío), se procede a calcular el flujo máximo de fluido que pueda proceder de ese equipo o línea. Para esto, se usan tres métodos básicos que serán explicados después: flujo a través de un orificio limitante, flujo limitado por el arreglo de tuberías y flujo limitado por la característica de la bomba o el compresor. El flujo calculado, se apunta en la columna respectiva del Formato.

d) Dimensionamiento de dispositivos de alivio: al terminar el cálculo de los flujos hacia y desde un aparato, se procede a seleccionar el dispositivo de seguridad correspondiente, y la selección se apunta en el formato. Después de calcular las dimensiones del dispositivo de seguridad, se dejan por escrito en el mismo formato, y se le asigna un número de serie. El dispositivo se dibuja en el diagrama de flujo principal, anotando el número de serie asignado. Para cada diagrama de flujo, se debe hacer una lista de los dispositivos de seguridad empleados.

Otros dispositivos de alivio que se deben apuntar y asignárseles números de serie, aunque no necesiten cálculo, o bien se deja el cálculo al proveedor son:

- Aterrizaje de equipos para prevenir descargas estáticas.
- Cuartos o aparatos equipados con paneles o compuertas de liberación de explosiones.
- Sistemas de supresión y aislamiento de explosiones.
- Diques y trincheras de contención de derrames.
- Sistemas de extracción de vapores inflamables en el cuarto o dentro de equipos.
- Cualquier dispositivo de seguridad eléctrico.
- Restrictores de flujo (su cálculo se ilustra en la sección D1 mas abajo).

Al estudio de sobrepresión deben añadirse los cálculos de flujo, los cálculos de dimensiones de dispositivos de alivio, el listado de dispositivos de seguridad así como sus especificaciones, y planos, curvas de capacidad y otros datos utilizados en la instalación.

3) Puesta en marcha del estudio de seguridad

Una vez concluido el estudio de seguridad, los resultados (Base de Diseño y Listado/especificaciones de dispositivos de alivio) se trasladan al grupo de Diseño y Construcción, quienes serán responsables de asegurar que se cumplan los requisitos del estudio en la instalación.

El grupo de Seguridad de Procesos debe verificar continuamente que se estén cumpliendo las recomendaciones hechas en el estudio, y deberá resolver cualquier duda o diferencias de opinión con los demás grupos. Así también, es responsable de verificar que todos los equipos cumplan con los requisitos de las normas, sometiéndolos a pruebas no destructivas, y de realizar pruebas de operación a los dispositivos de seguridad, instalados asegurando que estén en buenas condiciones antes de arrancar la planta (4).

Otras responsabilidades del grupo de Seguridad de Procesos según Cocks y Rogerson (4) son realizar chequeos continuos del estado de equipos, de la operación de dispositivos de alivio y de cambios hechos al proceso, investigación y reporte de incidentes, programar auditorías internas o externas según sea necesario, entrenar al personal en los procedimientos de operación segura y de emergencia y realizar revisiones a los estudios de seguridad periódicamente.

Las próximas secciones muestran la forma de calcular flujos de entrada o salida, presiones máximas permisibles para tanques y otros recipientes y los cálculos de dimensionamiento de dispositivos de alivio.

D) CALCULO DE FLUJOS DE ENTRADA Y SALIDA DE EQUIPOS

Esta parte del trabajo, utiliza los procedimientos y cálculos aprendidos en el curso de Flujo de Fluidos, y se basa en las características del sistema para hallar los flujos que entran o salen de un equipo. La única diferencia radica en que en el trabajo de Seguridad de Procesos, no interesa el flujo óptimo de operación, calculado para el diseño del equipo, sino el flujo máximo a condiciones extremas, aunque estas sean completamente anormales. Por ejemplo, no se utiliza el flujo másico de vapor de operación de una torre de fraccionamiento, sino el que se encontraría al no existir reflujo, con el calderín operando a flujo máximo de vapor y el condensador sin funcionar.

Como se mencionó en el inciso C2 ii c, se utilizan tres métodos básicos para calcular flujos entrando o saliendo de un equipo, los que son: orificio limitante (o válvula limitante), flujo limitado por el arreglo de tuberías, y flujo limitado por la característica del medio motor. A continuación se detallaran los procedimientos de cálculo de cada variante. No es el objetivo de este trabajo demostrar el origen de las formulas, para lo cual se pueden verificar los libros de Perry y Green (13), Foust et al (14), McCabe y Smith (15), Streeter (16), Geankopolis (17) y en

especial el documento técnico número 410 de la compañía Crane, titulado "Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías" (18).

1) Flujo limitado por una restricción (orificio o válvula de globo):

Existen dos casos básicos en este método. El uso de una placa de orificio montada en la tubería con bridas o uniones roscadas, y el uso de válvulas de globo, las que presentan una restricción adecuada y calculable en términos de seguridad. En cualquier caso, la restricción deberá marcarse como dispositivo de seguridad en el diagrama de flujo principal ya que de ella dependerá la dimensión del dispositivo de alivio.

i) Fluidos incompresibles: la ecuación simplificada para estas restricciones, en el caso de líquidos es (18):

$$Q = 21.07 K_o d_i^2 ((P_1 - P_2)/D)^{0.5} \quad (1)$$

$$A = 0.0373 Q / (K_o ((P_1 - P_2)/D)^{0.5}) \quad (2)$$

El significado y dimensiones de las variables se encuentran en el Apéndice 1 al final del trabajo. La variable K_o es el coeficiente de orificio, atribuido a ineficiencias por turbulencia y cambios de dirección en el mismo (16). Para cálculos normales debe calcularse de acuerdo a la relación entre el tamaño del orificio y el de la tubería y el tipo de bordes que el orificio tiene. Como se ve en el Apéndice 1, para Seguridad de Procesos se utiliza un coeficiente de 1.0 para orificios de cualquier tipo y de 0.5 para válvulas de globo, ya que estas, al cambiar la dirección de flujo dos veces ofrecen mayor resistencia (restricción) al flujo.

ii) Fluidos compresibles: en el caso de gases, las formulas que aplican son las siguientes(18):

$$q_m = 1.7324 K_o Y d_1^2 ((P_1 - P_2) P_1 / (T_1 M))^{0.5} \quad (3)$$

$$A = 0.4534 q_m / (K_o Y ((P_1 - P_2) P_1 / (T_1 M))^{0.5}) \quad (4)$$

Y es conocida como el coeficiente de compresibilidad, y depende del gas (de su relación de calores específicos k) y de la relación de la presión de salida con la presión de entrada. Se calcula con la siguiente fórmula mencionada por Perry y Green (13):

$$Y = 1 - ((1 - (P_2/P_1)/k)(0.41 + 0.35 (d_o/d_1)^4)) \quad (5)$$

La fórmula aplica para flujos de gas subcríticos. Cuando un flujo de gas es crítico, significa que ha alcanzado la velocidad del sonido, y que por lo tanto las variaciones de presión en la salida P_2 (corriente abajo) no son "sentidas" por la entrada del sistema (corriente arriba) por lo que en estas condiciones, el flujo es afectado únicamente por la presión en la entrada P_1 . De esta forma, Y se estabiliza al llegar la relación de presiones a un valor conocido como relación crítica de presiones r_c , situado cerca de 0.53 y calculado con la siguiente fórmula (15,25):

$$r_c = (2/(k+1))^{k/(k-1)} \quad (6)$$

Esto quiere decir que al llegar la relación P_2/P_1 a r_c el flujo habrá llegado a su condición crítica y a partir de ese momento quedará "estrangulado" y será modificado únicamente por las condiciones en la entrada del sistema (corriente arriba) (15).

Se pueden calcular tablas que relacionan el flujo que pasa a través de una restricción, con la presión de entrada y el tamaño de la restricción, siempre que se cumpla la condición de flujo estrangulado.

Otros usos de las restricciones son medidores de flujo y dispositivos de alivio para bombas de desplazamiento positivo. En este caso se diseña un sistema de tubería que parta de la descarga de la bomba (o compresor), pase a través de una restricción calculada para el flujo completo de la bomba a la presión máxima permisible de la instalación y retorne al tanque original o la succión de la bomba (19). Formulas apropiadas para el cálculo de estos sistemas se encuentran en el artículo de Waisvisz (19) y no son incluidas ya que no serán utilizadas en este trabajo. Otro uso para este mismo sistema es mejorar la eficiencia de bombas centrífugas de alta capacidad operando a flujos de operación bajos.

2) Flujo limitado por el arreglo de tuberías:

El flujo de un fluido a través de un sistema de tuberías depende de la configuración y tamaño de la misma y de la rugosidad de su interior. Este tema se encuentra en detalle en cualquier libro sobre Mecánica de Fluidos u Operaciones Unitarias, tales como las referencias (14), (15) y (16). Como apunta Streeter (16), los cálculos de flujo en tuberías, se basan en la ecuación de D'arcy-Weisbach, la que a su vez se deriva del teorema de Bernoulli (15) y en el diagrama de Moody que relaciona el Número de Reynolds N_{re} con el coeficiente de fricción f , dependiendo de la rugosidad de la tubería. El teorema de Bernoulli establece (15):

$$Z_1 + P_1/(D g) + v_1^2/2g = Z_2 + P_2/(D g) + v_2^2/2g + h_f \quad (7)$$

Para este trabajo utilizaré una variante de la ecuación de D'arcy-Weisbach, presentada por la referencia (18), la que simplifica el cálculo de flujos a través de formulas establecidas para los diferentes casos de flujo.

Estos casos básicos de flujo son (18):

- Caída de presión y arreglo de tubería conocidos, flujo desconocido.

- Flujo, arreglo de tubería y presión de entrada o salida conocida, la otra presión desconocida.
- Flujo y caída de presión conocidos, diámetro de tubería desconocido.

Cada uno de estos casos es aplicable a flujo de fluidos incompresibles y compresibles. La distinción entre fluidos incompresibles (líquidos o gases en sistemas de caída de presión pequeña) y fluidos compresibles (gases en general) se hace debido a que, como se explicó en la sección D1, estos últimos modifican su comportamiento al alcanzar la velocidad del sonido (para una similitud ver en la sección D1 el criterio de relación crítica rc) de forma que las condiciones corriente abajo (salida) no afectan el flujo, sino únicamente las condiciones corriente arriba (entrada). Los fluidos incompresibles no exhiben este comportamiento (15).

Para cálculos de Seguridad de Procesos se asumirá lo siguiente:

- La tubería es nueva y lisa.
- La presión inicial (corriente arriba) es la máxima permisible por el diseño de la fuente, y la presión final (corriente abajo) es la máxima permisible por el diseño del aparato estudiado.

De esta forma, obtendré flujos máximos calculados conservadoramente, y se reduce el número de ecuaciones necesarias para los cálculos a dos básicas, ambas del primer caso detallado arriba.

i) Fluidos incompresibles: las ecuaciones encontradas en la referencia (18) para estos fluidos son:

$$\text{Flujo volumétrico} \quad Q = 0.2087 d^2 (h_1/K)^{0.5} \quad (8)$$

$$\text{Flujo másico} \quad W = 0.01252 D d^2 (h_1/K)^{0.5} \quad (9)$$

El parámetro h_1 es la caída de presión total, expresada en metros. Incluye la caída de presión por fricción y la caída de presión por diferencia de alturas:

$$h_1 = (P_2 - P_1)/(g D) + (Z_2 - Z_1) \quad (10)$$

El parámetro K depende del arreglo de la tubería y del factor de fricción:

$$K = fL/d + f k_{acc} \quad (11)$$

f , el factor de fricción a su vez depende de Nre y de ϵ . k_{acc} depende del accesorio en cuestión y es considerado como un equivalente a tramos de tubería. Estas constantes, fueron extraídas de las referencias (13), (16) y (18) y se muestran en la Tabla 6. En el caso que exista mas de un tamaño de tubería en la línea en cuestión, se calcula K para cada tramo y se corrige despues en función del tramo mayor de acuerdo a:

$$K = K_1 + (K_2/(d_2/d_1)^4) + (K_3/(d_3/d_1)^4) + \dots \quad (12)$$

donde los subíndices 1,2,3..... se refieren a los diferentes tramos de tubería, siendo 1 el diámetro mayor. Por último, Nre depende del flujo a través del sistema, de acuerdo a las siguientes formulas:

$$\text{Flujo volumétrico: } Nre = 21.22 QD/d\mu \quad (13)$$

$$\text{Flujo máslico: } Nre = 354 W/d\mu \quad (14)$$

Dado que es el flujo precisamente la variable a definir, será necesario recurrir a un método de iteración para este cálculo. Para calcular f es necesario recurrir a la tabla de Moody, conociendo Nre y ϵ . Dado que resulta tedioso además de inexacto utilizar esta tabla, el factor f se puede aproximar usando la ecuación para flujo laminar de Hagen-Poiseuille y la ecuación de Colebrook (16):

$$\text{Hagen-Poiseuille: } f = 64/\text{Nre}, \text{ Nre} < 2000 \quad (15)$$

$$\text{Colebrook: } f = (1/(-0.86 \ln((\epsilon/3.7d) + (2.51/(\text{Nre } f^{0.5}))))))^2, \text{ Nre} > 2000 \quad (16)$$

ii) Fluidos compresibles: en este caso las ecuaciones encontradas en la referencia (18) son:

$$\text{Flujo volumétrico: } q'_m = 0.3217 Y d^2(((P_2 - P_1) P'_1)/(K T_1 S))^{0.5} \quad (17)$$

$$\text{Flujo másico: } W = 1.265 Y d^2((P_2 - P_1)/(K V_1))^{0.5} \quad (18)$$

Estas ecuaciones, son variaciones de las calculadas para flujo isotérmico (15) y son similares a las usadas en el método gráfico que presenta Perry y Green (13).

El parámetro Y fue introducido en la sección D1b, y es el coeficiente de compresibilidad del fluido, el cual corrige el flujo para tomar en cuenta el efecto de la velocidad y propiedades del fluido. La tabla A-20 de la referencia 18 muestra la gráfica y valores para calcular $(P_2 - P_1)/P'_{1m}$ en función de K . Los valores de la tabla A-20 (18) se observan en la Tabla 7 y las siguientes ecuaciones dan cuenta de la relación $(P_2 - P_1)/P'_{1m}$ en función de K :

$$(P_2 - P_1)/P'_{1m} = (\log(6.50232 \log K + 4.321486))/1.33, C_p/C_v = k = 1.3 \quad (19)$$

$$(P_2 - P_1)/P'_{1m} = (\log(6.74818 \log K + 4.882150))/1.36, C_p/C_v = k = 1.4 \quad (20)$$

Ambas ecuaciones fueron obtenidas por medio de regresión lineal. En ambos casos, el coeficiente R fue de 0.998 y el error máximo porcentual respecto a los valores usados en la regresión es de 2%. El valor de $(P_2 - P_1)/P'_{1m}$ se comparará después con el obtenido de los datos reales.

Además, es necesario saber si el flujo es crítico o no ya que, como se mencionó antes, al llegar el flujo a su relación crítica Y se vuelve constante por el efecto de estrangulación. Los

valores de la tabla A-20 de la referencia (18) muestran la relación entre Y_m y K , y las ecuaciones resultantes son las siguientes:

$$Y_m = (\log (14.26587 \log K + 21.22839))/2.2 \quad C_p/C_v = k = 1.3 \quad (21)$$

$$Y_m = (\log (14.35501 \log K + 18.76081))/2.2 \quad C_p/C_v = k = 1.4 \quad (22)$$

Estos datos de la tabla A-20 (18) se encuentran en la Tabla 7. Las ecuaciones fueron calculadas también por regresión lineal y los coeficientes R fueron de 0.996 y 0.993 respectivamente.

El uso de estas ecuaciones es el siguiente: primero se calcula $(P_2 - P_1)/P'_1$ de los datos reales, luego se calcula $(P_2 - P_1)/P'_{1m}$ utilizando la fórmula 19 o 20, según sea el C_p/C_v (k) del gas (la Tabla 8 presenta estos valores para gases seleccionados según la referencia (18), en caso que existan diferencias deberá aproximarse). Se comparan ambos valores y si $(P_2 - P_1)/P'_{1m} > (P_2 - P_1)/P'_1$ el flujo no está estrangulado, y Y se calcula con la siguiente fórmula:

$$Y = 1 + ((Y_m - 1)(P_2 - P_1)/P'_1) / ((P_2 - P_1)/P'_1) \quad (23)$$

En el caso que $(P_2 - P_1)/P'_{1m} < (P_2 - P_1)/P'_1$ o ambas sean iguales, el flujo se habrá estrangulado y se utilizará el valor de Y_m calculado por las ecuaciones (21) o (22).

Para este trabajo, he preparado dos hojas electrónicas (Excel) las que permiten el ingreso de los diferentes parámetros (presiones, temperaturas) que permiten el ingreso de arreglos de tubería hasta de tres diámetros distintos. El método de trabajo es el siguiente:

Fluido incompresible:

Paso 1: Ingresar las propiedades de fluido, condiciones de operación y arreglo de tubería.

Paso 2: Ingreso de un estimado inicial para f , de la Tabla 6 según el diámetro de cada tubería.

Paso 3: La hoja calcula primeros estimados de K usando las ecs. (11) y (12), y a partir de estos el primer estimado de flujo Q o W .

Paso 4: La hoja calcula estimados de N_{re} para cada sección de tubería usando las ecs. (13) y (14), y usa estos valores para calcular nuevos valores de f usando las ecs. (15) o (16).

Paso 5: La hoja calcula el error porcentual entre el primer estimado de f y el nuevo valor calculado en el paso anterior. El usuario ingresa los nuevos valores de f iterándose desde el Paso 2.

Paso 6: El usuario continua iterando hasta que el error porcentual de f con respecto al valor anterior se acerca a 0. El flujo Q o W calculado aquí es el valor buscado.

Fluido compresible:

Paso 1: Ingresar las propiedades de fluido, condiciones de operación y arreglo de tubería.
La hoja calcula el valor real de $(P_2 - P_1)/P'_1$.

Paso 2: Ingreso del valor de f , de la Tabla 6 según el diámetro de cada tubería.

Paso 3: La hoja calcula estimados de K usando las ecs. (11) y (12), y a partir de éstos, el estimado de $(P_2 - P_1)/P'_{1m}$ usando las ecuaciones (19) o (20).

Paso 4: La hoja calcula estimados de Y_m con las ecuaciones (21) o (22).

Paso 5: La hoja compara los valores de $(P_2 - P_1)/P'_1$ y $(P_2 - P_1)/P'_{1m}$ y evalúa si el flujo esta estrangulado o no. Si lo esta (ver criterio arriba), usará el valor de Y_m , y si no lo esta calculará el valor de Y a partir de la ecuación (23).

Paso 6: La hoja utiliza los valores calculados para Y y K para calcular los flujos q'_m o W usando las formulas (17) y (18). No es necesaria la iteración ya que f no varia sensiblemente (el flujo gaseoso es generalmente muy turbulento).

TABLA 6: VALORES PARA k_{acc} Y f SEGUN REF (13) Y (18)

Accesorio	k_{acc}	Diámetro nominal pulgadas	Diámetro real pulgadas (Sc. 4D)	f
Codo 90	30.0	1/2	0.622	0.027
Codo 45	16.0	3/4	0.824	0.025
Tee recto	20.0	1	1.049	0.023
Tee rama	60.0	1 1/4	1.380	0.022
Válvula de... Globo	340.0	1 1/2	1.610	0.021
...Compuerta	8.0	2	2.067	0.019
...Bola	3.0	2 1/2, 3	2.469, 3.068	0.018
...Diafragma	92.0	4	4.026	0.017
...Cheque tipo disco	100.0	5	5.047	0.016
...Cheque tipo bola	90.0	6	6.065	0.015
Reductores	$1 - \beta^2/2\beta^4$	8,10	7.981, 10.020	0.014
Entradas	0.5	12,16	11.938, 15.000	0.013
Salidas	1.0	18,24	16.876, 22.624	0.012

TABLA 7: FACTORES LIMITE PARA VELOCIDAD SONICA (18)

$C_p/C_v = k = 1.3$ $C_p/C_v = k = 1.4$

K	$(P_2 - P_1)/P'_{1m}$	Y_m	K	$(P_2 - P_1)/P'_{1m}$	Y_m
1.2	0.525	0.612	1.2	0.552	0.588
1.5	0.550	0.631	1.5	0.576	0.606
2.0	0.593	0.635	2.0	0.612	0.622
3.0	0.642	0.658	3.0	0.662	0.639
4.0	0.678	0.670	4.0	0.697	0.649
6.0	0.722	0.685	6.0	0.737	0.671
8.0	0.750	0.698	8.0	0.762	0.685
10.0	0.773	0.705	10.0	0.784	0.695
15.0	0.807	0.718	15.0	0.818	0.702
20.0	0.831	0.718	20.0	0.839	0.710
40.0	0.877	0.718	40.0	0.883	0.710
100.0	0.920	0.718	100.0	0.926	0.710

TABLA 8: VALORES SELECCIONADOS DE C_p/C_v (k) Y APROXIMACIONES USADAS

Gas	Peso molecular	k real	k aproximada
Acetileno	26.0	1.30	1.30
Aire	29.0	1.40	1.40
Amoníaco	17.0	1.32	1.30
Argón	39.9	1.67	1.40
n-Butano	58.1	1.11	1.30
Dióxido de carbono	44.0	1.30	1.30
Monóxido de carbono	28.0	1.40	1.40
Cloro	70.9	1.33	1.30
Etano	30.0	1.22	1.30
Etileno	28.0	1.22	1.30
Helio	4.0	1.66	1.40
Acido clorhídrico	36.5	1.41	1.40
Hidrógeno	2.0	1.41	1.40
Sulfuro de hidrógeno	34.1	1.30	1.30
Metano	16.0	1.32	1.30
Cloruro de metilo	50.5	1.20	1.30
Gas natural	19.5	1.27	1.30
Oxido nítrico	30.0	1.40	1.40
Nitrógeno	28.0	1.41	1.40
Oxido nitroso	44.0	1.31	1.30
Oxígeno	32.0	1.40	1.40
Propano	44.1	1.15	1.30
Dióxido de azufre	64.1	1.26	1.30
Vapor de etanol	46.0	1.25	1.30
Vapor de agua	18.0	1.30	1.30

3) Flujo limitado por las características de una bomba o compresor

Existen casos en los que el flujo se ve limitado por la interacción entre una bomba y el arreglo de tubería, o bien únicamente por la forma de trabajo de la bomba. Existen dos casos básicos, los que plantearé a continuación:

i) Bombas cuyo caudal se modifica al modificarse la caída de presión en la descarga: entre estas bombas (o compresores) se encuentran las bombas y compresores centrífugos de una o varias etapas. Las bombas de impulsor flexible y las bombas neumáticas de diafragma. Todos estos aparatos tienen curvas características (13,15) que muestran cómo al aumentar la presión en la descarga, disminuye el caudal bombeado y al disminuir aumenta. Ejemplos de estas gráficas, se observan en el apéndice B.

Para calcular el flujo obtenible de una bomba de este tipo y un sistema de tubería dado, deben llevarse a cabo los siguientes pasos:

Paso 1: Asumir un flujo constante a través de la tubería. Calcular el número **Nre** y a partir de este **f** y **K**.

Paso 2: Utilizando el valor de **K** y el flujo asumido, calcular la caída de presión a través del sistema. Este valor se utilizará como presión a la descarga de la bomba **H**.

Paso 3: Marcar sobre la gráfica de la curva característica, el punto definido por el caudal **Q** y la presión a la descarga de la bomba **H**.

Paso 4: Repetir los pasos anteriores para diversos flujos, formando así una curva "característica" del sistema de tubería.

Paso 5: El flujo obtenible de la bomba para el sistema dado, se encuentra en el punto de intersección entre las curvas características de la bomba y el sistema de tubería.

Este tipo de bomba, como se puede deducir de la curva característica, tiene un valor de presión máximo, al cual el flujo se vuelve cero. A este punto se le llama "Presión de estancamiento" y se utiliza en Seguridad de Procesos como una simplificación, cuando una bomba puede presurizar un recipiente al cerrarse la salida del mismo, mientras la bomba que lo alimenta está funcionando. En este caso, si la presión de estancamiento es mayor que la máxima permisible del recipiente o tubería, será necesario instalar una válvula de alivio que limite la presión máxima, pero si es menor, no es necesario proteger el recipiente.

Dos consideraciones más acerca de este tipo de bombas son: cuando dos o más bombas de este tipo, operan en serie las presiones que producen son acumulativas, es decir, se deben sumar las presiones de operación o las presiones de estancamiento de todas las bombas. La segunda consideración, es que no se debe operar este tipo de bomba con las válvulas de succión y descarga cerradas al mismo tiempo ya que el fluido encerrado entre ellas se calentará y expandirá debido a la fricción producida por la rotación del impulsor, pudiendo provocar la ruptura parcial o total del equipo. Cuando sea probable que una bomba opere así, deberá instalarse una válvula de alivio, como se verá después.

ii) Bombas de desplazamiento positivo. Este tipo de bombas o compresores, entre las que mencionaré las de engranajes, tornillos y reciprocantes, bombean fluidos al desplazarlos en cavidades suficientemente selladas desde la succión hasta la descarga de la misma. Generalmente, se considera que una bomba (o compresor) de desplazamiento positivo bombea, para una cantidad de revoluciones por minuto dada, la misma cantidad de fluido, sin importar la presión de la descarga ni el fluido del que se trate (15). Esto es sólo parcialmente cierto, como se puede observar en la curva característica para una bomba de engranajes del Apéndice B, que muestra la variación en el flujo bombeado, dependiendo de la viscosidad del fluido y de la presión de descarga. La diferencia, radica en que conforme disminuye la viscosidad y / o aumenta la presión en la descarga, más fluido puede escapar entre las superficies del impulsor y el estator en

dirección a la succión (que obviamente tiene menor presión). Para calcular el flujo máximo obtenible de uno de estos aparatos se debe:

Paso 1: Utilizar como Presión de descarga, la presión máxima permisible del equipo situado corriente abajo de la bomba, la de la tubería o la de la bomba, cualquiera que sea la menor.

Paso 2: Utilizar como Viscosidad la máxima normal del líquido bombeado.

Paso 3: Con ambos valores y conociendo las revoluciones por minuto a usar (en el eje de la bomba), usar la curva característica de la bomba para definir el flujo.

El mayor riesgo para este tipo de aparatos es que se cierre el paso de fluido directamente a la descarga de la bomba o después de un recipiente o equipo. La bomba de desplazamiento positivo, procurará continuar pasando la misma cantidad de fluido hacia su descarga, lo que hará subir la presión hasta niveles peligrosos para la tubería, equipo y la misma bomba. Las consecuencias, podrían ser: ruptura de tubería o equipo, al excederse su presión máxima permisible o bien, si la tubería o equipo están diseñados para presiones muy altas, la ruptura del sello mecánico, eje, impulsor e incluso la carcasa de la bomba.

Existen cuatro formas de prevenir este riesgo: evitar la instalación de válvulas que bloqueen la descarga de la bomba, lo que no siempre es posible. Instalar una tubería con un orificio limitante entre la descarga y la succión de la bomba; instalar una válvula de tres o cuatro vías en la descarga de la bomba, que permita al fluido descargar a la succión o al tanque de origen. La última y más común instalar una válvula de alivio o comprar una bomba con válvula de alivio interna.

4) Flujo debido a otras causas: son básicamente las siguientes:

i) Explosión interna: esta es provocada por la presencia de vapores o polvo inflamables y oxígeno en proporciones adecuadas, dentro de un equipo en el momento en que existe una fuente de ignición, dentro del mismo. La fuente de ignición puede tener varias causas, tales como: descarga estática, sobrecalentamiento de sellos mecánicos o cojinetes, corto circuitos, arcos de soldadura, etcétera.

De acuerdo al código ASME (5), la presión máxima instantánea que puede desarrollar una explosión, es cerca de 7 veces mayor que la presión a la que se origina. Así, por ejemplo, una explosión que se origine en un tanque a presión atmosférica llegará a desarrollar una presión máxima de 7 atmósferas o 700 kPa.

Aunque es posible calcular teóricamente el flujo que se originaría de una explosión de un gas o vapor, el tiempo de generación de gases es tan rápido, que es virtualmente imposible que un dispositivo de alivio, pueda proteger el equipo. Es por esto que para servicios en que es posible una explosión dentro del equipo, este equipo se diseña de acuerdo al código ASME (5) y para una presión de la mitad de la máxima instantánea de la explosión. La razón es que las fórmulas para calcular espesores de pared según el código ASME tienen un factor de sobredimensión de 4, lo que significa que el punto de histéresis (deformación irreversible) del material, se encuentra a una presión del doble de la de diseño. La presión a la que el material se romperá, es cuatro veces mayor que la de diseño. Así se confina una explosión al interior del recipiente.

En el caso de una explosión de polvo, es posible determinar experimentalmente (con un calorímetro de explosión) la cantidad de gas generado y la presión máxima obtenible. Sin embargo, para proteger a un equipo de una explosión de polvo, es preferible dejar que el proveedor de las compuertas o paneles de explosión las seleccione y dimensione de acuerdo a su

experiencia. Generalmente, el método de dimensionamiento depende mas del área de pared disponible, y la presión a la que se desee proteger el equipo (o cuarto) que a la cantidad de gas por minuto que se desee dejar escapar.

ii) Ebullición del líquido en el interior del recipiente (por vapor): en este caso, utilizaré el siguiente criterio: calcularé la cantidad máxima de vapor (de la caldera) que pueda llegar al equipo, y asumiré que traslada todo su calor latente al líquido en cuestión. Después, calcularé la cantidad de vapor que podría llegar al recipiente, debido a una ruptura en un tubo (en el caso de chaqueta asumiré un orificio de 1/8") por un área del doble de un tubo normal (así tomo en cuenta si existe mas de un tubo, como recomienda Kister (20)) usando como presión final la presión máxima permisible del equipo. El vapor de la fuga, podría escapar, sólo si el recipiente está vacío o bien hacer ebullicir el líquido. En este último caso asumiré también que todo el vapor cede su calor latente al líquido.

Por último, dado que los tres casos son excluyentes, compararé los resultados de los tres y utilizaré como flujo debido a ebullición, el mayor de los tres.

iii) Ebullición del líquido en el interior del recipiente (por fuego externo): este es un caso especial que es aplicable sólo si un derrame del líquido procesado o bien de otro líquido que pudiera estancarse bajo el equipo, puede arder y hacer ebullicir el líquido en el interior del tanque. Coker (21) muestra la siguiente fórmula, que determina el flujo obtenido en este caso, el que depende del área expuesta a fuego A_w (lo que depende del tipo y tamaño del recipiente), de un factor de instalación F y del calor latente del líquido en el interior del recipiente:

$$W = 43282.30 F (A_w^{0.82})/H_i \quad (24)$$

Esta fórmula nos da el flujo W en kg/s que se generará. Coker (21) indica la procedencia y significado de esta fórmula. Las siguientes Tablas (9 y 10) muestran el valor de F variable

dependiente de la instalación para diferentes condiciones, y la forma en que se calcula A_w para diferentes tipos de tanques.

TABLA 9: FACTOR F DEPENDIENTE DE LA INSTALACION (21)

Tipo de instalación	Factor F
Recipiente sin aislamiento ni rociador de agua	1.0000
Recipiente aislado (4.0 BTU/hft ² /F)	0.3000
Recipiente aislado (1.0 BTU/hft ² /F)	0.0750
Recipiente aislado (0.5 BTU/hft ² /F)	0.0376
Recipiente sin aislamiento con rociador de agua	0.3000
Recipiente con aislamiento (4.0 BTU/hft ² /F) y rociador de agua	0.1500

TABLA 10: AREA A UTILIZAR PARA CALCULO POR FUEGO EXTERNO (21)

Tipo de tanque	Area a utilizar
Tanque horizontal (como los usados para LPG)	Usar el 100% del área del recipiente
Tanque vertical apoyado en patas	Usar el área del fondo y las paredes
Tanque vertical con fondo plano y apoyado en el suelo	Usar el área de las paredes

E) DISPOSITIVOS DE ALIVIO: DESCRIPCION, DIMENSIONAMIENTO Y SELECCION

Como se vio en la sección C1i1d, después de definir las fuentes de sobrepresión que significan un riesgo para un equipo dado, se debe calcular el flujo máximo que se podría obtener de esa fuente. El siguiente paso, consiste en seleccionar y dimensionar el dispositivo de alivio. En esta sección, describiré antes los diferentes tipos de dispositivos de alivio, así como las fórmulas usadas para dimensionarlos, y concluiré detallando el criterio de Cocks y Rogerson (4) para seleccionar el mejor para una situación dada.

Los dispositivos de alivio, están diseñados para evitar consecuencias catastróficas en el momento de una falla. De acuerdo a su forma de operación, los describiré en uno de los siguientes grupos:

- 1) Eléctricos.
- 2) Mecánicos simples.
- 3) Mecánicos con partes móviles.
- 4) De prevención o alivio de explosiones
- 5) De destrucción de emisiones peligrosas.

Como apuntan Cocks y Rogerson (4), las prácticas actuales, no recomiendan el uso de dispositivos eléctricos como única protección de un sistema. Sin embargo, Kletz (3) en 1984 muestra una tendencia hacia una mayor dependencia en estos dispositivos. Kletz se basa en la mejora en confiabilidad de la instrumentación moderna, con el advenimiento de los microprocesadores. En este trabajo, me ceñiré a las prácticas actuales, usando los dispositivos mecánicos como protección primaria y dejando los eléctricos (si existen) como protección secundaria. Realizaré además, breves descripciones de los otros dos tipos de dispositivos.

1) Dispositivos de alivio eléctricos:

Estos basan su operación en la medición de las condiciones del proceso y en accionar o apagar los equipos, cuando estas condiciones exceden un límite seguro preestablecido. Este tipo de dispositivo y su forma de instalación, se estudian en el curso de Control e Instrumentación de Procesos, a cuya literatura refiero al lector. Entre estos mencionaré los siguientes:

- i) Detectores/interruptores de temperatura, flujo, nivel o presión alta.
- ii) Alarmas incorporadas a los sistemas de control automático.
- iii) Rutinas de encendido/apagado del proceso, programadas en sistemas de control automático.

2) Dispositivos de alivio mecánicos simples

Estos dispositivos, no cuentan con partes móviles y se basan únicamente en mantener un paso abierto a la entrada o salida del equipo de aire u otros materiales. Estos son los mecanismos más simples y baratos que se pueden instalar, y como tales, son muy confiables y consumen poco tiempo de inspección. En esta clasificación entran: los respiraderos, las líneas libres de válvulas, las tapaderas sueltas y los vertederos de sobrenivel.

i) Respiraderos: Los respiraderos son tuberías instaladas en la parte superior de un tanque o recipiente cerrado, que permite la entrada o salida del aire o vapor sobre el líquido, mientras el tanque se vacía o se llena respectivamente. De no existir el respiradero, el tanque colapsaría al ser vaciado ya que no habría una entrada de fluido que sustituya al que se está sacando, lo cual provocaría vacío. En el caso de estar llenándolo, no habría una ruta de escape del aire o vapor dentro del tanque, al ser éste desplazado del interior del mismo, provocando una sobrepresurización. Aunque generalmente los respiraderos descargan a la atmósfera, también pueden descargar en otros equipos si, por ejemplo, el gas a desplazar es tóxico.

Para seleccionar el tamaño de una tubería dedicada a respiradero, debe conocerse:

- Flujos de entrada y salida máxima del material en proceso.
- Flujo máximo de drenaje del tanque.
- Volumen a desplazar, en caso de condensación del vapor en el interior, por pérdidas al ambiente (lluvia, aire o entrada súbita de líquido frío al tanque).
- Flujo de vapor por ebullición, según se vio en la sección D4ii y iii.

Los flujos de entrada y salida (de líquido o gases) se calculan usando las hojas electrónicas correspondientes. El valor en kg/h se convierte a unidades de volumen por hora y se asume que debe entrar o salir aire a la misma tasa volumétrica. Las condiciones de cálculo para el flujo del

aire deben incluir el arreglo de la tubería de drenaje. En los casos en que se usa un respiradero corto terminado en "cuello de ganso" puede usarse la fórmula de un orificio con suficiente exactitud. La presión a usar, debe ser: para aire entrando al tanque, P_1 la presión atmosférica o la presión del final del respiradero y P_2 el vacío máximo permisible para el tanque. Para aire saliendo del tanque, P_1 debe ser la presión máxima permisible del recipiente y P_2 será la presión atmosférica o la existente al final del respiradero.

El flujo de drenaje, puede ser calculado con el método de Shoaei y Sommerfield (22). En la hoja electrónica que se hizo para este cálculo, se asume que el tanque está completamente lleno y que tiene tapas planas, lo que puede incidir en errores de hasta 7%, de acuerdo a los autores. La fórmula a usar es la siguiente:

$$t = (d_1^2/d^2) ((2/g)+(2fL/gd))^{0.5} (h^{0.5}) \quad (25)$$

El parámetro (d_1^2/d^2) relaciona el diámetro del tanque con el de la tubería de drenaje. L es la longitud equivalente de tubería, que se puede calcular con el nomograma A-25a de la referencia (18). el valor t es el tiempo que tardará en vaciarse el tanque, por lo que el flujo requerido será obtenido dividiendo el volumen del tanque entre t . El aire que sustituirá este volumen, deberá entrar a la misma tasa, para evitar el colapso del tanque. Las condiciones son las explicadas antes.

El flujo de aire necesario para compensar la respiración natural del tanque, es generalmente despreciable, y se puede calcular en base a la transferencia de calor del tanque caliente al ambiente. Este calor perdido, se asume que viene completamente de la condensación de vapores en el interior. Como coeficiente U de transferencia de calor, se usa un valor conservador de entre 150 a 200 kJ/h C m², dependiendo de las condiciones del lugar en que se encuentre el tanque (13). La tasa de condensación de vapor, está en kg/h y deberá convertirse a unidades volumétricas, con lo que se obtendrá la tasa de flujo de aire que sustituirá este vapor condensado.

Un caso potencialmente más peligroso, es la entrada súbita de líquido frío al tanque, (por ejemplo por ruptura de una válvula, como mencionan Cocks y Rogerson (4)), ya que tiene la fuerza de condensar vapor a una tasa mucho mas alta que la de respiración natural. En este caso, se examinan todas las corrientes de líquido que pueden entrar al tanque y se seleccionará la que pueda remover más calor, partiendo de su temperatura normal y llegando a ebullición, tomando en cuenta el flujo máximo posible por fuente. Se asume que todo este calor, se pierde en condensar vapor a una tasa en kg/h, repitiendo los pasos anteriores.

Por último, en caso de ebullición, se calculará el flujo debido a calentamiento por vapor de la caldera, como se describió en la sección D4ii, usando la cantidad mayor, y luego el flujo debido a calentamiento por fuego externo.

Para dimensionar el respiradero, se tomarán en cuenta todos los flujos correspondientes a los factores directos, más el mayor de los indirectos (generalmente la ebullición por ruptura de tubos) y se compararán con el debido a ebullición por fuego externo. Por separado, se calculará el área necesaria para evitar un colapso y se comparará contra el área necesaria para evitar la sobrepresión, usándose la mayor de las dos.

Estos dispositivos, no requieren de mantenimiento, y la ronda de inspección debe asegurarse únicamente que no existan obstrucciones ni válvulas en la línea, y que la tubería esté limpia.

ii) Líneas libres de válvulas: como su nombre lo indica, este dispositivo consiste en dejar el paso libre por una tubería, no interponiendo válvulas de ningún tipo en la misma. Son dispositivos baratos y confiables y son generalmente usados en las descargas de bombas de desplazamiento positivo y de eyectores de vapor. Se pueden utilizar en cualquier caso en que no haya que aislar físicamente el equipo o que no sea necesario instalar una válvula de cheque en la línea. Una variante, es instalar una válvula de tres o cuatro vías, que mantenga siempre una vía abierta al

flujo, aunque se haya aislado la bomba o eyector del equipo siguiente. En este caso, será la válvula y no la línea, el dispositivo de alivio.

Como en el caso de los respiraderos, no requieren de mantenimiento y sólo hay que asegurarse de que estén limpios y que nadie haya colocado una válvula en la misma.

iii) Tapas sueltas: este dispositivo de alivio simple consiste, en dejar que las tapas de un recipiente o de su entrada de inspección, tengan libertad de abrirse para dejar salir el contenido en caso de sobrellenado. Otro caso equivalente, es cuando se puede usar un recipiente completamente abierto, aunque suele ser menos común. En equipo pequeño, en el que la tapa ocupa completamente la boca del recipiente, ésta se deja suelta. En el caso de tanques grandes, lo que se hace es dejar la tapa de la compuerta de inspección, libre. Generalmente, una compuerta de inspección con 18 pulgadas o más de diámetro, será suficiente para evitar la sobrepresión.

No requieren de mantenimiento específico y la inspección se limita a asegurar que no haya sido obstruido el paso ni limitado o anulado el movimiento de la tapa.

iv) Vertederos de sobrenivel: son secciones de tubería, conectadas al equipo de almacenamiento o mezcla y trabajan como rebosaderos para evitar que una falla en el control de nivel, dañe el equipo al sobrellenarlo. Pueden ser utilizados con materiales tóxicos o inflamables al instalarse una tapa especial (con contrapeso) o un sello líquido al final de la tubería. O si ésta termina en un lugar adecuado para el desecho del derrame.

Estos dispositivos son tuberías simples y sin válvulas, que se conectan al equipo a distancias entre 30 y 90 centímetros bajo el nivel máximo dentro del tanque. De esta forma, se aprovecha esta diferencia de altura como columna que empuje el líquido por el rebosadero, que lo llevará a un lugar adecuado para su neutralización o recuperación. Generalmente, los

rebosaderos terminan al lado del equipo, siendo sólo tramos verticales de tubería. Pero también pueden ser llevados a distancias mayores, aunque esto requiere ya sea más columna de líquido o bien tubería de diámetro mayor. La información necesaria para calcular es:

- Flujo máximo total entrando al tanque.
- Altura disponible sobre el nivel del rebosadero.
- Arreglo de la tubería

El cálculo del rebosadero, se hace por medio de las ecuaciones de Darcy-Weisbach, por lo que se puede usar la hoja electrónica para fluidos incompresibles. Se debe tomar en cuenta la columna disponible (la que se usa como presión P_1), el flujo máximo de entrada de líquido al tanque y el arreglo de la tubería (se utiliza un valor de 1.5 en lugar de 0.5 para la entrada del rebosadero en este caso (18)). Se asume un tamaño de tubería y se calcula el flujo máximo que podría pasar por él en estas condiciones. Este flujo, se compara con el máximo de entrada, y se continúa aumentando el tamaño de la tubería hasta que el flujo que pueda pasar, exceda el máximo que entra.

El mantenimiento de los vertederos, incluye verificar que no existan obstrucciones en las tuberías. Que la descarga se encuentre limpia y que, si existe una tapa o sello líquido al final de la tubería, éstos se encuentren en buenas condiciones de funcionamiento.

3) Dispositivos de alivio mecánicos con partes móviles:

Como su nombre lo indica, estos dispositivos previenen la sobrepresurización o vacío de un equipo al abrir una vía para que la presión desfogue a un lugar seguro. A continuación, describiré los dispositivos mecánicos de partes móviles más comunes: válvulas de respiración de presión y vacío, discos de ruptura, válvulas de alivio y paneles o compuertas de alivio de explosión.

i) Válvulas de respiración de presión y vacío: Estas son dispositivos que contienen dos válvulas en un solo cuerpo. Una protege contra sobrepresión y la otra contra vacío. Se les llama también respiraderos de conservación. Los dos tipos básicos son la válvula de respiración de discos y la válvula de respiración de tapa y diafragma. El diseño y capacidades de estos dispositivos, está regulado por el documento API 2000 (23).

Estas válvulas se usan en tanques o recipientes con presión de operación atmosférica, o que no exceda 15 psig. Se utilizan para permitir la respiración del tanque durante la operación normal en tanques conteniendo materiales cuyas emisiones deben ser limitadas o no pueden ser liberadas a la atmósfera (23). También se usan para disminuir el consumo de gas inerte, en tanques que contienen material inflamable o degradable (24).

La operación, consiste en mantener sellado el tanque hasta que, por razones normales o de emergencia, la presión (o vacío) llega a la máxima permisible en el tanque, momento en el cual la válvula abre, permitiendo la entrada o salida de gas del tanque.

Estos dispositivos, pueden usar aditamentos incorporados, tales como: arrestaflamas integrales (se verán después) o enchaquetamiento con vapor, para prevenir depósitos o condensación en la válvula (23). Otro aditamento, aunque este es externo, es el uso de sistemas de condensación de volátiles, los que previenen las emisiones de materiales a la atmósfera (23,24). En algunos casos, se aprovecha la corriente de gas inerte, para llevar a cabo este enfriamiento, haciéndolo pasar en estado líquido a baja temperatura por el intercambiador de calor, y después permitiendo que se expanda a través de una válvula hacia el interior del tanque (25).

Para dimensionar estos dispositivos, se toman en cuenta los mismos factores vistos en la sección E2i para respiraderos simples. Luego, tomando en cuenta los flujos máximos de entrada o salida y la presión y vacío máximos permisibles del recipiente, se utilizan las gráficas del

fabricante para dimensionar adecuadamente la válvula, dado que las válvulas varían mucho de fabricante a fabricante. Los principales fabricantes son Varec, Groth y Protectoseal (25). Hay que tomar en cuenta si la descarga irá directamente a la atmósfera o si pasará a través de tubería a un tratamiento de emisiones u otro recipiente. Otro parámetro importante, es el material de construcción de la válvula y sus interiores (25). La inspección, debe asegurar que los discos, tapas y diafragmas estén limpios y con movimiento libre. Que la carcasa no esté oxidada o sucia y que el pasaje para fluido no esté obstruido. De ser posible, se debe instalar un manómetro (calibrado periódicamente) cerca de la válvula para verificar la calibración de la misma.

ii) Discos de ruptura: Un disco de ruptura, es un diafragma delgado diseñado para romperse a cierta presión. La única parte móvil, es dicha membrana al momento de romperse. Sirve como un elemento débil colocado a propósito en un sistema para protegerlo de sobrepresión. Estos dispositivos, no son reutilizables y hay que detener el proceso, (o sacar de línea el equipo) para cambiarlo completamente en caso tenga que funcionar (26).

Entre sus aplicaciones están: su uso en paralelo con una válvula de alivio calibrada a una presión inferior, para proveer de área de alivio adicional en casos extremos. Por ejemplo, una reacción fuera de control, su instalación en serie con una válvula de alivio para minimizar emisiones tóxicas o prevenir la corrosión o el uso de materiales exóticos en la válvula. Por último, su uso para proteger contra deflagraciones o explosiones internas (26).

Los discos de ruptura, se instalan entre bridas o en uniones roscadas especiales, utilizándose un ensamble especial para sellarlo y mantenerlo fijo. La instalación de discos de ruptura, es un asunto delicado, ya que no todos los tipos proveen la misma protección si son instalados con el frente para el lado incorrecto. Los discos convencionales y los predebilitados tienen la ventaja de que en caso de ser instalados para el lado incorrecto, fallarán a una presión menor que la de diseño (26).

El primer tipo de discos de ruptura, es el convencional, que es el más barato y sencillo. Se le encuentra en gran variedad de materiales, y cubren un rango amplio de presiones. En caso de que el sistema pueda llegar a ser sometido a vacío, necesitan un soporte especial. El mayor problema que tienen, es que al romperse, adoptan una forma irregular, pudiendo llegar a taponar la tubería. Como todo tipo de disco de ruptura, son delicados. La presión de operación no debe exceder de un 70% de la de alivio para evitar la fatiga del material (26).

El segundo tipo, son los discos predebilitados (prescored), que son similares a los convencionales, pero tienen una ranura en forma de cruz que los debilita de forma calculada, hasta su presión de alivio. De esta forma, el espesor de la lámina del disco, no determina la presión de ruptura, sino lo hace el espesor del material en la ranura. Con este tipo de disco, se evita la ruptura irregular y el peligro de taponar la tubería. Tampoco necesitan el soporte de vacío, ya que la lámina puede ser suficientemente gruesa para autosoportarse. La presión de operación puede ser de hasta 80% de la presión de alivio (o ruptura). Se consiguen en la misma gama de materiales y condiciones de operación que los convencionales (26).

Los discos compuestos, son similares a los convencionales, pero están compuestos de capas de diferentes materiales, siendo la capa superior la que define la presión de ruptura. Se utilizan en servicios corrosivos, donde las láminas inferiores, hechas generalmente de plásticos de ingeniería, protegen a la capa superior del ambiente corrosivo. Pueden necesitar soportes de vacío y requieren diseños especiales para operación a presiones o temperaturas extremas. Un tipo especial de estos discos, son los de grafito, que tienen la propiedad de mantener su presión de ruptura a lo largo de rangos amplios de temperatura, aunque no pueden ser predebilitados ni llegan a rangos altos de presión. La presión de operación puede llegar hasta el 80% de la de alivio (26).

Los discos reversibles, operan en una forma completamente diferente. En éstos el domo del disco ve hacia el interior del recipiente en lugar de hacia afuera como en los tipos anteriores.

Cuando se llega a la presión de alivio, su forma se revierte, haciendo que la membrana metálica sea cortada por las cuchillas instaladas en el módulo de ensamble. Este ensamble especial, introduce muchas dificultades de mantenimiento: las cuchillas deben permanecer afiladas y fijas, y la instalación al revés, dará lugar a que el disco no funcione correctamente. No son buenos para servicio con líquidos (26).

Los discos de ruptura reversibles y predebilitados, no utilizan cuchillas sino un disco con una ranura. Permiten la operación a una presión tan cercana como el 90% de la de ruptura. Sin embargo, un disco dañado se romperá a una presión mucho mayor que la esperada. Tampoco son efectivos con líquidos (26).

El hecho de que no se puede comprobar el estado y confiabilidad de un disco sin tenerlo que sustituir, hace que la inspección sea sólo visual. Para mejorar la confiabilidad de este dispositivo, existe un proceso de compra de ellos, en los que los discos se compran en grupos de tres, a los que el fabricante asigna un rango de manufactura MR de acuerdo a las normas vigentes. Este rango se expresa como un porcentaje sobre y debajo de la presión solicitada de ruptura. Por ejemplo, 100 psig -10%/+5% significa que el disco de ruptura fallará entre 90 y 105 psig. Esta presión y MR deben ser certificados por el fabricante a la temperatura de operación, utilizando dos discos de ruptura hechos de la misma lámina como comprobación. Toda esta información, debe ir impresa en la pestaña del disco para evitar confusiones al reordenar (26). Para seleccionar se toma en cuenta lo siguiente:

- Flujos de entrada tanto de líquido como de gas.
- Flujo máximo del gas inerte.
- Flujo máximo debido a ebullición por calentamiento con vapor de la caldera.
- Flujo de gases ocasionados por una reacción química.
- Flujo debido a ebullición por fuego externo.

El área necesaria, se calcula para cada fuente directa mas la mayor fuente indirecta (ebullición por vapor de caldera) sumándose despues todas las áreas. El área obtenida, se compara con la obtenida debido a ebullición por fuego externo. Se escoge la mayor de las dos y se redondea al siguiente diámetro normal de tubería, ya que los discos se manufacturan con estas medidas (26).

El cálculo del área necesaria, se hace utilizando la presión máxima permisible multiplicada por un factor de 1.10 como presión inicial y la presión atmosférica como presión final, si el flujo se dirigirá a la atmósfera. En este caso, se utilizan las fórmulas para orificio limitante, usando un coeficiente **Ko** de 0.62 en el cálculo (26).

Si el disco de ruptura estará instalado en un sistema de tubería, con descarga a otras tuberías o equipos, se calcula usando la fórmula de D'arcy-Weisbach, tomando la caída de presión del orificio como la provocada por una longitud equivalente de 75 diámetros de la tubería (26). Si el disco se encuentra en serie con una válvula de alivio, se debe dimensionar el sistema para una capacidad 20% mayor a la calculada, de acuerdo al código ASME (5,26).

iii) Válvulas de alivio: Estas son los dispositivos de alivio más comunes. Tienen la ventaja sobre los discos de ruptura, que pueden volver a sellar en caso la presión disminuya bajo su presión de apertura (26). La válvula de alivio típica, consiste en un disco accionado por un resorte calibrado, el cual cierra completamente una boquilla, la que se encuentra conectada al interior de la tubería o recipiente. Al llegar la presión a la de apertura el resorte cede y permite que el disco se levante, dejando salir el contenido a presión por una tubería de salida (27).

Existen dos formas de operación básicas: la válvula de alivio (este término es el usado generalmente), se usa generalmente en líquidos y se empieza a abrir al llegar a la presión de apertura, está abierta completamente hasta que la presión es 33% mayor a la de apertura. Y la

válvula de seguridad, usada en gases o líquidos y que abre completamente al llegar a la presión de apertura y cierra a una presión un 4% menor a la de apertura (21,27).

Las Tablas 11 y 12 presentan las relaciones de sobrepresión para servicio líquido y gaseoso respectivamente (27). En ambos tipos de válvulas, se distinguen las válvulas convencionales, en las que la presión de salida afecta a la tasa de descarga de la válvula y las válvulas con fuelle balanceado y presión atmosférica, en las que la contrapresión en el disco de la válvula es siempre constante. Este detalle es importante, ya que las válvulas de alivio son dispositivos que funcionan por diferencias de presión entre la entrada y la salida (21).

Un tipo especial de válvula de alivio, es la llamada rompedora de vacío, la que opera a la inversa que una válvula normal. En estas, la apertura del disco la provoca un vacío en el interior del recipiente o tubería y el disco abre en dirección contraria a la de una válvula normal. Son muy utilizadas para prevenir sifones en sistemas de tubería y en aplicaciones a bajo vacío.

Cualquier válvula de alivio o seguridad, necesita que se mantenga un flujo constante no menor al 25% del máximo (el que se usa en el dimensionamiento) para evitar que la válvula se abra y cierre continuamente (chattering) (27). Si se espera que la presión en la tubería de descarga (contrapresión o presión de salida) exceda el 10% de la presión de alivio, se hará necesario redimensionar dicha tubería, para reducir esta contrapresión (solo aplica a válvulas convencionales) (21).

Para el dimensionamiento correcto de las válvulas, se necesita la siguiente información:

- Flujos de entrada tanto de líquido como de gas.
- Flujo máximo del gas inerte.
- Flujo máximo debido a ebullición por calentamiento con vapor de la caldera.

- Flujo de gases ocasionados por una reacción química.
- Flujo debido a ebullición por fuego externo.

La presión inicial o de apertura, será la máxima permisible del equipo protegido. La de salida será la contrapresión para válvulas convencionales y generalmente la atmosférica para válvulas con fuelle balanceado. Además, se hace necesario saber la temperatura máxima del fluido, su viscosidad, y en el caso de gases, su composición, ya que se calculará un área de alivio para cada gas, en lugar de una para una mezcla promedio (27). De acuerdo a Coker (21), existen cinco tipos básicos de condiciones de alivio: flujo gaseoso, flujo en dos fases, flujo líquido, aire y exposición a fuego externo. Wong (28,29) presenta procedimientos para calcular el área de alivio en flujo de dos fases y para una sexta condición: sobrepresión por expansión térmica.

A continuación, muestro las fórmulas aceptadas por los códigos en vigencia (ASME y API RP520) y que sirven para dimensionar las válvulas de alivio, en las diferentes condiciones de alivio. Estas son sacadas de las referencias (21), (27), (28) y (29). Se notará que el área calculada de alivio, tiene como dimensionales las pulgadas cuadradas, y esto se debe a que estas válvulas se fabrican en tamaños normales (de disco) denominados con letras y correspondientes a las áreas expresadas en pulgadas cuadradas. Esta denominación, se muestra en la Tabla 13. En la tabla, se muestra también el rango de diámetros de entrada y salida para cada tamaño de disco, lo cual depende más del arreglo de la tubería de entrada y la de descarga que del flujo a utilizar. Las válvulas de alivio, se fabrican con conexiones roscadas y de brida generalmente, aunque existen otros tipos de conexiones en el mercado (por ejemplo conexiones sanitarias) (21).

a) Válvulas en servicio líquido (27), (28): la ecuación encontrada en la referencia (27) es:

$$A = 2.55 Q (\text{Sp.G})^{0.5} / (P_2 - P_1)^{0.5} K_u K_p \quad (26)$$

Los factores K_u K_p son factores que dependen de las condiciones del sistema. K_u es un factor dependiente de la viscosidad. Cuando se dimensiona la válvula para agua u otros líquidos con viscosidad cercana a 1 centipoise, K_u es igual a la unidad. Cuando el líquido es mucho más viscoso, se calcula primero el área necesaria para un flujo equivalente de agua y luego se calcula el **Nre** para dicho orificio usando la ecuación (18):

$$\mathbf{Nre = 833.46 Q D / (d\mu)} \quad (27)$$

La dependencia del factor K_u respecto a **Nre** es descrita por la siguiente ecuación, obtenida a partir de los datos publicados por Kern (27):

$$\mathbf{(1/ K_u) = 81.4644 (1/Nre) + 0.957178} \quad (28)$$

Los datos de los que se obtuvo esta ecuación, se muestran en la Tabla 14. La ecuación se obtuvo por regresión lineal, encontrándose un coeficiente R de 0.998. Después de calcular K_u se vuelven a ingresar los valores a la ecuación (26), tomando en cuenta el factor K_u y se recalcula el área. En este punto comienza nuevamente la iteración, hasta converger a un valor de área.

El factor K_p se aplica cuando la sobrepresión permisible es diferente a 25%. Este factor es necesario incluirlo, para compensar por el disco que no abre completamente, cuando la sobrepresión es menor a 25%. Para tubería el factor K_p es 1.0, ya que los códigos permiten hasta un 33% de sobrepresión, mientras para recipientes a presión (reactores, intercambiadores de calor, etcétera), la sobrepresión es de solo 10%, y K_p es 0.6 (27).

Un caso especial de alivio de líquidos, es el alivio de la sobrepresión debida a expansión térmica del fluido. Esta expansión puede ocurrir cuando un líquido queda atrapado entre dos válvulas cerradas y existe una fuente de calor que lo caliente y haga expandirse. Para la

mayoría de servicios una válvula pequeña (3/4" en el niple de entrada) basta para aliviar esta presión (28). Sin embargo, para equipo o tubería mayor, se debe calcular el área requerida de alivio por medio del método descrito por Wong en la referencia (28). Es regla general colocar esta válvula en calentadores de proceso que tengan válvulas en la entrada y la salida, y su área puede ser descontada del área total requerida por otras fuentes de sobrepresión, en caso éstas sean necesarias.

b) Válvulas en servicio de gases (21), (27), (29): las ecuaciones encontradas en las referencias asumen que únicamente la presión de alivio, P_1 , afecta el dimensionamiento de la válvula. Esto indica que las válvulas, se están calculando para flujo estrangulado (el flujo estrangulado y la relación crítica rc se describieron antes, y rc se calcula de acuerdo a la ecuación (6)). Para un flujo W y una presión P_1 esta es el área mayor, ya que al incluir la P_2 el área disminuiría. Wong (29) presenta la fórmula recomendada por API para flujo subsónico.

La fórmula para el área de alivio para gases (21) es:

$$A = 0.1516 W (Y (1.8T + 492))^{0.5} / (C K K_b P_1 (M)^{0.5}) \quad (29)$$

El coeficiente Y se calcula, como se vio en la sección D1ii, con la ecuación (5). C es una constante asociada al flujo de gas, y se calcula de acuerdo a:

$$C = 520 (k (2/(k+1))^{((k+1)/(k-1))})^{0.5} \quad (30)$$

P_1 es en este caso la presión absoluta de alivio, en bar, y debe incluir un factor de sobrepresión de 1.1 para recipientes a presión, de 1.2 en caso de fuego externo y 1.33 en caso de tubería (27). K es una constante igual a 0.975 y que corrige por la descarga de la válvula. K_p es un coeficiente de contrapresión equivalente a 1.0 para contrapresión igual o menor a 55%

de la presión de alivio y 0.9 para contrapresión entre 55% y 75%. No es recomendable que la contrapresión exceda este valor.

Existen fórmulas derivadas para fluidos muy utilizados, como la usada para aire comprimido (21):

$$A = 0.0058 q' (1.8T+492)^{0.5} / (K P'_1 K_p) \quad (31)$$

Donde q' es el flujo volumétrico a las condiciones de entrada y las constantes K son las que se describieron antes. Para vapor saturado o sobrecalentado se deriva la siguiente ecuación (21):

$$A = 0.00303 W / (K P'_1 K_p K_{sh}) \quad (32)$$

Donde K_{sh} es una constante asociada con el sobrecalentamiento (ver Tabla 15).

c) Válvulas en servicios con dos o más fases: la norma API RP520 indica que en este caso se calculan por separado las áreas de alivio para gas y para líquido, sumándose después para dar el área total. Por tanto, se utilizarán las ecuaciones (26), (29), (31) y (32). Coker (21) y Kern (27) coinciden con este criterio, y el segundo menciona además que en estos casos, para evitar que la válvula abra y cierre constantemente (chattering) se acostumbra instalar una válvula con 2/3 del área total a la presión máxima permisible del equipo y otra con el 1/3 restante a una presión 3% mayor que la primera.

Wong (29) apoya el criterio de la norma, pero señala un caso especial en el que el criterio subestimaré el área de alivio, y es cuando el flujo del gas esté estrangulado (recuerde que el flujo líquido no puede ser estrangulado). Esto sucede cuando la presión de salida P_2 es menor a la presión crítica P_c , definida como:

$$P_c = P_1 \times r_c \quad (33)$$

La variación para calcular este caso especial, será que como el flujo de gas está estrangulado, se usará el valor de P_c en lugar del de P_2 en la ecuación (26) para el líquido, de forma que ambos tengan la misma fuerza motriz efectiva (29). Esta ecuación, puede servir para cálculo de válvulas de alivio, tanto en sistemas que transportan dos fases normalmente (como reactores de hidrogenación continuos) como en aquellos que llevan líquidos a alta presión y a una temperatura mayor que su temperatura de ebullición a presión ambiente, caso en el que se debe calcular, por medio de las ecuaciones para una expansión adiabática, cuanto líquido se evaporará súbitamente al expandirse de la presión del sistema a la ambiental (29).

La inspección y mantenimiento de válvulas de alivio, es un trabajo bastante especializado. La inspección debe verificar el movimiento libre de las partes internas de la válvula, su estado físico (suciedad, corrosión, etcétera), indicios de disparos recientes de la válvula, si tiene un disco de ruptura instalado en serie, la presión entre el disco y la válvula (para verificar fugas). Además, se debe comprobar la exactitud de la calibración de la válvula, haciéndola disparar (en el lugar de instalación o en un banco de trabajo especial) dos veces consecutivas y anotando la presión a la que disparó. Si la presión de disparo es disimilar a la esperada, se debe cambiar la válvula o mandarla a calibrar y reparar a un taller especializado.

TABLA 11: NIVELES RELATIVOS DE PRESION PARA LIQUIDOS (RESPECTO A LA PRESION DE ALIVIO): VALVULA DE ALIVIO (27)

	Porcentaje de la presión de alivio
Sobrepresión permitida para tubería	133.0%
Sobrepresión necesaria para abrir completamente la válvula	125.0%
Sobrepresión permitida para recipientes a presión expuestos a fuego	115.0%
Sobrepresión permitida para cualquier recipiente a presión (usada en cálculo)	110.0%
Presión de alivio= presión máxima permisible	100.0%
Caída de presión permitida a la entrada	97.0%
Presión máxima normal de operación	90.9%
Contrapresión máxima permitida	80.0%

TABLA 12: NIVELES DE PRESIÓN RELATIVOS PARA GASES (RESPECTO A LA PRESIÓN DE ALIVIO) : VALVULAS DE SEGURIDAD (27)

	Porcentaje de la presión de alivio
Sobrepresión permitida para tubería	133.0%
Sobrepresión permitida para recipientes a presión expuestos a fuego	120.0%
Sobrepresión permitida para cualquier recipiente a presión (usada en cálculo)	110.0%
Presión de alivio = presión máxima permisible	100.0%
Presión de cierre de la válvula después de un disparo	96.0%
Presión máxima normal de operación	90.9%
Contrapresión máxima permitida	80.0%
Presión crítica	53.9%

TABLA 13: TAMAÑOS DE ORIFICIO NORMALIZADOS PARA VALVULA DE ALIVIO (21)

Letra asignada	Area del orificio (pulgadas cuadradas)	Tamaño de la entrada y salida de la válvula (pulgadas)
D	0.110	1 a 2
E	0.196	1 a 2
F	0.307	1.5 a 2
G	0.503	1.5 a 2.5
H	0.785	1.5 a 3
J	1.287	2 a 4
K	1.838	3 a 4
L	2.853	3 a 6
M	3.600	4 a 6
N	4.340	4 a 6
P	6.379	4 a 6
Q	11.050	6 a 8
R	16.000	6 a 10
T	26.000	8 a 10

TABLA 14: FACTOR K_u COMO FUNCION DE N_{re} (27)

N_{re}	K_u	N_{re}	K_u
5000	0.98	100	0.59
3000	0.97	50	0.41
2000	0.96	40	0.35
1500	0.95	30	0.28
1000	0.91	20	0.19
500	0.89	10	0.11

TABLA 15: FACTOR K_{sh} COMO FUNCION DEL SOBRECALENTAMIENTO (27)

Presión de alivio	Temperatura de saturación								
psig	Fahrenheit	320	400	500	600	700	800	900	1000
10	240	1.0	0.96	0.91	0.87	0.83	0.80	0.77	0.74
20	259	1.0	0.98	0.92	0.88	0.84	0.81	0.78	0.75
40	287	1.0	0.99	0.93	0.89	0.85	0.81	0.78	0.75
60	308		0.99	0.94	0.90	0.86	0.82	0.79	0.76
80	324		0.99	0.95	0.90	0.86	0.82	0.79	0.77
100	338		0.99	0.96	0.90	0.87	0.82	0.80	0.77
120	350		0.99	0.97	0.92	0.87	0.83	0.80	0.77
140	361		0.99	0.97	0.92	0.87	0.83	0.80	0.77
160	370		1.0	0.97	0.92	0.87	0.83	0.80	0.77
180	379		1.0	0.97	0.92	0.87	0.83	0.80	0.77
200	388		1.0	0.98	0.92	0.87	0.83	0.80	0.77
220	396		1.0	0.98	0.92	0.87	0.83	0.80	0.77
240	403		1.0	0.98	0.93	0.87	0.84	0.80	0.77
260	409			0.99	0.93	0.87	0.84	0.80	0.77
280	416			0.99	0.94	0.88	0.84	0.80	0.77
300	422			0.99	0.94	0.88	0.84	0.81	0.78
350	433			0.99	0.94	0.89	0.85	0.81	0.78
400	448			0.99	0.95	0.89	0.85	0.81	0.78
500	470			0.99	0.95	0.89	0.85	0.81	0.78
600	489			1.0	0.97	0.89	0.85	0.81	0.78
800	520			1.0	0.97	0.90	0.85	0.81	0.78
1000	546				0.98	0.90	0.85	0.81	0.78

4) Dispositivos de prevención o alivio de explosiones

Estos dispositivos, se usan para prevenir explosiones o bien para minimizar los daños que éstas puedan ocasionar liberando la energía de las mismas, hacia un lugar seguro. Describiré primero aquellas medidas que clasifican como dispositivos de prevención de explosiones, y terminaré con la explicación y detalles de los paneles de alivio de explosiones.

i) Prevención de descargas estáticas: Uno de los riesgos menos conocidos en general, es el de la ignición de vapores inflamables debido a descargas de electricidad estática. Esta se produce debido a una diferencia de potencial entre un cuerpo (líquido o sólido) que cae y un cuerpo sólido no transmisor de la electricidad (30).

Esta diferencia de potencial, puede llegar a ser lo suficientemente grande como para generar una descarga eléctrica instantánea (equivalente a un capacitor donde el medio dieléctrico sería el aire cargado con vapores inflamables). Esta descarga, puede desde arruinar el recubrimiento de vidrio, hule o resina, hasta provocar una explosión en el peor de los casos. La referencia (30) presenta dos casos atribuidos a esta causa, en uno de los cuales hubo lesiones personales. De acuerdo a Edabat (31) aproximadamente el 4% de las explosiones ocurridas en equipo que maneja sólidos, son debidas a acumulación de electricidad estática.

Cartwright (30) menciona que la mejor forma de prevenir la acumulación de carga estática es: revisar a fondo las condiciones de proceso, para limitar las caídas libres de sólidos o líquidos, con constantes de generación triboeléctrica (debida a fricción) grandes, uso de químicos antiestáticos, uso de ropa y accesorios antiestáticos y aterrizaje de equipos.

El aterrizaje de equipos, se hace mediante alambre de cobre, el cual puede ser individual para cada equipo, o bien mediante un "bus" general que tenga una conexión en cada área de la planta. El alambre, debe estar conectado en un extremo al equipo y en el otro a un electrodo de

cobre enterrado. Se debe asegurar que la resistencia de este "bus" no exceda 5 ohms (7). No se debe usar el mismo circuito de tierra usado para motores eléctricos o para control e instrumentación. Durante la inspección, se debe asegurar que el circuito sea continuo y que las conexiones y alambre estén en buenas condiciones.

ii) Arrestaflamas: estos dispositivos, se instalan en los respiraderos o en las tuberías de descarga de vapores inflamables y previenen el paso de frentes de llama en cualquiera de las dos direcciones (32).

Están compuestos por: medios para conectarse a la tubería o recipiente, y el elemento disipador de calor, que se encuentra dentro de una carcasa adecuada y de diámetro mayor al de la tubería. Este elemento disipador, está formado por láminas generalmente de acero inoxidable, corrugadas y enrolladas fuertemente (30).

Su forma de operación es la siguiente: al entrar un frente de llama al arrestaflamas, ve disminuida su velocidad lineal ya que el elemento disipador es de diámetro mayor que la tubería. Al mismo tiempo, la gran área de transferencia de calor que supone el elemento disipador, provoca que la llama pierda el calor que necesita para provocar la combustión del otro lado del arrestaflamas. Existen algunos arrestaflamas que tienen aspersores de agua por el exterior, para mejorar aún más esta transferencia de calor (30),

Los dos tipos básicos de arrestaflamas son: el arrestaflamas de final de línea, que sólo está diseñado para detener combustiones de tipo deflagración y que puede ser una unidad individual o estar incluido en el cuerpo de una válvula de respiración de presión y vacío (23), y los arrestaflamas para detonación o en línea, que son construidos para soportar y detener frentes de llama como las detonaciones. Debe cuidarse de instalar el arrestaflamas a no más de 5 metros del equipo protegido y del final de la tubería ya que el frente de llamas, tiende a aumentar su

velocidad conforme avanza en la tubería, y el arrestaflamas podría no disipar calor con la suficiente rapidez si el frente es muy rápido (30).

El arrestaflamas, debe ser diseñado para y probado con el material inflamable que estará presente, ya que cada material exige cierta dimensión o diámetro máximo de los canales formados por las láminas corrugadas. Esto se debe a que cada material exhibe una velocidad fundamental de combustión específica. En general, un arrestaflamas diseñado para una velocidad fundamental dada, será adecuado también para cualquier material con velocidad fundamental menor a esa (30). El arrestaflamas, se debe comprar con uniones de brida o unión (en este caso se llaman cheques de llama) del mismo tamaño que la tubería de respiradero, y su caída de presión, se toma equivalente a 10 válvulas de tipo globo de ese diámetro (30).

En general, el arrestaflamas se usa para proteger tanques o recipientes a presión, que contienen líquidos o gases inflamables y que pueden ser encendidos por un frente de llama proveniente del exterior o de otro equipo al que estén conectados. La inspección debe verificar que el conducto no esté cerrado o dañado, sucio u oxidado. El módulo del disipador de calor, es removible para ser limpiado e inspeccionado.

iii) Ventilación de áreas de manejo de inflamables y requerimientos para almacenaje de inflamables: Hasta el momento, he hablado de la prevención de explosiones por medio de métodos para prevenir la fuente de ignición. De estos métodos, sólo puedo mencionar dos más: mantenimiento de partes rotatorias para prevenir fricción y permisos y procedimientos especiales para soldadura de estos tanques. En Guatemala han ocurrido recientemente explosiones en cisternas de transporte de gasolina mientras se reparaban con soldadura.

El método que describo en esta sección, ataca el mismo problema mediante la remoción de otro de los elementos del triángulo de fuego: el material inflamable. Para remover este

elemento, se usan dos procedimientos básicos: ventilación adecuada y almacenamiento adecuado (33).

Una ventilación adecuada, es probablemente el método más efectivo y barato para mantener una atmósfera que no pueda mantener una explosión. Esta ventilación, debe proveer un número dado de cambios de aire por hora, de forma de mantener el porcentaje de gas inflamable bajo su LFL (límite inferior de inflamabilidad)(6). El valor generalmente aceptado, es de 30 cambios por hora en emergencias y 6 en condiciones normales. Por la dificultad de hacer un procedimiento o sistema automático que indique cuándo hacer el cambio, se prefiere diseñar la ventilación para el valor máximo de 30 cambios por hora. Según la norma NFPA 32 2301 (34) esta cantidad es suficiente para mantener casi cualquier concentración de un vapor inflamable bajo un 25% de su LFL.

Se debe considerar la densidad del gas (peso molecular dividido por 29) en el diseño del circuito de ventilación. Si el gas es más denso que el aire (densidad mayor a 1), la extracción de vapor debe ser lo más cercana al suelo, mientras que si es menos denso, la extracción debe ser por el techo.

El otro método para limitar la cantidad de vapores inflamables en el ambiente, es proveyendo al lugar de instalaciones y sitios de almacenamiento adecuados. Sims (33) menciona que para cantidades pequeñas de solventes inflamables, se puede instalar un gabinete, aprobado por Underwriters Lab. o Factory Mutual, a prueba de incendio. Estos proveen de área para recoger derrames, material resistente al fuego y hasta medios para instalar un extintor automático.

En casos de almacenamiento a gran escala Sims (33) recomienda como primera alternativa el almacenamiento al aire libre, únicamente cuidando de dejar corredores suficientemente grandes para la extinción de un incendio entre las filas de toneles. En el caso de tener que almacenar materiales inflamables en un área no expuesta, en adición a la ventilación, es necesario

Otro uso más reciente en industria química (ya que en farmacéutica es práctica común desde hace tiempo para prevenir la degradación por oxidación) es el uso de nitrógeno como gas de purga en tanques de mezcla o disolución, e incluso hasta en el llenado del material en el envase final.

v) Paneles de alivio de explosión: estos dispositivos son paneles o paredes enteras que se instalan en áreas cerradas que manejan vapores inflamables o en equipos que manejan sólidos combustibles (en especial casas de filtros). Estos paneles o paredes están diseñados para romperse o ceder a una presión menor que la máxima permisible del equipo o área.

En el caso de equipos, se pueden instalar dos tipos de panel: los de membrana, que actúan como un disco de ruptura, y las puertas que basan su accionamiento en "cerraduras" especiales, diseñadas para ceder a una presión determinada. El tipo a usar, se debe basar en la aplicación. La referencia (35) hace una descripción detallada del procedimiento NFPA 68, que dimensiona el área de alivio necesaria en un equipo, relacionándola con la explosividad del sólido y los parámetros mecánicos del equipo y el panel de alivio.

Si se desea proteger un área que maneja vapor inflamable, se debe tomar en cuenta lo siguiente: el área debe tener cuando menos una pared hacia el exterior. Que dicha pared no esté contigua a áreas de tráfico pesado ni donde trabaje habitualmente el personal. Que la explosión no debe liberar los paneles y así convertirlos en proyectiles y por último que debe evitarse el llevar la explosión al exterior, por medio de ductos.

Las paredes de esta área, deben construirse de hormigón reforzado o bien de bloque de concreto reforzado, diseñadas para presiones de cuando menos 40 libras por pie cuadrado (esto es equivalente al impacto de un camión mediano). El panel de explosión, puede estar formado de paneles de fibra reforzada con resina o bien con lámina galvanizada (ambos con peso específico no mayor de 12 libras por pie cuadrado). El panel, se debe montar en una armazón

metálica unida firmemente a la estructura del cuarto. La forma de instalar el panel, y lo que le da la propiedad de desprenderse a una presión especificada, es el uso de tornillos (para unir el panel a la armazón) dotados de arandelas de aluminio especiales, certificadas para ceder a una presión determinada. El número de estos tornillos y su disposición en el panel, provocan que éste ceda a la presión determinada. El método de calcular el número y disposición de los tornillos es de propiedad de los fabricantes.

III. JUSTIFICACION

En la actualidad nacional, la mayoría de las industrias cuentan con programas de Seguridad e Higiene Industrial. Sin embargo, el concepto de Seguridad de Proceso, no está totalmente desarrollado en nuestro medio.

El Laboratorio de Operaciones Unitarias, es un medio ideal para transmitir al estudiante el concepto de Seguridad de Procesos, con el propósito de que en el ejercicio de su profesión haga uso de él a nivel industrial.

Por lo anterior, la elaboración de un trabajo que involucre la aplicación de las prácticas actuales en este campo, a nivel universitario, vendría a satisfacer la adquisición de este tipo de conocimiento para el futuro profesional de la Ingeniería Química.

El presente trabajo consiste, precisamente, en la aplicación del concepto de la Seguridad de Procesos al Laboratorio de Operaciones Unitarias, considerándolo como una pequeña planta industrial.

IV. OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Proveer al Laboratorio de Operaciones Unitarias de una herramienta para mostrar al estudiante la aplicación del concepto de Seguridad de Proceso, en operaciones industriales que pueda encontrar en su trabajo profesional.

OBJETIVOS ESPECIFICOS

1. Determinar los posibles riesgos existentes en las diferentes unidades del Laboratorio de Operaciones Unitarias utilizando una metodología específica y las normas aplicables a cada unidad. Los riesgos se clasificarán en dos áreas: peligro químico y sobrepresión.
2. Calcular el tamaño y especificar el tipo de dispositivo de alivio o normas de instalación aplicables a cada unidad, dependiendo de los riesgos de la operación y materiales.

V. PROBLEMA A RESOLVER

El Laboratorio de Operaciones Unitarias, contiene diversas unidades de proceso que manejan sustancias o condiciones de operación que involucran riesgos cuantificables y prevenibles semejantes a los de una planta industrial.

Es necesario determinar estos riesgos y prevenirlos de una manera tal, que el estudiante pueda familiarizarse con ellos y con el concepto de Seguridad de Procesos.

3. Especificación de las medidas de seguridad.

- i) Se tomará como base la Base de Diseño definida en el estudio de riesgo químico.
 - ii) A partir de los datos del estudio de sobrepresión, se identifican las fuentes de presión o vacío que afecten cada equipo. Se cuantificarán los flujos en cada fuente, usando métodos abreviados de cálculo de flujo de fluidos.
 - iii) Se seleccionará el tipo de dispositivo de alivio, necesario para cada equipo.
 - iv) Con los datos del inciso ii se calculará el tamaño del dispositivo seleccionado usando métodos de uso y aceptación general en la industria de proceso.
 - v) Se emitirá un Informe de Seguridad de Proceso que incluya las recomendaciones obtenidas en los tres incisos.
4. Se determinará el costo de compra e instalación de los dispositivos necesarios en cada equipo.

VI. METODOLOGIA

El procedimiento que se utilizará en este trabajo, será del tipo de Análisis de Riesgos y Operación, como se describió en los Antecedentes. Se tomará como base el trabajo presentado por Cocks y Rogerson (4), que describe un programa completo de Seguridad de Procesos (utilizado por la compañía Procter & Gamble en el cual está entrenado el autor) que cumple con los requerimientos actuales de OSHA ya desde antes del año de dicha publicación (1978).

1. Determinación de riesgo químico.

- i) Identificación de propiedades peligrosas en los químicos utilizados: toxicidad, reactividad, inflamabilidad, Determinar la cantidad y concentración presentes.
- ii) A partir de las propiedades anteriores, realizar un estudio de los riesgos de fuego y explosión el sistema de proceso.
- iii) Utilizando los resultados del estudio anterior, se genera una lista de requerimientos de diseño para la planta y equipo: la Base de Diseño.

2. Determinación del riesgo de sobrepresión.

- i) Obtener el diagrama de flujo actualizado de cada proceso, incluyendo los servicios.
- ii) Se determina el procedimiento de operación de cada equipo, inclusive condiciones de operación y procedimientos de arranque y paro del proceso.
- iii) Se describirá el equipo y se buscará en los archivos del Laboratorio sus características. Se definirán las presiones máximas de operación de cada equipo.

La Torre de Extracción Líquido-Líquido del Laboratorio de Operaciones Unitarias, es utilizada para experimentos a pequeña escala de extracción en sistemas líquidos ternarios. La ubicación actual de este equipo, es en el área Este del Laboratorio, donde se encuentra cercana al banco de transformadores que alimenta los salones de computación en el segundo nivel del edificio. A su lado, se encuentra la Torre de Absorción.

La práctica actual, consiste en realizar una o varias corridas para evaluar la transferencia de masas en el sistema de Agua-Acido Acético-Eter Sulfúrico. La fase Agua-Acido, es la alimentación y entra por la parte superior, mientras el Eter es el disolvente y entra por la parte inferior. Todos los flujos, son inducidos por efecto de la gravedad, y las corrientes de salida se recogen por para ser analizadas. Los materiales se almacenan en dos recipientes plásticos, en la parte superior de la torre.

La torre es de tipo Karr y está fabricada con tubería de vidrio con uniones de tipo cónico/brida. Los materiales en contacto con los fluidos son: vidrio y PTFE dentro de la torre, aluminio y bronce en tuberías y válvulas. El motor de la torre es marca Reliance y está aprobado para Sitios con Atmósfera Peligrosa (Clase I Div 1, Grupos B, C, D), aunque la instalación eléctrica no cumple los requisitos del Artículo 500 del código NEC (7).

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES USADOS

Material	Gravedad Específica	Punto de Flash C	Viscosidad cP	Peligro para la Salud (*)	Peligro de Incendio (*)	Peligro de Reacción (*)	Compatibilidad con el agua
Agua	1.000	NA	1.0	0	0	0	0
Acido Acético	1.049	39	1.2	2	2	0	0
Eter Sulfúrico	0.708	-37	1.0	2	4	1	0

(*) Según clasificación NFPA (6): 4 mayor riesgo, 0 menor riesgo

VIII. RESULTADOS

Para desarrollar este trabajo, se realizará un estudio de seguridad para cada unidad, siguiendo la metodología detallada antes. La información sobre el Laboratorio y sus equipos, se investigó en el campo, así como en diversos trabajos de graduación, en especial el de Bautista (36), que incluye información sobre casi todos los equipos y las razones por las que se distribuyeron e instalaron de la forma actual. Además de incluir la información y cálculos pertinentes al estudio, según se especificó antes, se discutirá el criterio utilizado en cada caso y las recomendaciones para el mismo, en la sección de Discusión de resultados (sección IX). Como parte del trabajo, realizaré también un estimado del costo y especificaciones de los dispositivos necesarios, utilizando para ello referencias comerciales.

Con el fin de presentar un trabajo general, de acuerdo al objetivo, presentaré los estudios por Operación Unitaria basándome en características importantes para Seguridad de Procesos de cada una. Las unidades y características son:

Manejo y almacenaje de líquidos inflamables	Torre de Extracción Líquido-Líquido
sobrepresión por variables de proceso	Torre de Destilación
Sobrepresión por sistemas de servicio	Reactor de Fermentación
Sobrepresión debida a una bomba	Filtro de Candela
Sobrepresión por expansión térmica	Intercambiadores de Calor
Explosión en sistemas de combustión	Secador rotatorio

Caso 1: MANEJO Y ALMACENAMIENTO DE INFLAMABLES: TORRE DE EXTRACCION

i) Descripción de la operación

Los mayores riesgos son la flamabilidad del Eter Sulfúrico y la reactividad del Acido Acético, especialmente si se pone en contacto con la Soda Cáustica utilizada en la unidad de Absorción situada al lado. Además, ambos materiales presentan riesgos para la salud de los alumnos por ingestión, inhalación o contacto externo.

Los códigos aplicables industrialmente a una unidad que utiliza estos materiales serían:

Código NFPA 30, acerca de líquidos inflamables y combustibles.

Código NFPA 36, acerca de plantas de extracción con solventes.

Códigos NEC y NFPA 497, acerca de instalaciones eléctricas en Sitios con Atmósfera Peligrosa (7)

Norma ASTM C599, normas de construcción de tubería de vidrio de borosilicato.

ii) Base de diseño

La base de diseño, será dirigida a prevenir un fuego alimentado por el Eter Sulfúrico y a evitar accidentes personales con el Acido Acético. De acuerdo a la metodología de Kletz (2), la mejor medida de prevenir estos incidentes, es cambiar los materiales o bien disminuir las cantidades usadas. Esta nueva práctica, podría proponerse como punto de tesis.

Debido a que los flujos son por gravedad, los riesgos de sobrepresurización del equipo son casi nulos. De utilizarse bombas y tanques deberá someterse el nuevo proceso a un reestudio de seguridad, para determinar la probabilidad de esta sobrepresurización .

Las recomendaciones específicas para esta unidad son:

a) Distribución: esta área debería estar físicamente separada del resto del laboratorio por el manejo de inflamables. Sin embargo, la cantidad de éstos es muy pequeña, como para poder formar una atmósfera explosiva (tomando en cuenta el tamaño del laboratorio). Aun así, se recomienda realizar las siguientes modificaciones:

- Separar físicamente el área de la torre de los transformadores situados en la esquina este del laboratorio. La separación deberá hacerse de un material no inflamable hasta una altura similar a la de la torre.
- La torre deberá ser rodeada por un dique o sistema de trincheras, que permita recolectar derrames de los líquidos usados. La capacidad del dique, debe ser igual por lo menos a la capacidad de los recipientes plásticos usados en la práctica.
- Se deberá crear un dique o trinchera separada para la Torre de Absorción situada a la izquierda de la de Extracción para prevenir que un derrame de la Soda Cáustica de la primera, pueda reaccionar (violentamente) con el Acido Acético.
- Deberá instalarse un ventilador (extractor) de aire, con capacidad de mantener el área despejada de vapores, tanto de Eter como de Acido Acético. El aire será descargado al exterior. El ventilador deberá ser instalado lo mas cerca posible del suelo, pero sobre el nivel del dique ya que los vapores de ambos compuestos, son mas pesados que el aire.
- Se debe evitar el almacenaje de inflamables y reactivos, en los gabinetes de las mesas de trabajo. En especial, los inflamables deberán almacenarse en gabinetes especiales para guardar líquidos inflamables. Este gabinete, se puede compartir con la Torre de Destilación.

b) Construcción: los materiales utilizados deben ser no inflamables, aunque no es necesario utilizar construcción reforzada en este caso. Otros requerimientos de construcción son:

- Los diques y paredes de separación, deberán ser sellados perfectamente, para evitar infiltraciones y deterioro de los mismos.
- El desagüe del dique o trinchera, debe ser dirigido a una fosa especial o en cualquier caso, se debe evitar que pueda llegar al desagüe general del Laboratorio. El fin de esto, es permitir el tratamiento adecuado del desecho.

c) Servicios: la Torre de Extracción utiliza únicamente electricidad como servicio. Los requerimientos de esta instalación son:

- Deberán removerse los tomacorrientes normales situados detrás de la torre, así como cualquier ducto de instalación eléctrica, que pueda ser cambiado de ruta para hacerlo pasar lejos de esta área.
- La instalación eléctrica, deberá ser readecuada a los requerimientos del artículo 500 del código NEC (7) para prevenir la ignición de los vapores presentes en el ambiente. Esto incluye cambiar la instalación actual de ducto tipo BX a tubería galvanizada, el uso de uniones para sellado, en donde la tubería entre al área. Cambiar la botonera actual por una clasificada para Clase I, Div 1, Grupos C, D y utilizar cajas de empalme aprobadas para esa misma Clase.
- El motor de la torre no cuenta con un arrancador. Este deberá ser instalado junto con un protector térmico y pueden ser colocados en el área de trabajo (dentro de una caja aprobada para el área) o bien en un tablero externo a la misma.

d) Equipo: el equipo utilizado actualmente, es adecuado para el manejo de estos materiales. Algunas recomendaciones para el equipo actual, y para considerar en caso se desee comprar equipo nuevo para la torre son:

- Se recomienda evaluar el cambio de la tubería actual por otras hechas con PTFE o PVDF, ya que estas presentan mejor resistencia a la corrosión, que las actuales.
- Se debe aterrizar e interconectar todo el equipo y tubería, con las prácticas mostradas en el apéndice D para prevenir descargas estáticas. El aterrizaje puede hacerse conectado a la estructura del edificio.
- En caso se considere la compra de bombas para esta unidad, deberá ponerse especial atención al material de la misma (se recomienda el uso de PTFE o PVDF) y a la selección del motor. Para este último, recomiendo el empleo de motores neumáticos ya que,

además de proveer un medio motor libre de chispas tienen la capacidad de modificar su velocidad con una válvula reguladora de presión. Esto evita la inversión en motores y variadores de velocidad aprobados para Sitios con Atmósfera Peligrosa. Además, son preferibles las bombas de diafragma o las de desplazamiento positivo a las centrífugas, ya que los primeros dos tipos, proveen de cierre automático en caso se detenga el motor.

- En caso se decida cambiar los recipientes actuales por tanques mayores, debe ponerse especial atención al material de construcción de los mismos. Los tanques pueden ser de tapa suelta, o bien estar dotados de un respiradero (protegido con arrestaflamas el del Eter).
- El área deberá estar protegida con un extinguidor para fuegos clases A, B y C, que se encuentre en un lugar accesible (no detrás de la torre).
- Se recomienda la compra de equipo de protección personal (máscara para vapores ácidos y orgánicos, lentes protectores, guantes de hule, bata) para los estudiantes que manejan los materiales.

iii) Estudio de Sobrepresión

A continuación, se encontrarán los diagramas de flujo, actual y modificado, para mostrar los dispositivos de seguridad para esta unidad, así como los formatos de análisis de riesgos de sobrepresión, para los equipos involucrados.

COMPañIA: Universidad del Valle de Guatemala

FECHA: Junio de 1995

EQUIPO: Torre de Extracción Líquido-Líquido

NUMERO: 1

DIAGRAMA: LOU # 1 y 2 de 12

PLANTA: _____

ELABORADO POR: Fausto Aragón

REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): 2.06 VACIO(BAR): Absoluto TEMPERATURA (C): 100

DESCRIPCION DEL RIESGO	PRESION MAX (BAR)	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Sobrellenado de la torre con líquido.	Atmosférica		Presión máxima permisible es mayor.		
2. Explosión o fuego interno.	3.5		Ver discusión		
3. Descarga de estática acumulada en la tubería.			Aterrizaje e interconexión del equipo.	Cable y electrodo de aterrizaje.	10001
4. Ebullición debida a fuego externo.	2.06		Utilizar el niple superior como respiradero	Respiradero (libre de válvulas)	10002
5. Drenaje de la torre por la válvula del fondo.	Vacío absoluto	Vacío máximo permisible es mayor.	-----		

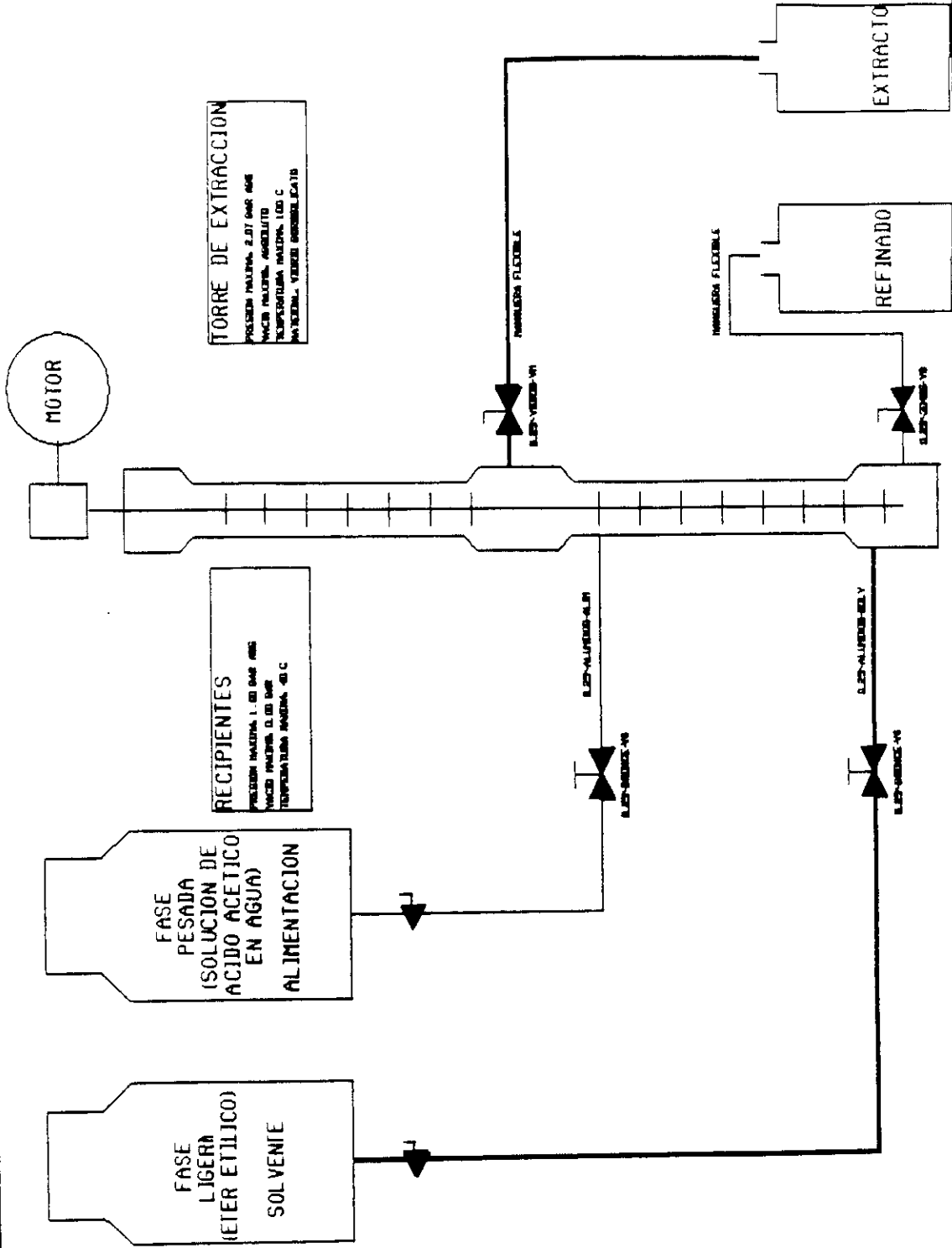
COMPañIA: Universidad del Valle de Guatemala
 EQUIPO: Area de Extracción Líquido-Líquido
 DIAGRAMA: LOU # 1 y 2 de 12
 ELABORADO POR: Fausto Aragón

FECHA: Junio de 1995
 NUMERO: 2
 PLANTA: _____
 REVISADO: _____

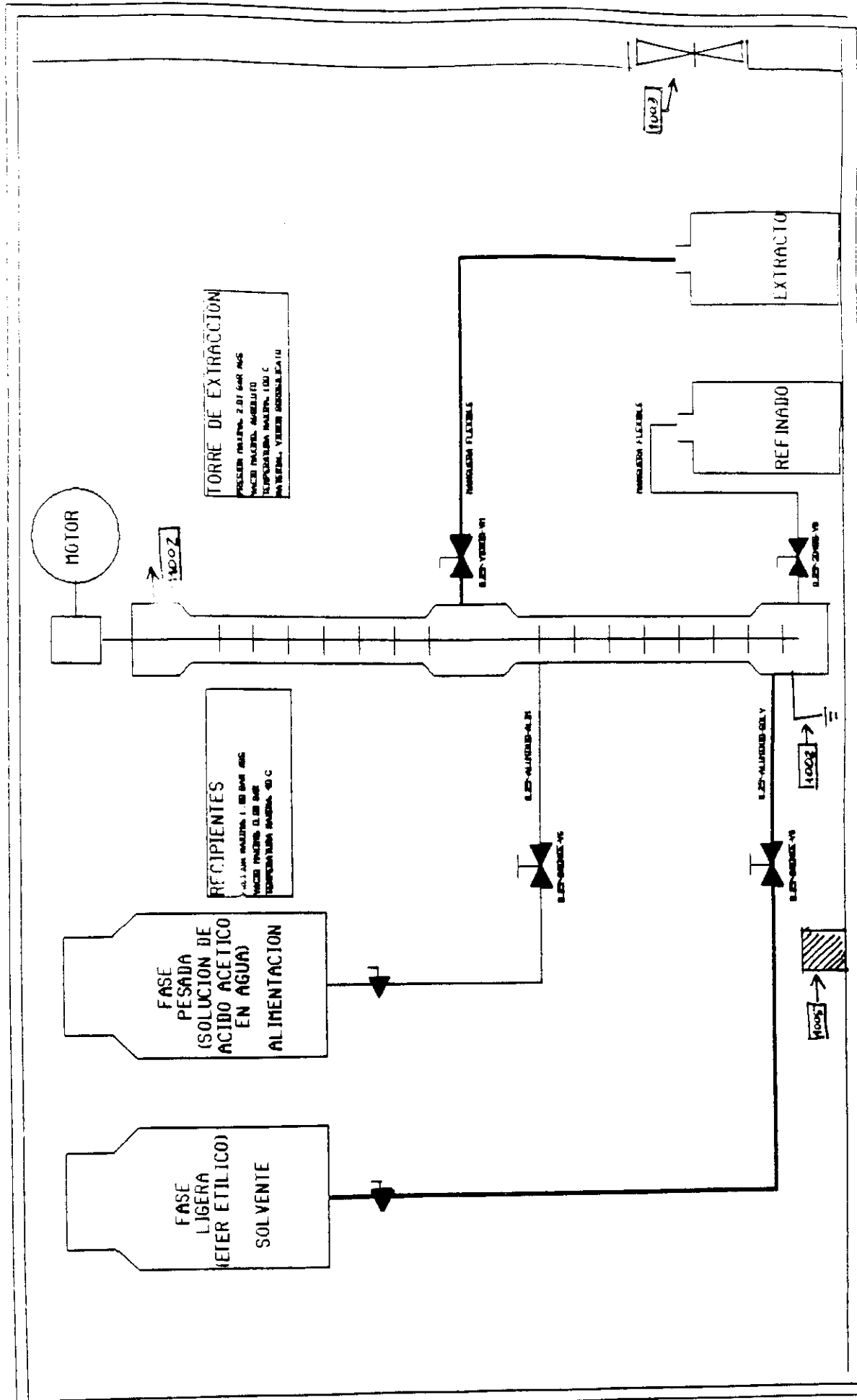
DESCRIPCIÓN DEL RIESGO	PRESIÓN MÁXIMA	FLUJO CALCULADO	MÉDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE SEGURIDAD	NÚMERO DE DISPOSITIVO
1. Ignición de Eter Suifúrico (vapores)			Instalación de extractor de aire. Extintuidor ABC Instalación eléctrica Clase I,	Ventilador	10003
2. Reacción de Acido Acético con Soda Cáustica de la Torre de Absorción.			Div. 1. Encerrar el área de trabajo en un dique para contener derrames.	Dique o trinchera de contención	10004 10005
3 El almacenamiento actual no es apropiado para inflamables.			Compra e instalación de gabinete especial.		

iv) Estimación del costo de los dispositivos de seguridad

Dispositivo o característica	Costo de equipo Q	Costo de instalación Q
1. Modificación de la instalación eléctrica para cumplir requisitos de Area con Atmósfera Peligrosa (Disp 10004).		1500.00
2. Compra de botonera a prueba de explosión Allen Bradley 609U-AEH	US\$ 474	
3. Instalación de cable de aterrizaje (Disp 10001)	150.00	
4. Instalación de ventilador de extracción de vapor con botonera y arrancador fuera del área. (Disp 10003)		3000.00
5. Construcción de dique para contener derrames en esta área (Disp 10005).		500.00
6. Compra de gabinete aprobado para guardar materiales inflamables.	US\$ 690	
7. Equipo de protección personal: máscara con filtro de carbón activado, guantes y gabacha de hule.		
TOTAL:	US\$ 1164 + Q 150.00	Q 5000.00



UNIDAD DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO (TORRE RECIPROCANTE TIPO KARR)
LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS - UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
DIAGRAMA 1 DE 12 - FAUSTO ARAGON - JUNIO DE 1995



UNIDAD DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO (TORRE RECIPROCANTE TIPO KARR) CON MODIFICACIONES DE SEGURIDAD

LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS - UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

DIAGRAMA 2 DE 12 - FAUSTO ARAGON - JUNIO DE 1995

Caso 2: SOBREPRESIÓN DEBIDA A VARIABLES DE PROCESO: TORRE DE DESTILACION

i) Descripción de la operación

La Torre de Destilación del Laboratorio de Operaciones Unitarias, es utilizada para corridas tipo lote de destilación de mezclas binarias a presión ligeramente superior a la atmosférica. Se ubica en el lado Este del Laboratorio, entre la Torre de Absorción y el portón de servicio del Laboratorio.

La práctica actual, consiste en destilar por lotes una mezcla de Alcohol Isopropílico-Agua, obteniéndose una mezcla rica en Alcohol en el condensador (producto de cabezas) y una mezcla rica en Agua en el calderín (producto de colas). La presión de operación es cerca de 1.7 bar. En alguna ocasión, se experimentó a utilizar la torre para destilación continua, pero la unidad tal como está, no contiene los medios de movimiento de fluido necesarios.

La Torre de Destilación consta de 3 partes principales: un calderín donde se alimenta la mezcla inicial y que a su vez consta de una carcasa y un haz de tubos de intercambio de calor (con vapor de la caldera para calentar), una torre de fraccionamiento de 10 platos del tipo capuchón y un condensador enfriado con agua del sistema general del Laboratorio. Una unidad auxiliar, es un calentador (intercambiador de tubos concéntricos) para el reflujo. Todos los aparatos, son fabricados en acero carbono, con juntas roscadas o de bridas clase ANSI 150, a excepción del condensador que es fabricado con vidrio de borosilicato y tiene juntas de tipo cónico/brida. A continuación, muestro las propiedades de los materiales usados:

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES USADOS:

Material	Gravedad Específica	Punto de Flash C	Viscosidad cP	Peligro para la Salud (*)	Peligro de Incendio (*)	Peligro de Reacción (*)	Compatibilidad con el agua
Agua	1 000	NA	1	0	0	0	0
Alcohol Isopropílico	0 789	12	0.9	1	3	0	0

(*) Según clasificación NFPA (6): 4 mayor riesgo, 1 menor riesgo

Como se observa, el riesgo químico mayor en este caso, es la característica inflamable del Alcohol Isopropílico. Esto hace que esta área deba cumplir los mismos requerimientos que la Torre de Extracción Líquido-Líquido. Los códigos que deben cumplirse en una instalación industrial son:

Código NFPA 30, acerca de líquidos inflamables y combustibles.

Códigos NEC y NFPA 497, acerca de instalaciones eléctricas en Sitios con Atmósfera Peligrosa (7)

Normas API y ASME para dispositivos de seguridad y tubería en servicio peligroso.

Código ASME sección VIII para recipientes a presión.

Norma ASTM C599, normas de construcción de tubería de vidrio de borosilicato.

ii) Base de Diseño

En este caso, la Base de Diseño debe buscar prevenir riesgos de explosión provocados por el Alcohol Isopropílico. El método de Kletz (2) para eliminar el riesgo, es poco aplicable, ya que sería difícil encontrar un sistema con las características de volatilidad deseadas, que no presente características inflamables.

Las recomendaciones para este caso son:

a) Distribución: el equipo se encuentra al lado de un portón que permanece abierto durante las prácticas y esto contribuye a disminuir el riesgo de acumulación de vapores inflamables en

el área. Sin embargo, deben tomarse medidas, para evitar que un derrame de alcohol o bien la descarga de una válvula de alivio, lleguen a acumularse cerca del secador rotatorio situado al otro lado del portón.

- La torre deberá ser rodeada por un dique o sistema de trincheras, que permita recolectar derrames de los líquidos usados. La capacidad del dique, debe ser igual por lo menos, a la capacidad del calderín mas la del condensador.
- Deberá instalarse un ventilador (extractor) de aire con capacidad de mantener el área despejada de vapores de alcohol. Esto puede substituirse por un procedimiento que especifique que el portón Este del Laboratorio, debe permanecer abierto durante la práctica.
- No se debe almacenar Alcohol y reactivos en los gabinetes de las mesas de trabajo o en toneles expuestos. Los inflamables, deberán almacenarse en gabinetes especiales para guardar líquidos inflamables. Este gabinete, se puede compartir con la Torre de Extracción.
- La (o las) descargas de las válvulas de alivio, deben orientarse hacia el exterior del Laboratorio, para prevenir la formación de una nube de vapor de Alcohol dentro del mismo.

b) Construcción: los materiales utilizados no deben ser inflamables, aunque no es necesario utilizar construcción reforzada en este caso. Otros requerimientos de construcción son:

- Los diques y paredes de separación deberán ser sellados perfectamente, para evitar infiltraciones y deterioro de los mismos.
- El desagüe del dique o trinchera, debe ser dirigido a una fosa especial, o en cualquier caso, se debe evitar que pueda llegar al desagüe general del Laboratorio. El fin de esto, es permitir el tratamiento adecuado del desecho.

c) Servicios: la Torre de Destilación utiliza agua y vapor como servicios. Por el momento, no existen dispositivos eléctricos en el área. Los requerimientos de esta instalación son:

- Deberán removerse los tomacorrientes normales situados detrás de la torre, así como cualquier ducto de instalación que pueda ser cambiado de ruta, para hacerlo pasar lejos de esta área.
- Cualquier instalación o equipo eléctrico, deberá ser adecuado a los requerimientos del artículo 500 del código NEC (7) para prevenir la ignición de los vapores presentes en el ambiente. En especial, para equipo de medición, se recomienda (por cuestiones de costo) que el mismo sea Intrínsecamente Seguro (según norma NFPA 493).
- Debe proveerse una válvula de bloqueo en las líneas de vapor, la que debe estar en un lugar fácilmente accesible y visible. Esta servirá para detener la entrada de vapor en caso de sobrepresión.
- Debe mantenerse agua corriendo por el condensador durante toda la práctica. Lo ideal sería tener un detector de flujo que impidiera el paso de vapor al calderín, mientras no haya agua en el condensador. Por razones de costo, esto se puede substituir con un indicador visual de flujo y un procedimiento de arranque y operación que deba ser conocido por los alumnos.

d) Equipo: el equipo utilizado actualmente, es adecuado para el manejo de estos materiales. Algunas recomendaciones para el equipo actual, y para considerar en caso se desee comprar equipo nuevo para la torre son:

- El calderín y el condensador están especialmente expuestos a sobrepresurización, por lo que deben ser protegidos adecuadamente. Los manómetros del calderín y el condensador, deben estar siempre a la vista y en buenas condiciones.
- El calderín, la torre de fraccionamiento y el condensador (aunque esté bajo diferente norma de construcción) son considerados como recipientes a presión. No debe efectuárseles modificaciones sin estudio previo y deben inspeccionarse cuando menos una vez al año, para verificar que no existe corrosión extrema.

- Se recomienda la compra de instrumentación adecuada para la torre, la cual debería incluir termómetros bimetalicos (o termocuplas si se usara un sistema electrónico) en lugar de los de mercurio usados actualmente en los platos de la torre de fraccionamiento, rotámetros para las diferentes corrientes, válvula de control de presión en la línea de vapor y de ser posible, un detector de nivel en el calderín y el condensador. Algunos de estos instrumentos, pueden ser sustituidos con otros más sencillos (y de menor costo) y con un procedimiento adecuado de operación.
- En caso se decida utilizar bombas y recipientes mayores, para operar la torre en forma continúa, deberá revisarse el estudio de seguridad.
- Debe utilizarse únicamente tubería y accesorios Cédula 40 o identificados para uso en presiones de hasta 150 libras por pulgada cuadrada (ANSI 150) en este sistema.
- El equipo, deberá aterrizarse como una medida de prevenir descargas estáticas.
- El área, deberá estar protegida con un extinguidor para fuegos clases A, B y C, que se encuentre en un lugar accesible (no detrás de la torre). Debido a la miscibilidad del Alcohol Isopropílico con el Agua, es posible prevenir la ignición de un derrame, diluyendo el mismo con agua, antes de dejarlo salir del área cerrada con el dique. Es conveniente entonces, contar con un hidrante dentro de esta área, el cual debe estar bien identificado y a la vista.
- Se recomienda la compra de equipo de protección personal (máscara para vapores ácidos y orgánicos, lentes protectores, guantes de hule, bata) para los estudiantes que manejan los materiales.

iii) Estudio de Sobrepresión:

A continuación se encontrarán los diagramas de flujo, actual y modificado, para mostrar los dispositivos de seguridad, para esta unidad, así como los formatos de análisis de riesgos de sobrepresión para los equipos involucrados.

COMPañIA: Universidad del Valle de GuatemalaFECHA: Enero de 1995EQUIPO: Calderín de la Torre de DestilaciónNUMERO: 3DIAGRAMA: LOU # 3 y 4 de 12

PLANTA: _____

ELABORADO POR: Fausto Aragón

REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): 3.45 Carcaza/10.35 Tubos VACIO (BAR): Absolute TEMPERATURA (C): 200

DESCRIPCION DEL RIESGO	PRESION MAX (BAR)	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1 Torre de fraccionamiento (flujo interrumpido).	10.35	1036.77 kg/h IPA 127.41 kg/h AGUA	Se tomará en cuenta el riesgo de sobrepresión de la torre por flujo interrumpido con un dispositivo de alivio que proteja al calderín a 3.45 bar.	Disco de ruptura de 1" diámetro nominal según especificación, con presión de ruptura de 3.45 bar a 100 C.	20001
2 Ruptura de tubo del calentador de reflujo.	10.35	Igual a 1			
3 Ruptura de tubo en el haz del calderín.	10.35	Igual a 1			
4 Sobrepresión de los tubos del haz del calderín.	10.35	...	Presión máxima aceptable		
5 Ebullición del contenido. (condiciones normales)	Ver discusión	740.42 kg/h IPA 90.99 kg/h AGUA	Se utilizará un Dispositivo de alivio que alivie este flujo en el Condensador.	Válvula de alivio según especificación, con entrada de 2" nominal, orificio "H", presión de alivio 0.7 bar	20002
6 Explosión de los vapores (interna).	Ver discusión	Flujo no calculable.	Recipiente diseñado para 3.45 bar.		
7 Descarga estática.	Similar a riesgo 6	Similar a 6	Aterrizaje del equipo.	Cable de aterrizaje a la estructura.	20003
8 Fuego externo.	Ver discusión	271.62 kg/h IPA 33.38 kg/h AGUA	Ver peligro 5 y discusión		20001 20002
9 Vacío en la torre de fracción.	Absoluto	...	Vacío máximo aceptable		
10 Vacío por drenaje.	Absoluto	..	Vacío máximo aceptable		
1. Vacío por condensación	Absoluto	...	Vacío máximo aceptable		

COMPANÍA: Universidad del Valle de Guatemala FECHA: Junio de 1995EQUIPO: Torre de fraccionamiento NUMERO: 4DIAGRAMA: LOU # 3 y 4 de 12 PLANTA: _____ELABORADO POR: Fausto Aragón REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): 10.35 VACIO (BAR): Absoluto TEMPERATURA (C): 200

DESCRIPCION DEL RIESGO	PRESION MAX (BAR)	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Condensador (líneas de gas y reflujos).	0.69		Presión máxima aceptable.		
2. Ruptura de tubo de condensador.	2.76		Presión máxima aceptable.		
3. Calderín.	3.45		Presión máxima aceptable.		
4. Ruptura de tubo del haz del calderín.	10.35		Presión máxima aceptable.		
5. Calentador de reflujo.	10.35	831.43 kg/h IPA 102.18 kg/h AGUA	Disco de ruptura instalada en el Condensador.		20004
6. Ruptura del tubo del calentador.	10.35		Presión máxima aceptable.		
7. Explosión de los vapores (interna).	Ver discusión		Recipiente diseñado para 10.35 bar.		
8. Expansión térmica del líquido.	Despreciable				
9. Descarga estática	Similar a 7.		Aterrizaje del equipo	Cable de aterrizaje a la estructura	20003
10. Fuego externo.	Ver discusión		Ver peligro 9 del Condensador		20002 20004
11. Vacío en el calderín.	Absoluto		---		
12. Vacío en el condensador.	Absoluto		---		
13. Vacío por condensación	Absoluto		---		
14. Vacío por drenaje.	Absoluto	Ver peligro 8 del Condensador y discusión	---		

COMPañIA: Universidad del Valle de GuatemalaFECHA: Junio de 1995EQUIPO: CondensadorNUMERO: 5DIAGRAMA: LOU # 3 y 4 de 12

PLANTA: _____

ELABORADO POR: Fausto Aragón

REVISADO: _____

MáXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): 0.69 Carcaza/2.757 TuboVACIO (BAR): Absoluto TEMPERATURA (C): 150

DESCRIPCIÓN DEL RIESGO	PRESION MAX (BAR)	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Torre de fraccionamiento (líneas de gas y reflujo).	10.35	Flujo máximo en operación normal: 740.42 kg/h IPA 90.99 kg/h AGUA Flujo adicional 831.43 kg/h IPA 102.18 kg/h AGUA	Se utilizarán dos dispositivos de alivio para el Condensador: la carga del primero será la normal y la del segundo los peligros menos probables	Válvula de alivio según especificación, con entrada de 2" nominal, orificio "H", presión de alivio 0.7 bar. Disco de ruptura según especificación, 1.5" diámetro presión de ruptura 1.01 bar.	20002 20004
2. Sobrepresión de los tubos por agua del sistema	2.76		Presión máxima permisible aceptable		
3. Ruptura de tubo del condensador.	2.76		Ver peligro 1 y discusión.		
4. Calentador de reflujo.	10.35		Ver peligro 1		
5. Ruptura del tubo del calentador de reflujo.	10.35		Ver peligro 1 y discusión.		
6. Explosión de los vapores (interna).	Ver discusión	Flujo no calculable	Ver discusión		
7. Descarga estática.	Similar a 5	Similar a 6	Aterrizaje del equipo	Cable de aterrizaje a la estructura.	20003
8. Fuego externo.	Ver discusión	335.36 kg/h IPA 41.21 kg/h AGUA			
9. Vacío en la torre.	Absoluto		---		
10. Vacío por condensación	Absoluto		---		
11. Vacío por drenaje.	Absoluto		---		

COMPANÍA: Universidad del Valle de GuatemalaFECHA: Junio de 1995EQUIPO: Calentador de reflujoNUMERO: 6DIAGRAMA: LOU # 3 y 4 de 12

PLANTA: _____

ELABORADO POR: Fausto Aragón

REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): 10.35 carcaza/10.35 tubos VACIO (BAR): Absoluto TEMPERATURA (C): 200

DESCRIPCIÓN DEL RIESGO	PRESION MAX (BAR)	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIMO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Torre de fraccionamiento	10.35	1036.77 kg/h IPA 127.42 kg/h AGUA	Presión máxima aceptable.		
2. Condensador.	0.67		Presión máxima aceptable.		
3. Ruptura de tubo del condensador.	2.76	535.07 kg/h IPA 65.76 kg/h AGUA	Presión máxima aceptable.		
4. Sobrepresión de la chaqueta del calentador.	10.35	235.83 kg/h VAPOR	Presión máxima aceptable.	Flujo limitado por válvula de globo de 3/8"	20005
5. Ruptura de la chaqueta del calentador.	10.35	Igual a peligro 3	Presión máxima aceptable.		
6. Ebullición del contenido.	Ver discusión	535.07 kg/h IPA 65.76kg/h AGUA	Línea libre de válvulas.	Línea libre de válvulas	20006
7. Expansión térmica en el tubo.	Ver discusión		Línea libre de válvulas.		
8. Explosión de los vapores (interna).	Ver discusión		Recipiente diseñado para 10.35 bar.		
9. Descarga estática.	Similar a 9		Aterrizaje del equipo.	Cable de aterrizaje a la estructura	20003
10. Vacío en la torre.	Absoluto		Vacío máximo aceptable.		
11. Vacío en el condensador.	Absoluto		Vacío máximo aceptable		
12. Vacío por drenaje.	Absoluto		Vacío máximo aceptable		

COMPañIA: Universidad del Valle de GuatemalaFECHA: Junio de 1995EQUIPO: Area de la Torre de DestilaciónNUMERO: 7DIAGRAMA: LOU # 3 y 4 de 12

PLANTA: _____

ELABORADO POR: Fausto Aragón

REVISADO: _____

DESCRIPCION DEL RIESGO	PRESION MAXIMA	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE SEGURIDAD	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Ignición de vapores de Alcohol en el área.			Procedimiento: mantener abierto el portón.	Procedimientos Ventilación	20007
2. Protección adicional contra sobrepresión del equipo.			Procedimiento: arranque y operación. Válvula de bloqueo en la línea de vapor.	Procedimientos Válvulas de bloqueo, control de presión	20008 20009
3. El almacenamiento actual no es adecuado para inflamables, ignición de líquido inflamable.			Gabinete aprobado para almacenar inflamables. Extintuidor ABC		
4. Protección contra derrames en el área			Construcción de diques o trinchera	Dique	20010

Cálculos y datos adicionales necesarios:

Máxima caída de presión entre el calderín y el condensador: 0.35 bar (5 psid)

Presión de diseño del equipo (36):

- 1) Calderín: 3.45 bar (50 psig) en carcaza/10.35 bar (100 psig) en tubos. Se limitará la presión de alivio en la carcaza del calderín, a 1.034 bar (15 psig) por el condensador (10 psig+5psid).
- 2) Torre de fraccionamiento: 10.35 bar (150 psig)
- 3) Condensador: 0.67 bar (10 psig) en carcaza/2.76 bar (40 psig) en tubos
- 4) Calentador de reflujo: 10.35 bar (150 psig) en carcaza y tubos

Area expuesta al fuego, de acuerdo a Coker (21):

- 1) Calderín: Diámetro: 0.532 metros, largo: 0.765 metros. Area expuesta: toda el área del recipiente, 4.34 metros cuadrados.

2) Columna: Diámetro: 0.166 metros, largo: 2.263 metros. Area expuesta: tapa inferior más laterales: 1.21 metros cuadrados.

3) Condensador: Diámetro: 0.399 metros, largo: 1.198 metros. Area expuesta: tapa inferior más laterales: 1.63 metros cuadrados.

iv) Estimación del costo de los dispositivos de seguridad:

Para el estudio, se consideraron 4 alternativas: la Opción 1 es una sola válvula calculada para manejar el flujo máximo obtenible, (todas las causas directas mas la mayor indirecta), la Opción 2 es igual a la Opción 1 pero calculada para el flujo máximo obtenible, en caso de exposición a fuego extemo (como se dijo antes, el dispositivo a usar es el mayor entre los producidos por los peligros directos y el mayor indirecto y el producido por exposición a fuego). En este caso, la Opción 2 no se toma en cuenta debido a que el dispositivo de alivio calculado, es menor que los de las demás opciones.

La Opción 3 divide el flujo máximo de la Opción 1 en dos dispositivos: el primero, una válvula de alivio, calculado para manejar la causa mas frecuente de sobrepresión, que es la ebullición máxima en el Calderín sin ruptura de tubos, y el segundo, un disco de ruptura, dimensionado para manejar los flujos producidos por la causa directa menos frecuente (ebullición en el Calentador) y el peligro indirecto mayor (el flujo adicional provocado por la ruptura de un tubo del calderín).

Las Opciones 1, 2 y 3 deberían incluir un segundo disco de ruptura en el Calderín con el fin de protegerlo en caso se tapone la torre y el mismo se vea sometido al flujo máximo de vapor. Este riesgo es poco usual, por lo que deberá evaluarse cuidadosamente la necesidad del mismo.

Por último, la Opción 4 incluye también dos dispositivos: uno (válvula de alivio) protege al Calderín (en caso de taponamiento de la torre) y al Sistema (normalmente) del flujo máximo

producido en el Calderín (peligro directo más indirecto mayor) por una ruptura de tubos del haz. La otra válvula de alivio, protege al Sistema de la sobrepresión en caso de ruptura del tubo del Calentador (peligro directo más indirecto mayor). Esta combinación, es posible gracias a que no existe una válvula de bloqueo entre los tres componentes mayores del sistema y por ende, es posible protegerlos con un dispositivo colocado en cualquier punto.

Opción 1: Un disco de ruptura, protegiendo el calderín en caso de taponamiento de la torre, calculado para aliviar el flujo máximo por ebullición (ruptura de un tubo del haz del calderín) a 3.45 bar; una válvula de alivio protegiendo el sistema entero, colocada en la parte superior del sistema y calculada para aliviar a 1.01 bar asumiendo el flujo máximo producido por los peligros directos mas el peligro indirecto mayor (Ebullición en el Calderín, Ebullición en el Calentador y ruptura de tubo en el haz del Calderín) Todos los cálculos, asumen que se pierde completamente la capacidad del condensador y que el flujo de vapor al Calderín y el Calentador son máximos.

Dispositivo o característica	Costo de equipo Q.	Costo de instalación Q.
1) Compra de válvula de alivio para el condensador, construcción en bronce, con resorte e interiores de acero inoxidable. Presión de operación: 15 psig. Orificio nominal "J". Entrada/salida: 3" MNPT/3" FNPT. Construcción ASME I.	US\$ 630	
4) Compra de un set de discos de ruptura fabricados en acero inoxidable. Presión de ruptura: 50 psig. Diámetro nominal 1".		
5) Compra de retenedor para disco de ruptura tipo unión universal. Diámetro nominal 1".	US\$ 20	
6) Compra de accesorios de tubería de acero carbón, norma ANSI 150 para instalación y respiradero.	US\$ 75	
TOTAL (con disco de ruptura)	Q. 1200	
TOTAL (sin disco de ruptura)		
	US\$ 725 + Q 1200	
	US\$ 630 + Q 600	

Opción 2: como se vio antes, esta opción no presenta un requerimiento de alivio mayor que el de las demás opciones, por lo que no se cotizará. En este caso, en adición al disco de ruptura

protegiendo el calderín, la válvula de alivio necesaria sería de 1.5" diámetro nominal de entrada y Orificio nominal "G", el cual es mucho menor que el Orificio "J" de la Opción 1 o que la suma de las áreas requeridas de alivio en las demás opciones.

Opción 3: Un disco de ruptura protegiendo el calderín en caso de taponamiento de la torre, calculado para aliviar el flujo máximo por ebullición (ruptura de un tubo del haz del calderín) a 3.45 bar; una válvula de alivio protegiendo el sistema entero del peligro directo más frecuente, calculada para aliviar a 0.7 bar y un disco de ruptura funcionando en paralelo a la válvula, instalado también en la parte superior del sistema y calculado para aliviar a 1.01 bar el flujo de vapor producido por el peligro directo menos frecuente, y el peligro indirecto mayor. Todos los cálculos, asumen que se pierde completamente la capacidad del condensador y que el flujo de vapor al Calderín y el Calentador, son máximos.

Dispositivo o característica	Costo de equipo Q.	Costo de instalación Q.
1) Compra de válvula de alivio para el condensador, construcción en bronce, con resorte e interiores de acero inoxidable. Presión de operación: 10 psig. Orificio nominal "H". Entrada/salida: 2" MNPT/2" FNPT. Construcción ASME I. (Disp 20002)	US\$ 290	
2) Compra de un disco de ruptura fabricado en compuesto de grafito. Presión de ruptura: 15 psig. Diámetro nominal 1.5" (Disp 20004)	US\$ 70	
3) Compra de 2 bridas de acero carbono de 1.5" diámetro nominal, con tornillos	Q 500	
4) Compra de un set de discos de ruptura fabricados en acero inoxidable. Presión de ruptura: 50 psig. Diámetro nominal 1". (Disp 20001)	US\$ 20	
5) Compra de retenedor para disco de ruptura tipo unión universal. Diámetro nominal 1".		
6) Compra de accesorios de tubería de acero carbón, norma ANSI 150 para instalación y respiradero.	US\$ 75	
TOTAL (con disco de ruptura)	Q 1700	
TOTAL (sin disco de ruptura)		
	US\$ 455 + Q 2200	
	US\$ 360 + Q 1600	

Opción 4: una válvula de alivio, protegiendo el sistema completo a 1.01 bar, instalada en el Calderín, dimensionada para el flujo de vapor desde el Calderín producido por un tubo roto en el haz; una válvula de alivio protegiendo el sistema completo a 0.70 bar instalada en la parte superior del sistema, calculada para el flujo máximo de vapor desde el Calentador de reflujo (producido por ruptura del tubo). Todos los cálculos, asumen que se perdió completamente la capacidad del condensador y que el flujo de vapor al Calderín y Calentador es máximo.

Dispositivo o característica	Costo de equipo Q.	Costo de instalación Q.
1) Compra de válvula de alivio para el calderín: construcción en bronce, con resorte e interiores de acero inoxidable. Presión de operación: 15 psig. Orificio nominal "H". Entrada/salida: 2" MNPT/2" FNPT. Construcción ASME I.	US\$ 290	
2) Compra de válvula de alivio para el condensador: construcción en bronce, con resorte e interiores de acero inoxidable. Presión de operación: 10 psig. Orificio nominal "G". Entrada/salida: 1.5" MNPT/1.5" FNPT. Construcción ASME I.	US\$ 160	
3) Compra de accesorios de tubería de acero carbón, norma ANSI 150 para instalación y respiradero.	Q 1500	
TOTAL	US\$ 450 + Q 1500	

Otros accesorios y gastos necesarios:

Dispositivo o característica	Costo de equipo Q.	Costo de instalación Q.
1) Indicador visual de flujo para agua: Construcción en bronce. 0.75" FNPT.	US\$ 100	
2) Válvula de cierre de vapor (emergencia): Válvula de bola en bronce. 1" FNPT. (Disp 20008)	Q 150	
3) Sistema de control (límite) de presión (según descripción que sigue). (Disp 20009)	US\$ 600	
4) Construcción de dique (Disp 20010)		Q 500
5) Cable de aterrizaje e instalación (Disp 20003)	Q 200	Q 3000
6) Extractor de vapor e instalación (Disp 20007)		Q 3500
TOTAL	US\$ 700 + Q 350	Q 3500

El sistema actual de la torre de control permite fácilmente que la presión en el sistema exceda los límites de seguridad (se han llegado a registrar presiones sobre los 2 bar de acuerdo a estudiantes y encargados del Laboratorio). El sistema en ningún caso debería exceder el 80% de la presión máxima de diseño del más débil de sus componentes (en este caso el condensador, que limitaría esta presión de operación a 0.55 bar (8 psig)). Para evitar la apertura constante de la válvula de alivio (situación conocida como "traqueteo" o en inglés "chattering") es necesario regular la presión utilizando algún dispositivo que regule la entrada de vapor al calderín de la torre.

Esto se podría hacer de dos formas: la forma directa sería instalar un sensor de presión que envíe una señal para abrir o cerrar una válvula en la entrada de bronce. Este sistema, es bastante sofisticado y requiere una inversión de más de US\$ 1500, ya que debe incluir el sensor de presión, un controlador que lea la señal del sensor y envíe la señal a una válvula solenoide o bien a un transductor que traduzca esta señal a presión de aire para una válvula accionada por diafragma. Además, todo el sistema eléctrico debería ser Clasificado para Atmósferas Peligrosas. La forma indirecta, aprovecha la relación Temperatura-Presión que exhibe la mezcla para colocar una válvula accionada por medio de un sensor de presión de vapor. Una válvula actuada de esta forma, detecta los cambios de temperatura a través de un bulbo lleno de un líquido, cuya presión de vapor varía con la temperatura. Al elevarse la temperatura y con ella la presión, el vapor del bulbo hace presión sobre un diafragma que cierra la válvula. Una válvula completa con indicador de temperatura y que sea ajustable, se cotiza aproximadamente a US\$600 en los Estados Unidos.

PROCEDIMIENTO DE ARRANQUE Y OPERACION DE LA TORRE DE DESTILACION:

La destilación batch, puede ser llevada a cabo a reflujo constante o a composición constante. El siguiente procedimiento, es del tipo reflujo constante y se considera adecuado para la operación de la Torre de Destilación por su simplicidad:

Preparación de la solución de Alcohol Isopropílico:

El volumen total del calderín es de 170 litros. El haz de tubos superior, está a la mitad de la altura del mismo. Se asumirá que la carga ideal es del 75%, con una concentración inicial de 10% w/w de Alcohol isopropílico, dando un total de 130 kilos de solución.

1. Asegúrese que tanto el calderín como el condensador, se encuentran vacíos antes de empezar la práctica. Cierre la llave de drenaje del calderín.
2. Pese dentro de un recipiente para inflamables 13 kilogramos de Alcohol Isopropílico. Cierre bien el recipiente después de pesarlo.
3. Pese o mida 117 kilos (o litros) de agua y agréguelos en el calderín.
4. Utilice un cable de aterrizaje para interconectar el recipiente del Alcohol con el calderín. Agregue lentamente el Alcohol Isopropílico dentro del calderín, procurando que el Alcohol resbale por la pared del mismo. Al terminar de agregarlo, cierre bien tanto el recipiente como el calderín.

Arranque de la torre:

5. Asegúrese de que las llaves de drenaje del condensador y las toma muestras se encuentran cerradas.
6. Abra completamente las llaves de entrada y salida de agua del condensador. Abra lentamente la llave general del vapor al calderín. Abra la llave del haz inferior del calderín.
7. Permita que el contenido del calderín se caliente con sólo el haz inferior (de esta forma se minimiza la formación de vapor). Vigile continuamente la temperatura en el calderín y los platos y la presión en el calderín y la entrada del condensador.
8. Cuando la presión en la entrada del condensador, empiece a subir (antes de llegar a 5 psig) abra una de las válvulas de alivio utilizando la manivela. Permita que escapen los gases no condensables acumulados en el tope de la torre. Cuando observe que sale vapor por la salida de la válvula, ciérrela.

9. Permita que se acumule destilado en el recipiente inferior del condensador.

Estabilización y Operación de la Torre:

10. Cuando el recipiente inferior del condensador se encuentre a la mitad, abra la llave de reflujo y regule el flujo de forma de mantener un nivel constante en el recipiente inferior.

11. Cuando haya logrado estabilizar el nivel de líquido en el condensador, la torre estará operando a reflujo total (todo el vapor que genera el calderín, es condensado en el condensador y devuelto a la torre en forma de reflujo).

12. Abra lentamente las llaves de los otros dos haces del calderín, para aumentar el flujo de vapor en la torre. El nivel del líquido subirá en el condensador y al mismo tiempo descenderá en el calderín. El condensador debe mantenerse a flujo de agua de enfriamiento completo. Regule el nivel de líquido en el condensador, abriendo más la llave del reflujo, hasta estabilizar otra vez el nivel de líquido.

13. Si el flujo de vapor excede a la capacidad del condensador, la presión en el condensador subirá y el nivel del líquido en el condensador subirá también. Existe el riesgo de que el líquido inunde el condensador provocando que se pierda completamente el enfriamiento. Vigile continuamente el nivel y la presión. Si cualquiera de las dos llega a subir sobre lo recomendado (nivel de líquido bajo de los tubos del condensador o presión cercana a 10 psig) cierre las llaves del vapor, comenzando por la superior y siguiendo hacia abajo. No cierre completamente el vapor para no perder la operación. Después repita el paso 10 y 11.

14. Después de estabilizar la torre continúe con su procedimiento experimental, que deberá incluir operar la torre a varias relaciones de reflujo (y temperaturas del mismo), anotando los valores obtenidos de temperatura en cada plato, así como las concentraciones de las fases de vapor y gas en cada uno. La tasa de generación de vapores, es obtenible indirectamente conociendo la tasa de condensación del vapor (recolectando condensado de los haces del calderín) y su presión de operación. Se debe asumir o calcular la pérdida de calor a la atmósfera.

El flujo de vapor que se condensa, se puede conocer si se conoce el flujo de agua al condensador y las temperaturas de entrada y salida de la misma.

15. Las muestras deben obtenerse de las llaves toma muestras utilizando una pequeña manguera conectada a un condensador de laboratorio que tenga agua corriendo o bien a un recipiente (erlenmeyer) cerrado y sumergido en hielo con agua y sal.

16 Para obtener cortes de destilado (producto de cabezas) se debe abrir la válvula de drenaje del condensador y utilizar una manguera para introducir el líquido caliente en un recipiente cerrado y sumergido en agua fría. No se debe recibir el destilado caliente en un recipiente abierto, por el riesgo de formar una nube potencialmente explosiva (el líquido caliente está a presión y se evaporará al expandirse a una presión menor). Se deben cerrar las llaves de vapor de los haces que no estén cubiertos por líquido.

Apagar la torre y recuperar los materiales:

17. Al terminar la práctica, cierre primero las llaves de vapor del calderín, y luego la de reflujo. Mantenga abiertas las llaves de agua del condensador.

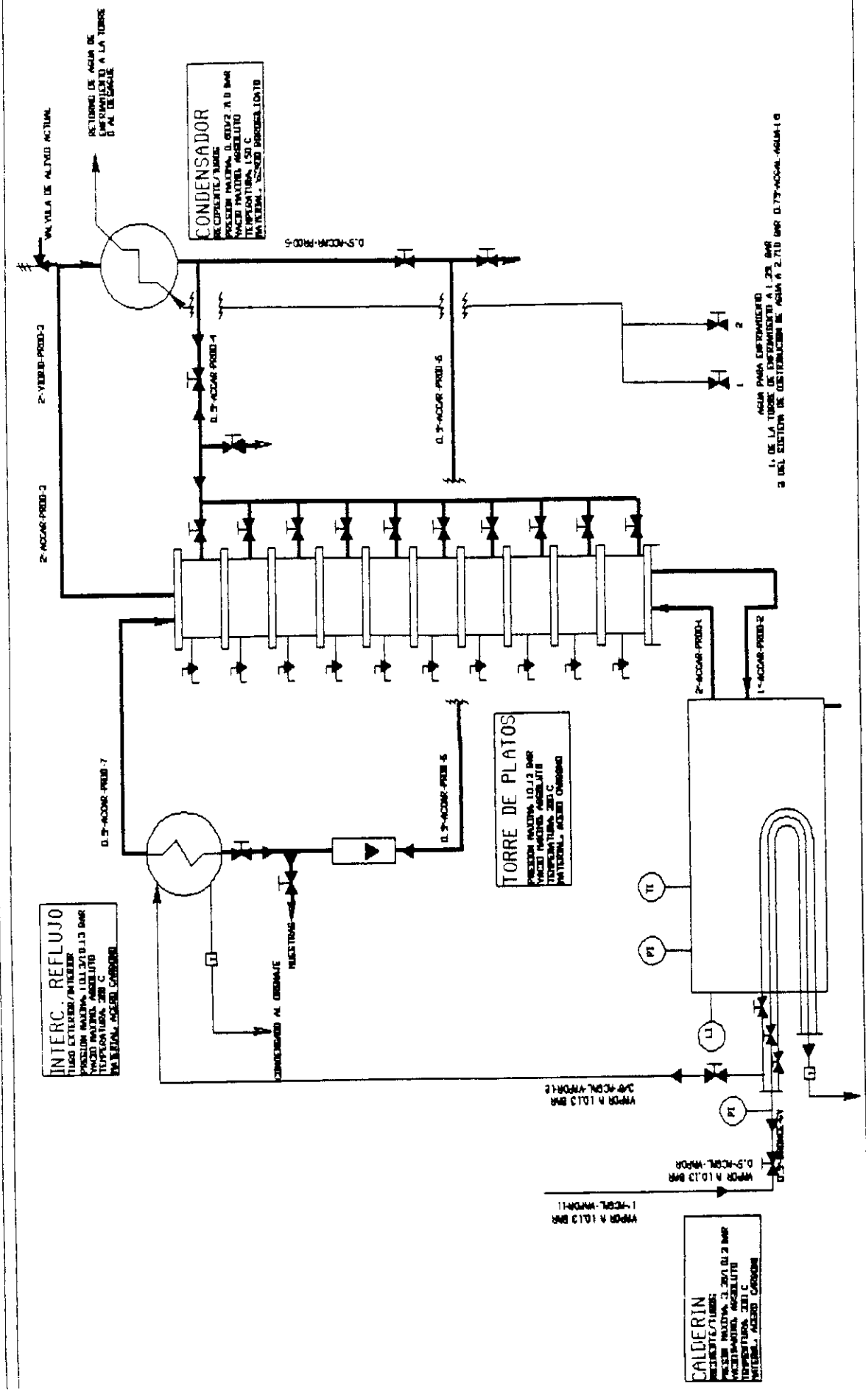
18. Permita que el destilado (cabezas) se enfríe en el condensador antes de drenarlo. Al drenarlo hágalo siguiendo las instrucciones del paso 16. Realice las mediciones de concentración correspondientes.

19. Cuando haya drenado el alcohol, cierre la llave del drenaje del condensador. Tome una muestra del contenido del calderín. El contenido de Alcohol debe ser menor al 1% al llegar a este paso.

20. En este momento, la torre tiene todavía en los platos una concentración explosiva de vapores de Alcohol. Para eliminarlos, vuelva a calentar el calderín, sólo que esta vez, procure llegar a ebullición lo mas pronto posible. Mantenga el flujo de agua al condensador. No abra la llave de reflujo.

21. Permita que se acumule un poco de condensado en el condensador. Abra la llave de drenaje y recólectelo de acuerdo a las instrucciones del paso 16. Cierre la llave. Apague el vapor y

permita que se enfríe la torre y se condensen los vapores. En este momento, los últimos restos de vapor habrán sido purgados de la torre y será seguro dejarla apagada hasta la siguiente práctica. A este procedimiento a nivel industrial se le llama purga con un material inerte.



INTERC. RELUJO
 TUBO COTERZO/PAÑEROS
 PRESION MAXIMA: 10.13 BAR
 TEMPERATURA: 200 C
 MATERIAL: ACERO CARBONO

CONDENSADOR
 RECIPIENTE/TUBOS
 PRESION MAXIMA: 0.05/2 A 0 BAR
 MATERIAL: ACERO INOXIDABLE
 TEMPERATURA: 150 C
 MATERIAL: ACERO INOXIDABLE

TORRE DE PLATOS
 PRESION MAXIMA: 10.13 BAR
 TEMPERATURA: 200 C
 MATERIAL: ACERO CARBONO

CALDERIN
 RECIPIENTE/TUBOS
 PRESION MAXIMA: 2.20/0.2 BAR
 TEMPERATURA: 200 C
 MATERIAL: ACERO CARBONO

AGUA PARA ENFRIAMIENTO
 1: DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO A 1.291 BAR
 2: DEL SISTEMA DE DISTRIBUCION DE AGUA A 2.710 BAR D.75-ACQAR-AGUA-1.0

CONSERVADO AL DISEÑO

UNIDAD DE DESTILACION (TORRE DE DESTILACION CON PLATOS DE CAPUCHA)
 LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS - UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
 DIAGRAMA 3 DE 12 - FAUSTO ARAGON - JUNIO DE 1995

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDA A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE

Flujo máximo de vapor al calderín (al haz de tubos), flujo limitado por tubería

FLUIDO:	Vapor	PESO MOLECULAR:	18.02	KG/MOL
TUBERIA:	1*ACGAL-VAPOR-12	TEMPERATURA:	166	CELSIUS
EQUIPO:	Torre destilacion	REL. Cp/Cv:	1.3	

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR	
DIAMETRO (in)	2.064	1.049	0.622	
LONGITUD (m)	5.5	26	1	
Codo 90	1	3	1	
Codo 45		1		
Tee recto	0	2	1	
Tee rama	0	3		
VALVULAS:				
Globo	2	1	1	
Compuerta	0			
Bola			0	
Diafragma		0		
Cheque Disco				
Cheque bola	0			
OTROS:				
Reductores	1	1	1	
Entrada	1			
Salida	0	0	1	
FACTOR f:	0.019	0.023	0.027	
BETA:		0.51	0.30	
K=f(MAYOR)	15.48	565.96	1483.96	
Kotros:	0.50	5.56	176.37	
K TOTAL:	2247.83			
Presión inicial	1251054	Pa abs		
Presión final	871946	Pa abs	Pf-Pi	-379107
Pf-Pi/Pi				0.30
FLUJO ESTRANGULADO? (Si/No)		No		
Pf-Pi a utilizar en el cálculo				379107
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Y:				0.9198
SP.G.:				0.6214
Flujo volumétrico (SCMM):				7.1512
Flujo másico (KG/H):				326.3377
Presión inicial		Presión final		
Caldera 150 psig		Calderín 100 psig (tubos)		
165 psia		115 psia		
1137321 Pa abs		792679 Pa abs		
10% % sobrepresión		10% % sobrepresión		
1251054 Pa abs		871946 Pa abs		

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDA A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE

Flujo máximo de vapor por ruptura de tubo en el calderín, flujo limitado por tubería

FLUIDO:	Vapor	PESO MOLECULAR:	18.02 KG/MOL
TUBERIA:	1" ACGAL VAPOR 12	TEMPERATURA:	166 CELSIUS
EQUIPO:	Torre destilación	REL. Cp/Cv:	1.3

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR	
DIAMETRO (in)	2.064	1.049	0.622	
LONGITUD (m)	5.5	26	1	
Codo 90	1	3	1	
Codo 45		1		
Tee recto	0	2	1	
Tee rama	0	3		
VALVULAS:				
Globo	2	1	1	
Compuerta	0			
Bola			0	
Diafragma		0		
Cheque Disco				
Cheque bola	0			
OTROS:				
Reductores	1	1	1	
Entrada	1			
Salida	0	0	1	
FACTOR f:	0.019	0.023	0.027	
BETA:		0.51	0.30	
K=f(MAYOR)	15.48	565.96	1483.96	
Kotros:	0.50	5.56	176.37	
K TOTAL:	2247.83			
Presión inicial	1251054 Pa abs			
Presión final	225190 Pa abs		Pf·Pi	-1025864
Pf·Pi/Pi				0.82
FLUJO ESTRANGULADO? (Si/No)		No		
Pf·Pi a utilizar en el cálculo				1025864
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Y:				0.7829
SP.G.:				0.6214
Flujo volumétrico (SCMM):				10.0135
Flujo másico (KG/H):				456.9556
Presión inicial Caldera 150 psig	165 psia 1137321 Pa abs 10% % sobrepresión 1251054 Pa abs	Presión final Calderín 15 psig (protegiendo condensador)	30 psia 204718 Pa abs 10% % sobrepresión 225190 Pa abs	

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE A TRAVES DE UN ORIFICIO

Disco de ruptura diseñado para aliviar la sobrepresión provocada por el taponamiento de la torre de fraccionamiento (debido a corrosión por ejemplo). El flujo es el producido por la ebullición del producto (isopropanol-Agua) por el vapor que escapa de un tubo roto en el calderín (así se toma en cuenta el peligro directo y el mayor peligro indirecto).

FLUIDO:	Isopropanol (70%)	PESO MOLECULAR:	60.1 KG/MOL
ORIFICIO o VALVULA	Disco	TEMPERATURA:	80.5 CELSIUS
EQUIPO:	Calderín	REL. Cp/Cv:	1.4
Diámetro interno tubería (D2)	0.675	puig	
Diámetro orificio (D1)	0.675	puig	
Rel. D1/D2	1		
Presión inicial	490.5646 kPa abs		
Presión final	101.3250 kPa abs		
deltaP/Presión inicial			
deltaP*Presión inicial			
Y a utilizar	0.9956		
Constante de orificio	0.62		
Gravedad específica	2.0724		
Volumen específico	0.0997 m3/kg		
Flujo volumétrico	7.9451 SCMM		
Flujo másico	1103.6119 kg/h		
Flujo a relevar	1036.7726 kg/h		

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE A TRAVES DE UN ORIFICIO

FLUIDO:	Vapor (30%)	PESO MOLECULAR:	18.02 KG/MOL
ORIFICIO o VALVULA	Disco	TEMPERATURA:	82 CELSIUS
EQUIPO:	Condensador	REL. Cp/Cv:	1.3
Diámetro interno tubería (D2)	0.322	puig	
Diámetro orificio (D1)	0.322	puig	
Rel. D1/D2	1		
Presión inicial	490.5646 kPa abs		
Presión final	101.3250 kPa abs		
deltaP/Presión inicial			
DeltaP*Presión inicial			
Y a utilizar	0.9956		
Constante de orificio	0.62		
Gravedad específica	0.6214		
Volumen específico	0.3340 m3/kg		
Flujo volumétrico	3.7876 SCMM		
Flujo másico	137.2389 kg/h		
Flujo a relevar	127.4155 kg/h		

Area total del orificio 0.4393 pulgadas cuadradas
Diámetro equivalente 0.7479 pulgadas

Usar disco de ruptura de 1" diámetro nominal, con presión de operación a 3.45 bar (50 psig), fabricado en acero inoxidable con soporte para vacío. Instalar en niple de 1" usando soportes tipo unión universal, directamente en el Calderín. Necesario en Opciones 1, 2 y 3.

Presión inicial	Presión final
Calderín 50 psig	Atmósfera
64.7 psia	14.7 psia
445967.8571 Pa abs	101325 Pa abs
0.1 % sobrepresion	0 % sobrepresion
490564.6429 Pa abs	101325 Pa abs

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE A TRAVES DE UN ORIFICIO

Cálculo del flujo de vapor que llega al Calentador de reflujo en condiciones normales. Se calcula usando como limitante una válvula de 3/8" diámetro nominal colocada en la línea de alimentación de vapor, con la presión inicial igual a la de operación de la válvula de alivio de la caldera y presión final equivalente a la presión máxima del tubo del Calentador.

FLUIDO:	Vapor	PESO MOLECULAR	18.02	KG/MOL
ORIFICIO o VALVULA	Válvula	TEMPERATURA:	166	CELSIUS
EQUIPO:	Calentador de re- flujo (flujo normal)	REL. Cp/Cv:	1.3	
Diámetro interno tubería (D2)	0.364	pulg		
Diámetro orificio (D1)	0.364	pulg		
Rel. D1/D2	1			
Presión inicial	1248.7789	kPa abs		
Presión final	661.8528	kPa abs		
deltaP/Presión inicial				
deltaP*Presión inicial				
Y a utilizar	0.7252			
Constante de orificio	0.5			
Gravedad específica	0.6214			
Volumen específico	0.1622	m ³ /kg		
Flujo volumétrico	5.3353	SCMM		
Flujo másico	235.8345	kg/h		
Presión inicial Caldera 150 psig				Presión final Presión a la que se obtiene vel. sónica
	165 psia			87 psia
	1135254 Pa abs			601684 Pa abs
	10% % sobrepresión			10% % sobrepresión
	1248779 Pa abs			661853 Pa abs

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE A TRAVES DE UN ORIFICIO

Cálculo del flujo de vapor que escaparía del Calentador de reflujo en caso de ruptura del tubo del mismo. Se calcula usando como limitante una válvula de 3/8" diámetro nominal colocada en la línea de alimentación de vapor con la presión inicial igual a la de operación de la válvula de alivio de la caldera y presión final equivalente a la de operación de la válvula de alivio que protege el condensador.

FLUIDO:	Vapor	PESO MOLECULAR:	18.02	KG/MOL
ORIFICIO o VALVULA	Válvula	TEMPERATURA:	166	CELSIUS
EQUIPO:	Calentador de reflujo (tubo roto)	REL. Cp/Cv:	1.3	

Diámetro interno tubería (D2)	0.364	pulg
Diámetro orificio (D1)	0.364	pulg

Rel. D1/D2	1
------------	---

Presión inicial	1248.7789	kPa abs
Presión final	225.1896	kPa abs
deltaP/Presión inicial		
deltaP*Presión inicial		
Y a utilizar	0.7252	
Constante de orificio	0.5	
Gravedad específica	0.6214	
Volumen específico	0.1622	m3/kg

Flujo volumétrico	5.3353	SCMM
Flujo másico	235.8345	kg/h

Presión inicial	Presión final
Caldera 150 psig	Condensador a 15 psig
165 psia	30 psia
1135254 Pa abs	204718 Pa abs
10% % sobrepresión	10% % sobrepresión
1248779 Pa abs	225190 Pa abs

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDA A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

FLUJO DE FLUIDO INCOMPRESIBLE

Flujo máximo de agua de enfriamiento al Condensador, limitado por tubería

FLUIDO:	Agua	DENSIDAD:	998.20 KG/M ³
TUBERIA:	0.75" ACGAL-AGUA-18	VISCOSIDAD:	1.10 cP
EQUIPO:	Condensador	TEMPERATURA:	25 C

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR	
DIAMETRO (in)	0.824	0.622	0	
LONGITUD (m)	5	5	0	
C. FRICCION (mm)	0.0457	0.0457	0	
Codo 90	2	2	0	
Codo 45				
Tee recto	0	0		
Tee rama	2	1		
VALVULAS:				
Globo	0	1	0	
Compuerta	1			
Bola			0	
Diafragma		0		
Cheque disco		2		
Cheque bola				
OTROS:				
Reductores	1	0	0	
Entrada	1			
Salida		1	0	
f asumida:	0.028	0.029	0.000	
BETA:		0.75	0.00	
K=f(MAYOR)	12.08	87.22	0.00	
Kotros:	0.50	3.08	0.00	
K TOTAL:	102.88			
Altura inicial:	0.00 METROS			Dif. Altura -4.00 m
Altura final:	4.00 METROS			
Presión inicial:	417018 Pa			Dif. Presión 244696 Pa
Presión final:	172321 Pa			Equivale a: 25.01 m

PERDIDA DE PRESION POR FRICCION hi: 21.0140 METROS

CAUDAL Q: 41.3175 L/MIN

FLUJO MASICO W: 2474.1951 KG/H

	f calculada	error
NRe (TRAMO MAYOR):	38014	0 0.4%
NRe (TRAMO MEDIO):	50359	0 0.1%
NRe (TRAMO MENOR):	0	0 #;DIV/0!

Presión inicial
Sistema de agua 40 psig

55 psia
379107 Pa abs
10% % sobrepresión
417018 Pa abs

Presión final
Condensador roto 10 psig

25 psia
172321 Pa abs
0% % sobrepresión
172321 Pa abs

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

CALCULO PARA VALVULA DE ALIVIO EN SERVICIO CON LIQUIDO

Cálculo de la válvula de alivio necesaria para evitar la sobrepresión en el Condensador (carcaza), en caso de falla del tubo del Condensador. Esto es un peligro indirecto. El mayor peligro indirecto (ruptura de tubo del Calderín) requiere al menos un orificio nominal "H", que es mayor que el "F" requerido por este peligro. Dado que son peligros excluyentes (ver discusión) es necesario contar solo con la válvula de alivio mayor.

APARATO: CONDENSADOR TIPO: TUBO ROTO
MATERIAL: AGUA

FLUJO MASICO: 2474.1951 kg/h
TEMPERATURA I: 25 Celsius
GRAVEDAD ESPECIFICA 1
FLUJO VOLUMETRICO: 0.0412 CMM
VISCOSIDAD 1 Centipoises
CONSTANTE Kp: 0.6
PRESION I: 172.3214 kPa abs
PRESION F: 101.3250 kPa abs
% CONTRAPRESION: 59%

AGUA Y LIQUIDOS CON VISCOSIDAD CERCANA A 1 cP

DIVIDENDO: 0.1052
DELTA P^{0.5}: 0.8426
DIVISOR: 0.5056

AREA: 0.2079952 Pulgadas cuadradas
ORIFICIO NOMINAL A USAR: F

LIQUIDOS CON VISCOSIDAD MAYOR A 1 cP

TAMANO ORIFICIO: F Ingrese letra nominal inicial
AREA ORIFICIO: 0.3070 Pulgadas cuadradas
DIAMETRO ORIFICIO: 0.6252 Pulgadas

Nre VALVULA 54972.2752
FACTOR Ku: 1.0431

DIVIDENDO: 0.1052
DELTA P^{0.5}: 8.4259
DIVISOR: 0.5274

AREA: 0.1994 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL A USAR: F

Presión inicial Presión final
Condensador (10 psig) Atmosférica

25 psia	14.7 psia
172321.43 Pa abs	101325 Pa abs
0.1 % sobrepresi	0 % sobrepresión
189553.57 Pa abs	101325 Pa abs

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

CALCULO PARA VALVULA DE ALIVIO EN SERVICIO CON GAS

Opción 1: Cálculo de una sola Válvula de Alivio que alivia la sobrepresión debida a la ebullición causada por todas las causas directas mas la mayor indirecta (ebullición en el Calderín, en el Calentador y fuga en los tubos del calderín).

CALCULO DE LA VALVULA DE ALIVIO NECESARIA PARA LA FRACCION DE ISOPROPANOL

APARATO: CONDENSADOR DE LA TORRE DE DESTILACION (TOTAL)
MATERIAL: ISOPROPANOL (70%)

FLUJO MASICO: 1571.8504 kg/h
TEMPERATURA I: 82 Celsius
CONSTANTE k: 1.4
CONSTANTE K: 0.975
CONSTANTE Kp: 1
PRESION I: 225.19 kPa abs
PRESION F: 101.325 kPa abs
% CONTRAPRESION: 45%
DIAMETRO ENTRADA: 3.085 Pulgadas
TAMANO ORIFICIO: J Ingrese letra nominal inicial
AREA ORIFICIO: 1.287 Pulgadas cuadradas
DIAMETRO ORIFICIO: 1.2801 Pulgadas
CONSTANTE C: 356.06
PESO MOLECULAR: 60.1 kg/kgmol
CONSTANTE Y: 0.85887

$(1.8T+492)$ 639.6
 $(Y*(1.8t+492))^{0.5}$ 23.4379

DIVIDENDO 5585.08
 $M^{0.5}$ 7.75242
DIVISOR 6060.58

AREA: 0.92154 Pulgadas cuadradas
ORIFICIO NOMINAL: J Para segunda iteración

ORIFICIO A UTILIZAR EN LA VALVULA J (ISOPROPANOL)

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

CALCULO DE LA VALVULA DE ALIVIO NECESARIA PARA LA FRACCION DE AGUA

Evaluando la Opción 1:

APARATO: CONDENSADOR DE LA TORRE DE DESTILACION (TOTAL)
 MATERIAL: AGUA (30%)

FLUJO MASICO: 193.1746 kg/h
 TEMPERATURA I: 82 Celsius
 CONSTANTE k: 1.3
 CONSTANTE K: 0.975
 CONSTANTE Kp: 1
 PRESION I: 225.1896 kPa abs
 PRESION F: 101.3250 kPa abs
 % CONTRAPRESION: 45%
 DIAMETRO ENTRADA: 2.0690 Pulgadas
 TAMANO ORIFICIO: F Ingrese letra nominal inicial
 AREA ORIFICIO: 0.3070 Pulgadas cuadradas
 DIAMETRO ORIFICIO: 0.6252 Pulgadas
 CONSTANTE C: 346.9764
 PESO MOLECULAR: 18.02 kg/kgmol
 CONSTANTE Y: 0.8507

(1.8T+492) 639.6000
 (Y*(1.8t+492))^0.5 23.3263

DIVIDENDO 683.1172
 M^0.5 4.2450
 DIVISOR 3233.9283

AREA: 0.2112 Pulgadas cuadradas
 ORIFICIO NOMINAL: F Para segunda iteración

ORIFICIO A UTILIZAR EN LA VALVULA F (AGUA)

AREA TOTAL: 1.1328 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL J (FLUJO TOTAL)

Será necesario instalar una Válvula de Alivio con diámetro nominal de entrada 3 pulgadas, orificio nominal "K", ajustada para abrirse a 1.03 bar. Esta válvula se instalará en la parte mas alta de la tubería 2*-ACGAL-PROD-3

Presión inicial	Presión final
Condensador 15 psig	Atmósfera 0 psig
29.7 psia	14.7 psia
204718 Pa abs	101325 Pa abs
0.1 % sobrepresión	0 % sobrepresión
225190 Pa abs	101325 Pa abs

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

CALCULO DE LA VALVULA DE ALIVIO NECESARIA PARA LA FRACCION DE AGUA

Evaluando la Opción 2:

APARATO: TORRE DE DESTILACION (EXPOSICION A FUEGO)
 MATERIAL: AGUA (30%)

FLUJO MASICO: 74.5947 kg/h
 TEMPERATURA I: 80.5 Celsius
 CONSTANTE k: 1.3
 CONSTANTE K: 0.975
 CONSTANTE Kp: 1
 PRESION I: 225.1896 kPa abs
 PRESION F: 101.325 kPa abs
 % CONTRAPRESION: 45%
 DIAMETRO ENTRADA: 1.049 Pulgadas
 TAMANO ORIFICIO: D Ingrese letra nominal inicial
 AREA ORIFICIO: 0.11 Pulgadas cuadradas
 DIAMETRO ORIFICIO: 0.3742 Pulgadas
 CONSTANTE C: 346.97642
 PESO MOLECULAR: 18.02 kg/kgmol
 CONSTANTE Y: 0.8497

$(1.8T+492)$ 636.9
 $(Y*(1.8t+492))^{0.5}$ 23.2634

DIVIDENDO 263.0757
 $M^{0.5}$ 4.2450
 DIVISOR 3233.9283

AREA: 0.0813 Pulgadas cuadradas
 ORIFICIO NOMINAL: D Para segunda iteración

ORIFICIO A UTILIZAR EN LA VALVULA D (AGUA)

AREA TOTAL: 0.4366 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL G (FLUJO TOTAL)

Será necesario instalar una Válvula de Alivio con diámetro nominal de entrada 2 pulgadas, orificio nominal "G", ajustada para abrirse a 1.04 bar. Esta válvula debe instalarse en la parte mas alta de la tubería 2"-ACGAL-PROD-3

Presión inicial	Presión final
Calderín 15 psig	Atmósfera 0 psig
29.7 psia	14.7 psia
204717.86 Pa abs	101325 Pa abs
0.1 % sobrepresión	0 % sobrepresión
225189.64 Pa abs	101325 Pa abs

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

CALCULO PARA VALVULA DE ALIVIO EN SERVICIO CON GAS

Opción 2: Cálculo de una sola Válvula de Alivio que alivia la sobrepresión debida a la ebullición causada por exposición a fuego externo del Calderín, la Torre de Fraccionamiento y el Condensador.

CALCULO DE LA VALVULA DE ALIVIO NECESARIA PARA LA FRACCION DE ISOPROPANOL

APARATO:	TORRE DE DESTILACION (EXPOSICION A FUEGO)		
MATERIAL:	ISOPROPANOL (70%)		
FLUJO MASICO:	606.9729	kg/h	
TEMPERATURA I:	80.5	Celsius	
CONSTANTE k:	1.4		
CONSTANTE K:	0.975		
CONSTANTE Kp:	1		
PRESION I:	225.1896	kPa abs	
PRESION F:	101.3250	kPa abs	
% CONTRAPRESION:	45%		
DIAMETRO ENTRADA:	2.069	Pulgadas	
TAMANO ORIFICIO:	G	Ingrese letra nominal inicial	
AREA ORIFICIO:	0.5030	Pulgadas cuadradas	
DIAMETRO ORIFICIO:	0.8003	Pulgadas	
CONSTANTE C:	356.0604		
PESO MOLECULAR:	60.1	kg/kgmol	
CONSTANTE Y:	0.8597		
(1.8T+492)	636.9		
(Y*(1.8t+492))^0.5	23.4000		
DIVIDENDO	2153.2006		
M^0.5	7.7524		
DIVISOR	6060.5758		
AREA:	0.3553	Pulgadas cuadradas	
ORIFICIO NOMINAL:	G	Para segunda iteración	
ORIFICIO A UTILIZAR EN LA VALVULA	G	(ISOPROPANOL)	

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

CALCULO DE LA VALVULA DE ALIVIO NECESARIA PARA LA FRACCION DE AGUA

Evaluando la Opción 3:

APARATO: CALDERIN DE LA TORRE DE DESTILACION (EBULLICION)
 MATERIAL: AGUA (30%)

FLUJO MASICO: 90.994587 kg/h
 TEMPERATURA I: 80.5 Celsius
 CONSTANTE k: 1.3
 CONSTANTE K: 0.975
 CONSTANTE Kp: 1
 PRESION I: 187.27893 kPa abs
 PRESION F: 101.325 kPa abs
 % CONTRAPRESION: 54%
 DIAMETRO ENTRADA: 1.049 Pulgadas
 TAMANO ORIFICIO: E Ingrese letra nominal inicial
 AREA ORIFICIO: 0.196 Pulgadas cuadradas
 DIAMETRO ORIFICIO: 0.4995542 Pulgadas
 CONSTANTE C: 346.97642
 PESO MOLECULAR: 18.02 kg/kgmol
 CONSTANTE Y: 0.8452612

(1.8T+492) 636.9
 (Y*(1.8t+492))^0.5 23.202303

DIVIDENDO 320.07065
 M^0.5 4.2449971
 DIVISOR 2689.4959

AREA: 0.1190077 Pulgadas cuadradas
 ORIFICIO NOMINAL: E Para segunda iteración

ORIFICIO A UTILIZAR EN LA VALVULA E (AGUA)

AREA TOTAL: 0.638982 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL H (FLUJO TOTAL)

Será necesario instalar una Válvula de Alivio con diámetro nominal de entrada 2 pulgadas, orificio nominal "H", ajustada para abrirse a 0.69 bar g.
 Esta válvula se instalará en el punto mas alto de la tubería 2"-ACCAR-PROD-3.

Presión inicial	Presión final
Condensador 10 psig	Atmósfera 0 psig
24.7 psia	14.7 psia
170253.57 Pa abs	101325 Pa abs
0.1 % sobrepresi	0 % sobrepresión
187278.93 Pa abs	101325 Pa abs

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE A TRAVES DE UN ORIFICIO

Opción 3: Disco de ruptura diseñado para aliviar la sobrepresión producida por ebullición de producto (Isopropanol-Agua) en el Calentador de reflujo y la producida por ruptura de un tubo en el calderín (tomando en cuenta solo la diferencia en flujo de vapor entre este evento y el flujo que se produce normalmente a los tubos).

FLUIDO:	Isopropanol (70%)	PESO MOLECULAR:	60.1 KG/MOL
ORIFICIO o VALVULA	Disco	TEMPERATURA:	80.5 CELSIUS
EQUIPO:	Condensador	REL. Cp/Cv:	1.4
Diámetro interno tubería (D2)	0.93 pulg		
Diámetro orificio (D1)	0.93 pulg		
Rel. D1/D2	1		
Presión inicial	225.1896 kPa abs		
Presión final	101.3250 kPa abs		
deltaP/Presión inicial			
deltaP*Presión inicial			
Y a utilizar	0.9956		
Constante de orificio	0.6200		
Gravedad específica	2.0724		
Volumen específico	0.2173 m3/kg		
Flujo volumétrico	6.9232 SCMM		
Flujo másico	961.6719 kg/h		
Flujo a relevar	831.4326 kg/h		

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE A TRAVES DE UN ORIFICIO

FLUIDO:	Vapor (30%)	PESO MOLECULAR:	18.02 KG/MOL
ORIFICIO o VALVULA	Disco	TEMPERATURA:	82 CELSIUS
EQUIPO:	Condensador	REL. Cp/Cv:	1.3
Diámetro interno tubería (D2)	0.45 pulg		
Diámetro orificio (D1)	0.45 pulg		
Rel. D1/D2	1		
Presión inicial	225.1896 kPa abs		
Presión final	101.3250 kPa abs		
deltaP/Presión inicial			
DeltaP*Presión inicial			
Y a utilizar	0.9956		
Constante de orificio	0.6200		
Gravedad específica	0.6214		
Volumen específico	0.7276 m3/kg		
Flujo volumétrico	3.3957 SCMM		
Flujo másico	123.0389 kg/h		
Flujo a relevar	102.1800 kg/h		
Area total del orificio	0.8383 pulgadas cuadradas		
Diámetro equivalente	1.0332 pulgadas		

Se podría utilizar un disco de ruptura de 1" nominal, sin embargo, este tamaño no llega a la presión requerida (mínimo es 1.723 bar). Usar un disco de ruptura de 1.5" nominal, fabricado en grafito con resina. Instalar entre dos bridas de 1.5", ANSI 150, en la parte más alta de 2"-ACGAL-PROD-3.

Presión inicial	Presión final
Condensador 15 psig	Atmósfera
30 psia	15 psia
204718 Pa abs	101325 Pa abs
10% % sobrepresión	0% % sobrepresión
225190 Pa abs	101325 Pa abs

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

CALCULO PARA VALVULA DE ALIVIO EN SERVICIO CON GAS

Opción 4: Cálculo de una Válvula de Alivio que alivia la sobrepresión en el Condensador, provocada por el flujo máximo que se obtendría al romperse el tubo del Calentador de Reflujo. Se toma solo este flujo, ya que este es mayor que el que se obtiene por flujo normal (Causa directa mas la mayor indirecta).

CALCULO DE LA VALVULA DE ALIVIO NECESARIA PARA LA FRACCION DE ISOPROPANOL

APARATO: CONDENSADOR DE LA TORRE DE DESTILACION (TUBO ROTO)
MATERIAL: ISOPROPANOL (70%)

FLUJO MASICO: 535.0777 kg/h
TEMPERATURA I: 80.5000 Celsius
CONSTANTE k: 1.4000
CONSTANTE K: 0.9750
CONSTANTE Kp: 1.0000
PRESION I: 225.1896 kPa abs
PRESION F: 101.3250 kPa abs
% CONTRAPRESION: 45%
DIAMETRO ENTRADA: 2.069 Pulgadas
TAMANO ORIFICIO: G Ingrese letra nominal inicial
AREA ORIFICIO: 0.5030 Pulgadas cuadradas
DIAMETRO ORIFICIO: 0.8003 Pulgadas
CONSTANTE C: 356.0604
PESO MOLECULAR: 60.1000 kg/kgmol
CONSTANTE Y: 0.8597

(1.8T+492) 636.9000
(Y*(1.8t+492))^0.5 23.4000

DIVIDENDO 1898.1566
M^0.5 7.7524
DIVISOR 6060.5758

AREA: 0.3132 Pulgadas cuadradas
ORIFICIO NOMINAL: G Para segunda iteración

ORIFICIO A UTILIZAR EN LA VALVULA

G

(ISOPROPANOL)

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

CALCULO DE LA VALVULA DE ALIVIO NECESARIA PARA LA FRACCION DE AGUA

Evaluando la Opción 4:

APARATO: CONDENSADOR DE LA TORRE DE DESTILACION (TUBO ROTO)
 MATERIAL: AGUA (30%)

FLUJO MASICO: 65.7591 kg/h
 TEMPERATURA I: 80.5000 Celsius
 CONSTANTE k: 1.3000
 CONSTANTE K: 0.9750
 CONSTANTE Kp: 1.0000
 PRESION I: 225.1896 kPa abs
 PRESION F: 101.3250 kPa abs
 % CONTRAPRESION: 0.4500
 DIAMETRO ENTRADA: 1.0490 Pulgadas
 TAMANO ORIFICIO: D Ingrese letra nominal inicial
 AREA ORIFICIO: 0.1100 Pulgadas cuadradas
 DIAMETRO ORIFICIO: 0.3742 Pulgadas
 CONSTANTE C: 346.9764
 PESO MOLECULAR: 18.0200 kg/kgmol
 CONSTANTE Y: 0.8497

(1.8T+492) 636.9000
 (Y*(1.8t+492))^0.5 23.2634

DIVIDENDO 231.9147
 M^0.5 4.2450
 DIVISOR 3233.9283

AREA: 0.0717 Pulgadas cuadradas
 ORIFICIO NOMINAL: D Para segunda iteración

ORIFICIO A UTILIZAR EN LA VALVULA D (AGUA)

AREA TOTAL: 0.3849 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL G (FLUJO TOTAL)

Será necesario instalar una Válvula de Alivio con diámetro nominal de entrada 2 pulgadas, orificio nominal "G", ajustada para abrirse a 1.04 bar. Esta válvula se instalará en el punto mas alto de la tubería 2"-ACCAR-PROD-3.

Presión inicial	Presión final
Condensador 15 psig	Atmósfera 0 psig
29.7 psia	14.7 psia
204717.86 Pa abs	101325 Pa abs
0.1 % sobrepresi	0 % sobrepresión
225189.64 Pa abs	101325 Pa abs

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

CALCULO PARA VALVULA DE ALIVIO EN SERVICIO CON GAS

Opción 4: Cálculo de una Válvula de Alivio que alivia la sobrepresión en el Calderín, provocada por el flujo máximo que se obtendría al romperse un tubo del haz del Calderín. Se toma solo este flujo, ya que este es mayor que el que se obtiene por flujo normal (Causa directa mas la mayor indirecta).

CALCULO DE LA VALVULA DE ALIVIO NECESARIA PARA LA FRACCION DE ISOPROPANOL

APARATO: CALDERIN DE LA TORRE DE DESTILACION (TUBO ROTO)
MATERIAL: ISOPROPANOL (70%)

FLUJO MASICO: 1036.7726 kg/h
TEMPERATURA I: 80.5000 Celsius
CONSTANTE k: 1.4000
CONSTANTE K: 0.9750
CONSTANTE Kp: 1.0000
PRESION I: 225.1896 kPa abs
PRESION F: 101.3250 kPa abs
% CONTRAPRESION: 45%
DIAMETRO ENTRADA: 2.0690 Pulgadas
TAMANO ORIFICIO: H Ingrese letra nominal inicial
AREA ORIFICIO: 0.7850 Pulgadas cuadradas
DIAMETRO ORIFICIO: 0.9997 Pulgadas
CONSTANTE C: 356.0604
PESO MOLECULAR: 60.1000 kg/kgmol
CONSTANTE Y: 0.8560

(1.8T+492) 636.9000
(Y*(1.8t+492))^0.5 23.3486

DIVIDENDO 3669.8047
M^0.5 7.7524
DIVISOR 6060.5758

AREA: 0.6055 Pulgadas cuadradas
ORIFICIO NOMINAL: H Para segunda iteración

ORIFICIO A UTILIZAR EN LA VALVULA H (ISOPROPANOL)

CASO 2: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (TORRE DE DESTILACION)

CALCULO DE LA VALVULA DE ALIVIO NECESARIA PARA LA FRACCION DE AGUA

Evaluando la Opción 4:

APARATO: CALDERIN DE LA TORRE DE DESTILACION (TUBO ROTO)
 MATERIAL: AGUA (30%)

FLUJO MASICO: 127.4155 kg/h
 TEMPERATURA I: 80.5000 Celsius
 CONSTANTE k: 1.3000
 CONSTANTE K: 0.9750
 CONSTANTE Kp: 1.0000
 PRESION I: 225.1896 kPa abs
 PRESION F: 101.3250 kPa abs
 % CONTRAPRESION: 45%
 DIAMETRO ENTRADA: 1.6400 Pulgadas
 TAMANO ORIFICIO: E Ingrese letra nominal inicial
 AREA ORIFICIO: 0.1960 Pulgadas cuadradas
 DIAMETRO ORIFICIO: 0.4996 Pulgadas
 CONSTANTE C: 346.9764
 PESO MOLECULAR: 18.0200 kg/kgmol
 CONSTANTE Y: 0.8507

(1.8T+492) 636.9000
 (Y*(1.8t+492))^0.5 23.2766

DIVIDENDO 449.6143
 M^0.5 4.2450
 DIVISOR 3233.9283

AREA: 0.1390 Pulgadas cuadradas
 ORIFICIO NOMINAL: E Para segunda iteración

ORIFICIO A UTILIZAR EN LA VALVULA E (AGUA)

AREA TOTAL: 0.7446 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL H (FLUJO TOTAL)

Será necesario instalar una Válvula de Alivio con diámetro nominal de entrada 2 pulgadas, orificio nominal "H", ajustada para abrirse a 1.04 bar. Esta válvula se instalará en un niple en el calderín o en una derivación de la tubería 2"-ACCAR-PROD-1.

Presión inicial	Presión final
Calderín 15 psig	Atmósfera 0 psig
29.7 psia	14.7 psia
204717.86 Pa abs	101325 Pa abs
0.1 % sobrepresi	0 % sobrepresión
225189.64 Pa abs	101325 Pa abs

El alcohol generado en esta práctica se mantiene en diluciones menores al 10% por lo que su inflamabilidad se ve muy reducida. En la práctica de fermentación, el mayor riesgo sería la sobrepresión del interior del tanque por el aire comprimido usado para agitar o por el bióxido de carbono generado en la fermentación. Tanto en la práctica de fermentación como en la de transferencia de calor existe también el peligro de sobrepresurizar la chaqueta (o colapsar el cilindro interior) con el vapor o el agua utilizados para transferir calor.

Las normas aplicables a este tipo de equipo son:

Normas API y ASME para dispositivos de seguridad y tubería en servicio peligroso.

Código ASME sección VIII para recipientes a presión.

ii) Base de Diseño:

En este caso, la Base de Diseño debe buscar prevenir la sobrepresión de la chaqueta por el vapor y el agua utilizados en las prácticas y del interior del equipo por el aire comprimido de la agitación o la generación de bióxido de carbono en la fermentación. Otro riesgo que debe preverse es la ebullición del contenido del tanque.

Las recomendaciones para este caso son:

a) Distribución: en este caso el riesgo para el área y equipo situado cerca de la unidad es poco ya que no existen líquidos inflamables que puedan provocar un incendio o explosión. La distribución es adecuada para el equipo, aunque debe tomarse en cuenta la siguiente:

- La (o las) descargas de las válvulas de alivio deben orientarse de forma que se eviten quemaduras o lesiones a los estudiantes.

Caso 3: SOBREPRESION POR SISTEMAS DE SERVICIO: REACTOR DE FERMENTACION

i) Descripción del sistema:

Esta unidad era utilizada originalmente, para corridas de fermentación de azúcares para obtención de alcohol, como se muestra en las tesis de la UVG de M. Heredia (38) y J. Valenzuela (39).

Actualmente se utiliza también para prácticas de transferencia de calor en recipientes enchaquetados. El reactor se encuentra montado en una plataforma en el lado Noroeste del Laboratorio, al lado de los Intercambiadores de Calor y contra la pared de la bodega situada en esa esquina.

La práctica original, consistía en cargar el fermentador con una solución de azúcares, la que era suplementada con minerales para luego ser inoculada con una levadura productora de alcohol (39). La agitación y aereación eran suministradas por un dispersor de aire comprimido en forma de anillo colocado en el fondo del recipiente. El calentamiento y enfriamiento son suministrados por vapor o agua que circula por una chaqueta que cubre el exterior del equipo.

Los materiales utilizados en la práctica, son los siguientes:

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES USADOS:

Material	Gravedad Específica	Punto de Flash C	Viscosidad cP	Peligro para la Salud (*)	Peligro de Incendio (*)	Peligro de Reacción (*)	Compatibilidad con el agua
Agua	1.000	NA	1.0	0	0	0	0
Azúcares	NA	NA	NA	0	0	0	0
CO ₂	1.512	NA	NA	1	0	0	0
Etanol	0.789	13	1.0	1	3	0	0
Aire	1.000	NA	NA	0	0	0	0

(*) Según clasificación NFPA (6): 4 mayor riesgo, 1 menor riesgo

b) Construcción: no existen requerimientos especiales de construcción.

c) Servicios: el reactor utiliza agua y vapor como medio de calentamiento y aire comprimido para agitación. Por el momento no existe un agitador ni otros dispositivos eléctricos:

- Debe proveerse una válvula de bloqueo en las líneas de vapor, la que debe estar en un lugar fácilmente accesible y visible. Esta servirá para detener la entrada de vapor en caso de sobrepresión. La válvula de bola actualmente en la línea, puede servir para este propósito.
- Las líneas de vapor, agua y aire comprimido deben tener reguladores de presión en las entradas. A pesar de los reguladores, los dispositivos de seguridad deben calcularse para el flujo que tendría el servicio a la máxima presión del generador del servicio (por ejemplo la presión regulada en la válvula de alivio de la caldera o compresor). Se puede evaluar el uso de limitadores de flujo para disminuir la cantidad del servicio que puede llegar a la unidad. Estos limitadores de flujo, son dispositivos de seguridad.
- El interior del tanque puede ser sobrepresurizado si se cierra la válvula de salida de gas y se mantiene la presión del aire comprimido de agitación o bien por la generación del bióxido de carbono en la fermentación.

d) Equipo: el equipo utilizado actualmente, es adecuado para el manejo de estos materiales.

- Al revisar los cálculos de la estructura del recipiente, se llegó a la conclusión de que faltó evaluar la presión máxima permisible por el fondo cónico del tanque. Después de revisar los cálculos, se encontró que, aunque la tapa y el cilindro soportan hasta 6.5 bar (96 psig) el fondo solo soporta 1.69 bar (25 psig), por lo que esta es la presión máxima permisible para el recipiente. La chaqueta soporta 5.74 bar (85 psig), pero debe limitarse la presión a 1.93 bar (28 psig) para evitar colapsar el cilindro interno.

- El tanque debe ser inspeccionado periódicamente, para asegurar que no se corra al punto que disminuya su resistencia a la presión.
- Es recomendable que si se compra equipo rotatorio (bombas o agitadores) este sea neumático (en lugar de eléctrico de velocidad variable) ya que de esta forma se provee tanto de variación de velocidad, como de protección en caso se deba utilizar el equipo con líquidos inflamables.

iii) Estudio de Sobrepresión:

A continuación, se encontrarán los diagramas de flujo, actual y modificado para mostrar los dispositivos de seguridad, para esta unidad, así como los formatos de análisis de riesgos de sobrepresión para los equipos involucrados.

COMPañIA: Universidad del Valle de GuatemalaFECHA: Junio de 1995EQUIPO: Reactor de Fermentación (Interior)NUMERO: 8DIAGRAMA: LOU # 5 y 6 de 12

PLANTA: _____

ELABORADO POR: Fausto Aragón

REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): 1.72 VACIO (BAR DIF): 0.21 TEMPERATURA (C): 200

DESCRIPCION DEL RIESGO	PRESION MAXIMA	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Sobrepresión debida al aire comprimido del aereador (válvula cerrada o filtros taponados).	13.79	Flujo limitado por un orificio a: 152.74 kg/h o 2.12 SCMM	Línea libre de válvulas utilizando las líneas de tubería en la tapa como respiradero	Orificio limitante de 3.175 mm de diámetro en la línea de aire. Respiradero libre de válvulas con área equivalente a	30001 30002 30003
2. Ebullición del contenido del tanque.	1.72	Limitado por flujo de vapor a chaqueta: 289.78 kg/h	Línea libre de válvulas. Ver 1.	0.8502 pulgadas cuadradas Remoción de la	
3. Generación de CO ₂ en la reacción de fermentación.	1.72	Despreciable	Línea libre de válvulas. Ver 1.	válvula de bola del respiradero actual	
4. Saturación de los filtros de los respiraderos	1.93	Similar a peligro 1	Procedimiento de operación	Procedimiento/má	30004
5. Fuga de vapor de la chaqueta al interior del tanque.	10.35	Flujo similar al del peligro 2.	Línea libre de válvulas	Respiradero	30002 30003
6. Fuga de agua de la chaqueta al interior del tanque.	2.76	737.75 kg/h AGUA	Línea libre de válvulas	Respiradero	30002 30003
7. Vacío por drenaje	Absoluto	0.016 ACMM	Línea libre de válvulas	Respiradero	30002 30003
8. Vacío por condensación del vapor en el interior del tanque.	Absoluto	Despreciable	Línea libre de válvulas.	Respiradero	30002 30003
9. Presión negativa en la pared del tanque por la presión de la chaqueta.	Absoluto		Regulación de presión en la chaqueta./Válvula de alivio en la chaqueta.	Válvula de alivio en la chaqueta calculada para funcionar a 1.93 bar. Regulador de presión a 1.72 bar	30005

COMPANÍA: Universidad del Valle de GuatemalaFECHA: Junio de 1995EQUIPO: Reactor de Fermentación (Chaqueta)NUMERO: 9DIAGRAMA: LOU # 5 y 6 de 12

PLANTA: _____

ELABORADO POR: Fausto Aragón

REVISADO: _____

MÁXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESIÓN (BAR): 1.93 (limitado por interior)VACÍO (BAR DIF): 0.17 TEMPERATURA (C): 200

DESCRIPCIÓN DEL RIESGO	PRESIÓN MÁXIMA	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NÚMERO DE DISPOSITIVO
1. Sobrepresión debida al vapor	10.35	Flujo limitado por tubería: 289.78 kg/h	Válvula de alivio	Válvula de alivio según especificaciones	30005
2. Sobrepresión debida al agua de enfriamiento.	2.76	Flujo limitado por tubería: 737.75 kg/h	Válvula de alivio (ver discusión)	1.5" de diámetro nominal, orificio "F", presión de apertura 1.93 bar	
3. Fuga desde el interior del tanque.	1.73		Presión máxima permisible aceptable		
4. Presión en la pared interna desde el interior del tanque.	1.73		Presión máxima permisible aceptable		
5. Expansión térmica de líquido estancado en la chaqueta	Ver discusión			Válvula de alivio	30005
6. Vacío por condensación.	Absoluto	Flujo no calculable	Válvula de alivio	Rompedor de vacío de 0.5" diámetro nominal	30006
7. Vacío por drenaje.	10.35		Rompedor de vacío		
8. Protección del sistema de agua del laboratorio contra contrapresión del sistema de vapor			Sistema de doble válvula de cheque	Protección con dos válvulas de cheque en serie o un protector de contrapresión.	30007

Cálculos y datos adicionales:

1) Presión de operación: de los datos de la tesis de M. Heredia (38) se confirmaron los resultados de presión de diseño para la tapa y el cilindro en 80 psig. Sin embargo, la presión máxima del fondo cónico, no fue calculada en ese trabajo, y al revisar el resultado se encontró:

Radio (D/2): 19.1 cm

Eficiencia de soldadura (E): 0.6

Tensión máxima (S): 12900 psig (acero inoxidable 304)

Angulo del vértice del cono (a): 75 grados.

Espesor de la lámina (t): 3/32 "

La fórmula a utilizar, de acuerdo al código ASME (7) es:

$$P = 2SEt \cos a / (D + 1.2t \cos a) \quad (34, \text{ Ver apéndice D})$$

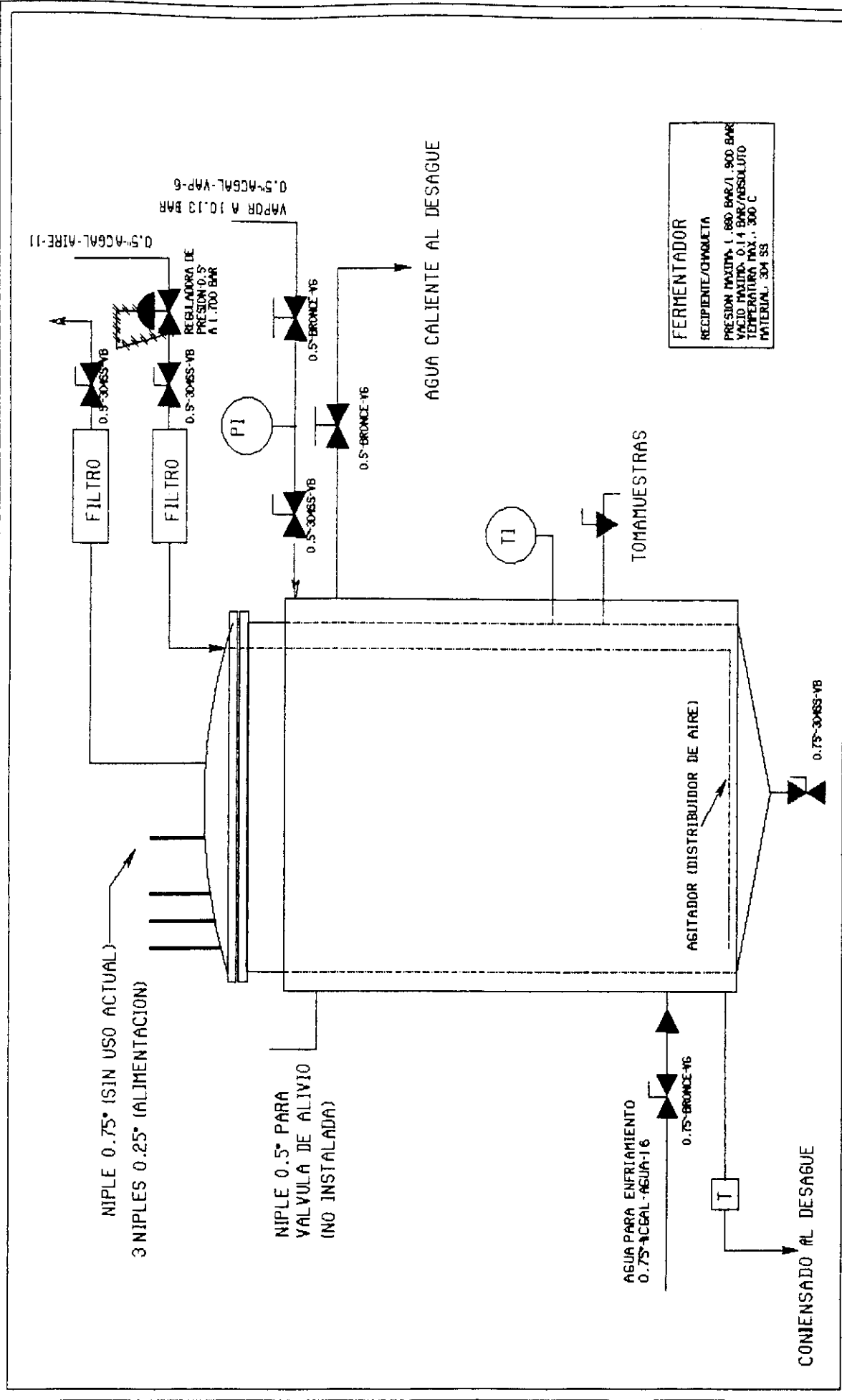
De donde la presión máxima de diseño del fondo cónico es 1.723 bar (25 psig), limitando la presión máxima interior para el cilindro a esta presión, en vez de los 80 psig del cilindro y la tapa. Para el vacío máximo (presión externa) que soporta la pared vertical, usé la fórmula propuesta por Hamm (40):

$$\text{Presión diferencial} = 2Me (t/D)^{3/4} \quad (35)$$

En este caso Me (módulo de elasticidad) del material es 20×10^6 psi, de donde el diferencial máximo que puede soportar el cilindro interior es 0.21 bar (2.98 psid), con lo que la presión máxima en la chaqueta es de 1.93 bar (28 psig).

iv) Estimación del costo de los dispositivos de seguridad:

Dispositivo o característica	Costo de equipo Q	Costo de instalación Q
1) Compra de filtro de acero inoxidable para el tubo de 0.75" a usar como respiradero.	Q 500	
2) Compra de dos manómetros diferenciales (control visual) para los filtros (Disp. 30004)	US\$ 150	
3) Compra de válvula de alivio para la chaqueta: Construcción en bronce, resorte e interiores en acero inoxidable. Presión de operación: 28 psig. Orificio nominal: "F". Entrada/salida: 1.5" MNPT/1.5" FNPT (Dispositivo 30005)	US\$ 125	
4) Orificio de 3.175 mm (0.125") de diámetro en barra de acero carbono de 75 mm (3") de largo, con extremos roscados para tubería de 0.5" nominal. (Dispositivo 30001)	Q 100	
5) Compra de rompedor de vacío de 0.5" (Dispositivo 30006)		
6) Compra de dos válvulas de cheque de 0.75" de diámetro nominal. ANSI 125 para proteger la línea de agua de enfriamiento. (Disp. 30007)	US\$ 30	
	Q 200	
TOTAL		
	US\$ 305 + Q 800	



UNIDAD DE FERMENTACION (TANQUE ENCHAFETADO)
 LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS - UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
 DIAGRAMA 5 DE 12 - FAUSTO ARAGON - JUNIO DE 1995

CASO 3: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (FERMENTADOR)

FLUJO DE FLUIDO INCOMPRESIBLE

Flujo máximo de agua de enfriamiento a la chaqueta del Fermentador, limitado por tubería

FLUIDO:	Agua	DENSIDAD:	998.20	KG/M ³
TUBERIA:	0.75"-ACGAL_AGUA- 16	VISCOSIDAD:	1.10	cP
EQUIPO:	Fermentador	TEMPERATURA:	25	C

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR	
DIAMETRO (in)	0.824	0.622	0	
LONGITUD (m)	43	8	0	
C. FRICCION (mm)	0.0457	0.0457	0	
Codo 90	3	3	0	
Codo 45				
Tee recto	4	1		
Tee rama	3	0		
VALVULAS:				
Globo	1	1	0	
Compuerta		0		
Bola		1	0	
Diafragma		0		
Cheque disco		2		
Cheque bola				
OTROS:				
Reductores	1	0	0	
Entrada	1			
Salida		1	0	
f asumida:	0.034	0.033	0.000	
BETA:		0.75	0.00	
K=f(MAYOR)	93.31	119.27	0.00	
Kotros:	0.50	3.08	0.00	
K TOTAL:	216.16			
Altura inicial:	0.00 METROS		Dif. Altura	-1.50
Altura final:	1.50 METROS			
Presión inicial:	379107 Pa		Dif. Presión	53075
Presión final:	326032 Pa		Equivale a:	5.43

PERDIDA DE PRESION POR FRICCION h_f: 3.9256 METROS
 CAUDAL Q: 12.3200 L/MIN
 FLUJO MASICO W: 737.7503 KG/H

	f calculada	error	
NRe (TRAMO MAYOR):	11335	0	0.6%
NRe (TRAMO MEDIO):	15016	0	0.7%
NRe (TRAMO MENOR):	0	0	#¡DIV/0!

Presión inicial
 Sistema de agua 40 psig

55 psia
 379107 Pa abs
 0% % sobrepresión
 379107 Pa abs

Presión final
 Chaqueta fermentador 28 psig

43 psia
 296393 Pa abs
 10% % sobrepresión
 326032 Pa abs

CASO 3: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (FERMENTADOR)

CALCULO PARA VALVULA DE ALIVIO EN SERVICIO CON LIQUIDO

Cálculo de la Válvula de Alivio requerida para aliviar la sobrepresión producida por el agua de enfriamiento en la chaqueta del Fermentador. Flujo limitado por la tubería de alimentación de agua. Como este peligro es excluyente de la sobrepresión por vapor (ver discusión) y la válvula para vapor es mayor (F), se usará la de vapor.

APARATO: FERMENTADOR TIPO: RECIPIENTE
MATERIAL: AGUA

FLUJO MASICO: 737.7503 kg/h
TEMPERATURA I: 25.0000 Celsius
GRAVEDAD ESPECIFICA 1.0000
FLUJO VOLUMETRICO: 0.0123 CMM
VISCOSIDAD 1.0000 Centipoises
CONSTANTE Kp: 0.6000
PRESION I: 326.0321 kPa abs
PRESION F: 101.3250 kPa abs
% CONTRAPRESION: 31%

AGUA Y LIQUIDOS CON VISCOSIDAD CERCANA A 1 cP

DIVIDENDO: 0.0314
DELTA^{0.5}: 1.4990
DIVISOR: 0.8994

AREA: 0.0349 Pulgadas cuadradas
ORIFICIO NOMINAL A USAR: D

LIQUIDOS CON VISCOSIDAD MAYOR A 1 cP

TAMANO ORIFICIO: D Ingrese letra nominal inicial
AREA ORIFICIO: 0.1100 Pulgadas cuadradas
DIAMETRO ORIFICIO: 0.3742 Pulgadas

Nre VALVULA 27383.6940
FACTOR Ku: 1.0415

DIVIDENDO: 0.0314
DELTA^{0.5}: 14.9902
DIVISOR: 0.9367

AREA: 0.0335 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL A USAR: D

Presión inicial Presión final
Fermentador 28 psig Atmósfera 0 psig

43 psia	15 psia
296393 Pa abs	101325 Pa abs
10% % sobrepresión	0% % sobrepresión
326032 Pa abs	101325 Pa abs

CASO 3: SOBREPRESION DEBIDA A VARIABLES DE PROCESO (FERMENTADOR)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE

Flujo máximo de vapor al Fermentador, flujo limitado por tubería

FLUIDO:	Vapor	PESO MOLECULAR:	18.02	KG/MOL
TUBERIA:	1°-ACGAL-VAP-6	TEMPERATURA:	166	CELSIUS
EQUIPO:	Fermentador	REL. Cp/Cv:	1.3	

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR	
DIAMETRO (in)	2.064	1.049	0.622	
LONGITUD (m)	5.5	19.8	15	
Codo 90	1	1	5	
Codo 45		1		
Tee recto	0	2	3	
Tee rama	0	2	0	
VALVULAS:				
Globo	2	0	1	
Compuerta	0		0	
Bola			1	
Oiafragma		0		
Cheque Disco				
Cheque bola	0			
OTROS:				
Reductores	1	1	0	
Entrada	1			
Salida	0	0	1	
FACTOR f:	0.019	0.023	0.027	
BETA:		0.51	0.30	
K=f(MAYOR)	15.48	327.18	4918.56	
Kotros:	0.50	5.56	121.25	
K TOTAL:	5388.53			
Presión inicial	1251054	Pa abs		
Presión final	326032	Pa abs	Pf-Pi	.925021
Pf-Pi/Pi				0.74
FLUJO ESTRANGULADO? (Si/No)		No		
Pf-Pi a utilizar en el cálculo				925021.4286
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Y:				0.8096
SP.G.:				0.6214
Flujo volumétrico (SCMM):				6.3500
Flujo másico (KG/H):				289.7791
Presión inicial		Presión final		
Caldera 150 psig		Fermentador 28 psig		
165 psia		43 psia		
1137321 Pa abs		296393 Pa abs		
10% % sobrepresión		10% % sobrepresión		
1251054 Pa abs		326032 Pa abs		

CASO 3: SOBREPRESION DEBIDA A VARIABLES DE PROCESO (FERMENTADOR)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE

Flujo máximo de aire comprimido al Fermentador por el aereador, flujo limitado por tubería.

FLUIDO:	Aire Comprimido	PESO MOLECULAR:	29 KG/MOL
TUBERIA:	0.5" ACGAL-AIRE-11	TEMPERATURA:	25 CELSIUS
EQUIPO:	Fermentador	REL. Cp/Cv:	1.4

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR	
DIAMETRO (in)	1.049	0.622	0	
LONGITUD (m)	8	35	0	
Codo 90	4	5	0	
Codo 45		1		
Tee recto	2	1	0	
Tee rama	1	2	0	
VALVULAS:				
Globo	1	0	0	
Compuerta	2		0	
Bola		1	0	
Diafragma		0		
Cheque Disco				
Cheque bola	0			
OTROS:				
Reductores	1	0	0	
Entrada	3			
Salida	2	0	0	
FACTOR f:	0.023	0.027	0.000	
BETA:		0.59	0.00	
K=f(MAYOR)	20.15	551.39	0.00	
Kotros:	3.50	0.00	0.00	
K TDTAL:	575.04			
Presión inicial	1630161 Pa abs			
Presión final	303286 Pa abs		Pf-Pi	-1326875
Pf-Pi/Pi				0.81
FLUJO ESTRANGULADO? (Si/No)		No		
Pf-Pi a utilizar en el cálculo				1326875.0000
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Y:				0.7659
SP.G.:				1.0000
Flujo volumétrico (SCMM):				6.2129
Flujo másico (KG/H):				456.2732
Presión inicial		Presión final		
Compresor 200 psig		Fermentador 25 psig		
215 psia		40 psia		
1481964 Pa abs		275714 Pa abs		
10% % sobrepresión		10% % sobrepresión		
1630161 Pa abs		303286 Pa abs		

CASO 3: SOBREPRESION DEBIDA A VARIABLES DE PROCESO (FERMENTADOR)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE

Opción 1: Respiradero para aire comprimido, flujo limitado por tubería

FLUIDO:	Aire	PESO MOLECULA	29	KG/MOL
TUBERIA:	Respiradero	TEMPERATURA:	116	CELSIUS
EQUIPO:	Fermentador	REL. Cp/Cv:	1.4	

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR	
DIAMETRO (in)	0.94			
LONGITUD (m)	3.25			
Codo 90	2			
Codo 45				
Tee recto	0			
Tee rama	0			
VALVULAS:				
Globo	0			
Compuerta	0			
Bola				
Diafragma				
Cheque Disco				
Cheque bola	0			
OTROS:				
Reductores	0			
Entrada	1			
Salida	1			
FACTOR f:	0.027			
BETA:		0.00	0.00	
K=f(MAYOR)	5.30	0.00	0.00	
Kotros:	1.50	0.00	0.00	
K TOTAL:	6.80			
Presión inicial	303286 Pa abs			
Presión final	101325 Pa abs		Pf-Pi	-201961 2.0196071
Pf-Pi/Pi				0.6659
FLUJO ESTRANGULADO? (Si/No)		No		
Pf-Pi a utilizar en el cálculo				201960.7143
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Y:				0.7127
SP.G.:				1.0000
Flujo volumétrico (SCMM):				6.2900
Flujo másico (KG/H):				461.9400
Flujo a relevar (KG/H)				456.2732
Presión inicial		Presión final		
Fermentador 25 psig		Atmósfera 0 psig		
	40 psia		15 psia	
	275714 Pa abs		101325 Pa abs	
	10% % sobrepresión		0% % sobrepresión	
	303286 Pa abs		101325 Pa abs	

CASO 3: SOBREPRESION DEBIDA A VARIABLES DE PROCESO (FERMENTADOR)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE

Opción 1: Respiradero para vapor producido por ebullición, limitado por tubería

FLUIDO:	Vapor de agua	PESO MOLECULAR:	18	KG/MOL
TUBERIA:	Respiradero	TEMPERATURA:	116	CELSIUS
EQUIPO:	Fermentador	REL. Cp/Cv:	1.3	

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR	
DIAMETRO (in)	0.84			
LONGITUD (m)	3.25			
Codo 90	2			
Codo 45				
Tee recto	0			
Tee rama	0			
VALVULAS:				
Globo	0			
Compuerta	0			
Bola				
Diafragma				
Cheque Disco				
Cheque bola	0			
OTROS:				
Reductores	0			
Entrada	1			
Salida	1			
FACTOR f:	0.025			
BETA:		0.00	0.00	
K=f(MAYOR)	5.31	0.00	0.00	
Kotros:	1.50	0.00	0.00	
K TDTAL:	6.81			
Presión inicial	303286	Pa abs		
Presión final	101325	Pa abs	Pf-Pi	-201961 2.019607143
Pf-Pi/Pi				0.67
FLUJO ESTRANGULADO? (Si/No)		No		
Pf-Pi a utilizar en el cálculo				201960.71
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Y:				0.7230542
SP.G.:				0.62
Flujo volumétrico (SCMM):				6.46
Flujo másico (KG/H):				294.58
Flujo a relevar (presión KG/H)				289.77912
Area total equivalente				1.24816 pulgadas cuadradas
Diámetro interior equivalente				1.26063 pulgadas

En este caso, tanto el aire comprimido como el vapor (a la chaqueta) se limitan por el arreglo de tuberías. Se necesitará un respiradero de diámetro nominal 1.25" para aliviar la sobrepresión.

CASO 3: SOBREPRESION DEBIDO A VARIABLES DE PROCESO (FERMENTADOR)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE A TRAVES DE UN ORIFICIO

Cálculo de un orificio que limita el flujo de aire comprimido al aereador del Fermentador, reduciendo así la necesidad de respiradero a el área disponible actual (comparado con la que se necesita si se permite que el flujo lo limite la tubería, lo que haría necesario modificar el recipiente).

La presión inicial es limitada por las válvulas de alivio del compresor, y la presión final es a la que el flujo alcanza la velocidad sónica

FLUIDO:	Aire comprimido	PESO MOLECULA	29 KG/MOL
ORIFICIO o VALVULA	Orificio	TEMPERATURA:	25 CELSIUS
EQUIPO:	Fermentador	REL. Cp/Cv:	1.4
Diámetro interno tubería (D2)		0.6220 pulg	
Diámetro orificio (D1)		0.1250 pulg	
Rel. D1/D2		0.2010	
Presión inicial		1627.8861 kPa abs	
Presión final		862.7796 kPa abs	
deltaP/Presión inicial			
deltaP*Presión inicial			
Y a utilizar		0.9923	
Constante de orificio		1	
Gravedad específica		1	
Volumen específico		0.0525 m3/kg	
Flujo volumétrico		2.1191 SCMM	
Flujo másico		152.7433 kg/h	

Se debe instalar un orificio de diámetro interno 3.175 mm (0.125 pulgadas) el cual puede fabricarse perforando una pieza de acero de longitud 75 mm, la que debe machuelarse en los extremos con una rosca equivalente a la de un tubo de Cédula 40, 0.5 pulgadas diámetro nominal. La pieza se puede instalar en la tubería usando una unión universal adecuada.

Presión inicial	Presión final
Compresor 200 psig	Fermentador 25 psig
215 psia	114 psia
1479896 Pa abs	784345 Pa abs
10% % sobrepresión	10% % sobrepresión
1627886 Pa abs	862780 Pa abs

CASO 3: SOBREPRESION DEBIDA A VARIABLES DE PROCESO (FERMENTADOR)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE

Opción 2: Respiradero para aire comprimido, flujo limitado por orificio

FLUIDO:	Aire	PESD MOLECULAR	29	KG/MOL
TUBERIA:	Respiradero	TEMPERATURA:	116	CELSIUS
EQUIPO:	Fermentador	REL. Cp/Cv:	1.4	

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR	
DIAMETRO (in)	0.6			
LONGITUD (m)	3.25			
Codo 90	2			
Codo 45				
Tee recto	0			
Tee rama	0			
VALVULAS:				
Globo	0			
Compuerta	0			
Bola				
Diafragma				
Cheque Disco				
Cheque bola	0			
OTROS:				
Reductores	0			
Entrada	1			
Salida	1			
FACTOR f:	0.023			
BETA:		0.00	0.00	
K=f(MAYOR)	6.28	0.00	0.00	
Kotros:	1.50	0.00	0.00	
K TDTAL:	7.78			
Presión inicial	303286	Pa abs		
Presión final	101325	Pa abs	Pf-Pi	201961
Pf·Pi/Pi			0.67	
FLUJO ESTRANGULADO? (Si/No)	No			
Pf·Pi a utilizar en el cálculo			201960.7143	
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Y:			0.7218	
SP.G.:			1.0000	
Flujo volumétrico (SCMM):			2.4251	
Flujo másico (KG/H):			178.1004	
Flujo a relevar (KG/H)			152.7433	
Presión inicial		Presión final		
Fermentador 25 psig		Atmósfera 0 psig		
40 psia		15 psia		
275714 Pa abs		101325 Pa abs		
10% % sobrepresión		0% % sobrepresión		
303286 Pa abs		101325 Pa abs		

CASO 3: SOBREPRESION DEBIDA A VARIABLES DE PROCESO (FERMENTADOR)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE

Opción 2: Respiradero para vapor producido por ebullición, limitado por tubería

FLUIDO:	Vapor de agua	PESO MOLECULAR:	18.02	KG/MOL
TUBERIA:	Respiradero	TEMPERATURA:	116	CELSIUS
EQUIPO:	Fermentador	REL. Cp/Cv:	1.3	

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR		
DIAMETRO (in)	0.85				
LONGITUD (m)	3.25				
Codo 90	2				
Codo 45					
Tee recto	0				
Tee rama	0				
VALVULAS:					
Globo	0				
Compuerta	0				
Bola					
Diafragma					
Cheque Disco					
Cheque bola	0				
OTROS:					
Reductores	0				
Entrada	1				
Salida	1				
FACTOR f:	0.025				
BETA:		0.00		0.00	
K=f(MAYOR)	5.26	0.00		0.00	
Kotros:	1.50	0.00		0.00	
K TOTAL:	6.76				
Presión inicial	303286	Pa abs			
Presión final	101325	Pa abs		Pf-Pi	-201961 2.0196071
Pf-Pi/Pi					0.67
FLUJO ESTRANGULADO? (Si/No)		No			
Pf-Pi a utilizar en el cálculo					201960.7143
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Y:					0.7226
SP.G.:					0.6214
Flujo volumétrico (SCMM):					6.6313
Flujo másico (KG/H):					302.6136
Flujo a relevar (presión KG/H)					289.7791
Area total equivalente					0.8502 pulgadas cuadradas
Diámetro equivalente					1.0404 pulgadas

En este caso, el aire comprimido se limita con un orificio de 3.175 mm de diámetro, y el vapor por el arreglo de tuberías. Se necesitará un respiradero de diámetro nominal 1" para aliviar la sobrepresión.

CASO 3: SOBREPRESION POR VARIABLES DE PROCESO (FERMENTADOR)

CALCULO PARA VALVULA DE ALIVIO EN SERVICIO CON VAPOR

Cálculo de la válvula de alivio necesaria para proteger a la Chaqueta del Fermentador de la sobrepresión por el suministro de Vapor de la Caldera. Flujo de vapor limitado por la tubería de alimentación de vapor.

APARATO: CHAQUETA DEL FERMENTADOR
MATERIAL: VAPOR

FLUJO MASICO: 289.7791 kg/h
TEMPERATURA I: 126.0000 Celsius
CONSTANTE K: 0.9750
CONSTANTE Kp: 1.0000
PRESION I: 326.0321 kPa abs
PRESION F: 101.3250 kPa abs
SOBREPRESION: 31%
CONSTANTE Ksh 1
TEMPERATURA SATUR: 126.1111 CELSIUS

DIVIDENDO: 0.8780

DIVISOR: 3.1788

AREA: 0.2762 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL A USAR: F

Es necesario instalar una Válvula de Alivio con diámetro nominal de entrada de 3 pulgadas, orificio nominal "F", ajustada para abrirse a 1.93 bar
RAMA: DISPOSITIVO:

Presión inicial	Presión final
Fermentador 28 psig	Atmósfera 0 psig
43 psia	15 psia
296393 Pa abs	101325 Pa abs
10% % sobrepresión	0% % sobrepresión
326032 Pa abs	101325 Pa abs

CASO 3: SOBREPRESION DEBIDA A VARIABLES DE PROCESO (FERMENTADOR)

TIEMPO Y FLUJO DE DRENAJE DEL FERMENTADOR

DIMENSIONES DEL TANQUE:

ALTO: 0.6500 METROS

DIAMETRO: 0.3800 METROS

CAPACIDAD: 0.0737 METROS CUBICOS

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA:

FACTOR DE FANNING: 0.0270

LONGITUD EQUIVALENTE: 1.0000 METROS

DIAMETRO: 0.0158 METROS

TIEMPO DE DRENAJE: 275.3125 SEGUNDOS

FLUJO DE DRENAJE: 0.0161 METROS CUBICOS/MINUTO
16.0656 LITROS/MINUTO

CASO 3: SOBREPRESION DEBIDA A VARIABLES DE PROCESO (FERMENTADOR)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE

Respiradero para compensar el flujo de drenaje (evita colapso).

FLUIDO:	Aire	PESO MOLECULAR:	29	KG/MOL
TUBERIA:	Respiradero	TEMPERATURA:	28	CELSIUS
EQUIPO:	Fermentador	REL. Cp/Cv:	1.4	

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR	
DIAMETRO (in)	0.622			
LONGITUD (m)	3.25			
Codo 90	2			
Codo 45				
Tee recto	0			
Tee rama	0			
VALVULAS:				
Globo	0			
Compuerta	0			
Bola				
Diafragma				
Cheque Disco				
Cheque boia	0			
OTROS:				
Reductores	0			
Entrada	1			
Salida	1			
FACTOR f:	0.027			
BETA:		0.00	0.00	
K=f(MAYOR)	7.17	0.00	0.00	
Kotros:	1.50	0.00	0.00	
K TOTAL:	8.67			
Presión inicial	111458 Pa abs			
Presión final	80646 Pa abs	Pf-Pi	-30811	0.3081107
Pf-Pi/Pi			0.2764	
FLUJO ESTRANGULADO? (Si/No)	No			
Pf-Pi a utilizar en el cálculo			30811.0714	
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Y:			0.8874	
SP.G.:			1.0000	
Flujo volumétrico (SCMM):			0.8170	
Flujo másico (KG/H):			59.9996	
Flujo a relevar (vacío SCMM)			0.0161	

Como se observa, cualquiera de las dos opciones ofrece suficiente área para aliviar adecuadamente el peligro de colapso por drenaje.

Presión inicial	Presión final
Atmósfera 0 psig	Tanque sometido a 3 psig de vacío
15 psia	12 psia
101325 Pa abs	80646 Pa abs
10% % sobrepresión	0% % sobrepresión
111458 Pa abs	80646 Pa abs

Caso 4: SOBREPRESION DEBIDA A UNA BOMBA: FILTRO DE CANDELA

i) Descripción de la operación:

El filtro de candela es utilizado para prácticas de separación líquido-sólido en el Laboratorio utilizando, (hasta el momento) medios acuosos. Se encuentra ubicado al Sur del Laboratorio, en el corredor central del Laboratorio.

La práctica consiste en bombear al interior del filtro agua con sólidos en suspensión, los cuales separa el cartucho del filtro. La caída de presión, aumenta conforme aumenta el espesor de la capa de sólidos que se acumula en el cartucho, y llega un momento en que hay que retrolavar el filtro para desalojar los sólidos (36). No existe un material fijo para los sólidos. Se debe evitar el uso de solventes en esta unidad, ya que los tanques y bomba utilizados no son adecuados para manejar inflamables.

El equipo utilizado, consiste en dos tanques de acero al carbono con revestimiento de pintura epóxica, uno de los cuales contiene la suspensión de sólido, y el otro recibe el medio filtrado. Ambos tanques tienen entradas directas del sistema de agua corriente del Laboratorio. El tanque de la suspensión está conectado a una bomba Aurora de desplazamiento positivo (36), la que a su vez está conectada al filtro y a una tubería de recirculación al tanque original. El filtro tiene una descarga al desagüe (para retrolavar sólidos), otra hacia el tanque receptor y una tercera de recirculación al tanque inicial (las tres aisladas con válvulas). Además, el filtro tiene una segunda entrada que era utilizada para remover la capa de sólidos con aire comprimido, aunque ésta no es utilizada actualmente.

Los materiales sólidos utilizados en la práctica han sido yeso y arcilla. Las propiedades de los materiales usados son:

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES USADOS:

Material	Gravedad Especifica	Punto de Flash C	Viscosidad cP	Peligro para la Salud (*)	Peligro de Incendio (*)	Peligro de Reacción (*)	Compatibil. con el agua
Agua	1 000	NA	1 0	0	0	0	0
Sólidos	NA	NA	NA	1	0	0	0
Aire	1 000	NA	NA	0	0	0	0

(*) Según clasificación NFPA (6): 4 mayor riesgo, 1 menor riesgo

Como se observa, los materiales utilizados no presentan riesgos de explosión o reacción, por lo que los peligros derivados de esta operación son únicamente por sobrellenado o sobrepresión. Con la configuración actual no es posible utilizar agua corriente para retrolavar el filtro, ya que produciría el rebalse de uno de los tanques, y es necesario terminar la práctica para utilizar el tanque inicial para contener el agua de retrolavado. Este caso es especial en cuanto a que la tubería utilizada tiene menor presión de diseño que la carcasa del filtro, y por lo tanto, impone la presión máxima permisible. Esto no es práctica común en la industria, donde la tubería debe ser diseñada para contener por lo menos la presión del equipo.

ii) Base de diseño:

La base de diseño, será orientada a evitar la sobrepresión y el sobrellenado de equipos, así como a prevenir la entrada de líquido del sistema al sistema de distribución de agua corriente.

Las recomendaciones específicas para esta unidad son:

- a) Distribución: esta área no tiene requisitos especiales en cuanto a distribución. Debe orientarse todo rebalse o descarga de dispositivos directo al desagüe.
- b) Construcción: no existen requisitos especiales de construcción.

c) Servicios: la unidad utiliza agua corriente y electricidad como servicios. Existe además, una entrada prevista para aire comprimido, la que será tomada en cuenta. Los requerimientos de esta instalación son:

- La instalación eléctrica debe ser adecuada para contacto con agua, a través del uso de motores y tableros que cumplan con el artículo 250 del código NEC (7) que define las características para equipo a prueba de agua y medio ambiente.
- Existe el riesgo de que entre el líquido de proceso al sistema de distribución de agua contaminándolo con el sólido procesado. Para evitar esto, es necesario instalar un dispositivo de doble cheque (si es indispensable mantener la presión) o bien hacer un corte en la entrada de agua, separándola del retorno del filtro.
- La entrada de aire comprimido, también debe ser protegida con un cheque para prevenir que el agua entre a la red de distribución del mismo.

d) Equipo: el equipo utilizado actualmente es adecuado para el manejo de estos materiales. Algunas recomendaciones para el equipo actual, y para considerar en caso se desee comprar equipo nuevo para la torre, son:

- Se recomienda evaluar el cambio de la tubería actual por otra que cumpla con los requisitos ANSI 300.
- Se debe instalar una válvula de alivio en la descarga de la bomba para no sobrepresurizar el filtro, la bomba y la tubería.
- Es necesario reevaluar el sistema de tubería para comprobar que funcione con la práctica actual. Existe el proyecto de añadir una unidad de filtro de platos, la cual de ser instalada requerirá un nuevo estudio de seguridad.
- El control mas importante en el filtro, es el diferencial de presión a través de la candela, por lo que los manómetros utilizados deben ser chequeados para buen funcionamiento periódicamente.

iii) Estudio de Sobrepresión:

A continuación se encontrarán los diagramas de flujo, actual y modificado para mostrar los dispositivos de seguridad para esta unidad, así como los formatos de análisis de riesgos de sobrepresión para los equipos involucrados.

COMPañIA: Universidad del Valle de Guatemala FECHA: Junio 1995
 EQUIPO: Tanque de almacenamiento de suspensión NUMERO: 10
 DIAGRAMA: LQU # 7 y 8 de 12 PLANTA: _____
 ELABORADO POR: Fausto Aragón REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): Atmosférica VACIO (BAR): Atmosférica TEMPERATURA (C): 150

DESCRIPCION DEL RIESGO	PRESION MAXIMA	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Sobrellenado del tanque con agua del sistema de agua corriente.	2.76	Flujo limitado por la tubería: 4055.39 kg/h AGUA	El riesgo es limitado si la tapa del tanque permanece suelta.	Tapa suelta	40001
2. Sobrepresión por el filtro (líquido y aire comprimido).	13.79	142.46 kg/h AIRE, equivalentes a 1.94 SCMM	Similar a 1	Tapa suelta	40001
3. Contrapresión por bomba (por la tubería de succión).	10.35		Similar a 1	Tapa suelta	40001
4. Sobrepresión por la bomba (recirculación).	10.35	1112 kg/h SOLUCION	Material recirculando, no hay riesgo.	...	
5. Sobrepresión por el tanque receptor.	Atmosférica		Presión máxima permisible adecuada.		
6. Vacío por bombeo.	Absoluto	1.112 ACMM	Similar a 1	Tapa suelta	40001
7. Vacío en el filtro.	Absoluto		Similar a 1	Tapa suelta	40001
8. Vacío en el tanque receptor.	Atmosférico		Vacío máximo permisible adecuado.		

COMPANÍA: Universidad del Valle de GuatemalaFECHA: Junio de 1995EQUIPO: Bomba AuroraNUMERO: 11DIAGRAMA: LOU# 7 y 8 de 12

PLANTA: _____

ELABORADO POR: Fausto Aragón

REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): 10.35 VACIO (BAR): Absoluto TEMPERATURA (C): 200

DESCRIPCION DEL RIESGO	PRESION MAXIMA	FLUJO CALCULADO	MEIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Sobrepresurización por descarga cerrada.	10.35	1112 kg/h PRODU-CTO	Presión máxima permisible adecuada.		
2. Contrapresión por el filtro.	13.79	142.46 kg/h AIRE	Válvula de alivio	Ver peligro 4	40002
3. Sobrepresión en el tanque de suspensión.	Atmosférica		Presión máxima permisible adecuada		
4. Expansión térmica del fluido.	Ver discusión	Flujo no calculable	Válvula de alivio	Válvula de alivio según especificación, 0.75" diámetro nominal de entrada, orificio "D"	40002
5. Vacío en el filtro.	Absoluto		Vacío máximo permisible adecuado.		
6. Vacío en el tanque de suspensión	Atmosférico		Vacío máximo permisible adecuado.		

COMPAÑIA: Universidad del Valle de Guatemala FECHA: Junio de 1995
 EQUIPO: Filtro de Candela NUMERO: 12
 DIAGRAMA: LOU # 7 y 8 de 12 PLANTA: _____
 ELABORADO POR: Fausto Aragón REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): 13.79 VACIO (BAR): Absoluto TEMPERATURA (C): 200

DESCRIPCION DEL RIESGO	PRESION MAXIMA	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Sobrepresión con aire comprimido (descargas cerradas).	13.79	142.46 kg/h AIRE equivalente a 1.94 SCMM	Presión máxima permisible aceptable.		
2. Sobrepresión con agua del sistema de agua corriente.	2.76	4055.39 kg/h AGUA	Presión máxima permisible aceptable.		
3. Sobrepresión desde los tanques.	Atmosférica		Presión máxima permisible aceptable.		
4. Sobrepresión por la bomba Aurora. (lado sucio y lado limpio)	10.35	1112 kg/h PRODUCTO	Presión máxima permisible aceptable.		
5. Expansión térmica.	Ver discusión	Flujo no calculable	Válvula de alivio de la bomba.	Ver peligro 4 de Bomba Aurora	40002
6. Vacío en los tanques.	Atmosférica		Vacío máximo permisible aceptable.		
7. Vacío en la bomba Aurora.	Absoluto		Vacío máximo permisible aceptable.		
8. Vacío por drenaje.	Absoluto		Vacío máximo permisible aceptable.		

COMPAÑIA: Universidad del Valle de GuatemalaFECHA: Junio de 1995EQUIPO: Tanque receptor de solución limpiaNUMERO: 13DIAGRAMA: LOU # 7 y 8 de 12

PLANTA: _____

ELABORADO POR: Fausto Aragón

REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): Atmosférica VACIO (BAR): Atmosférica TEMPERATURA (C): 150

DESCRIPCION DEL RIESGO	PRESION MAXIMA	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Sobrellenado por el sistema de agua corriente.	2.76	4055.39 kg/h AGUA	El riesgo es limitado si la tapa del tanque es suelta.	Tapa suelta	40003
2. Sobrepresión por el filtro. (líquido y aire comprimido).	13.79	142.46 kg/h AIRE o 1.94 SCMM	Similar a 1	Tapa suelta	40003
3. Sobrepresión por el tanque de suspensión.	Atmosférica		Presión máxima permisible aceptable.		
4. Vacío en el filtro.	Absoluto		Similar a 1	Tapa suelta	40003
5. Vacío en el tanque de almacenamiento.	Atmosférica		Vacío máximo permisible aceptable.		
6. Vacío por drenaje.	Absoluto		Similar a 1.	Tapa suelta	40003

COMPANÍA: Universidad del Valle de Guatemala FECHA: Junio de 1995EQUIPO: Tubería del sistema de filtro NUMERO: 14DIAGRAMA: LOU # 7 y 8 de 12 PLANTA: _____ELABORADO POR: Fausto Aragón REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): 10.35 VACIO (BAR): Absoluto TEMPERATURA (C): 200

DESCRIPCIÓN DEL RIESGO	PRESION MAXIMA	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Contraflujo de suspensión o filtrado al sistema de agua corriente.	10.35	1112 kg/h PRODU-CTO	Doble cheque en la entrada de agua.	Doble cheque o dispositivos contra contrapresión.	40004
2. Sobrepresurización por bomba operada con descarga cerrada.	10.35	1112 kg/h PRODU-CTO	Válvula de alivio de la bomba.	Ver peligro 4 de la Bomba Aurora	40002
3. Sobrepresión por aire comprimido	13.79	142.46 kg/h AIRE	Similar a 2	Similar a 2 y válvula de 3 vías.	40002 40005
4. Expansión térmica	Ver discusión	Flujo no calculable	Similar a 2	Similar a 2	40002

Otros datos necesarios:

Flujo máximo obtenido con la Bomba Aurora (36): 7 lb/s, equivalentes a 11.454 metros cúbicos por hora de agua.

iv) Estimación de costos:

Dispositivo o característica	Costo de equipo Q.	Costo de instalación Q.
1) Compra de válvula de alivio para el sistema : construcción en bronce, con resorte e interiores de acero inoxidable. Presión de operación: 150 psig. Orificio nominal "D". Entrada/salida: 0.75" MNPT/0.75" FNPT. Construcción ASME (Dispositivo 40002)	US\$ 100	
2) Compra de una válvula de 3 vías , construida en bronce. Presión: 150 psi. Diámetro nominal 0.5 " (Dispositivo 40005)	US\$ 30	
3) Compra de regulador de presión y manómetro para línea de aire comprimido	US\$ 160	
4) Compra de dos válvulas de cheque de bronce . Presión: 150 psi. Diámetro nominal 0.75" (Dispositivo 40004)	Q 200	
TOTAL	US\$ 290 + Q 200	

CASO 4: SOBREPRESION DEBIDO A UNA BOMBA (FILTRO DE CANDELA)

CALCULO PARA VALVULA DE ALIVIO EN SERVICIO CON LIQUIDO

Cálculo de la válvula de alivio necesaria para proteger a la tubería del filtro de la sobrepresión producida por la Bomba Aurora.

APARATO: FILTRO DE CANDELA TIPO: BOMBA
MATERIAL: AGUA

FLUJO MASICO: 1112.0000 kg/h
TEMPERATURA I: 25.0000 Celsius
GRAVEDAD ESPECIFICA 1.0000
FLUJO VOLUMETRICO: 0.0185 CMM
VISCOSIDAD 1.0000 Centipoises
CONSTANTE Kp: 0.6000
PRESION I: 1512.6375 kPa abs
PRESION F: 101.3250 kPa abs
% CONTRAPRESION: 7%

AGUA Y LIQUIDOS CON VISCOSIDAD CERCANA A 1 cP

DIVIDENDO: 0.0473
DELTA P^{0.5}: 3.7567
DIVISOR: 2.2540

AREA: 0.0210 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL A USAR: D

LIQUIDOS CON VISCOSIDAD MAYOR A 1 cP

TAMANO ORIFICIO: D Ingrese letra nominal inicial
AREA ORIFICIO: 0.1100 Pulgadas cuadradas
DIAMETRO ORIFICIO: 0.3742 Pulgadas

Nre VALVULA 41275.0307
FACTOR Ku: 1.0426

DIVIDENDO: 0.0473
DELTA P^{0.5}: 37.5674
DIVISOR: 2.3500

AREA: 0.0201 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL A USAR: D

Esta área se suma a la necesaria para aliviar la sobrepresión producida por aire comprimido.

Presión inicial	Presión final
Tubería 150 psig	Atmósfera 0 psig
165 psia	15 psia
1137321 Pa abs	101325 Pa abs
33% % sobrepresión	0% % sobrepresión
1512638 Pa abs	101325 Pa abs

CASO 4: SOBREPRESION DEBIDA A UNA BOMBA (FILTRO DE CANDELA)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE

Flujo máximo de aire comprimido al Filtro (retrolavado), flujo limitado por tubería

FLUIDO:	Aire Comprimido	PESO MOLECULAR:	29 KG/MOL
TUBERIA:	0.5"-ACGAL-AIRE-9	TEMPERATURA:	25 CELSIUS
EQUIPO:	Tubería del filtro	REL. Cp/Cv:	1.4

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR	
DIAMETRO (in)	1.049	0.622		
LONGITUD (m)	8	49		
Codo 90	4	5		
Codo 45		1		
Tee recto	2	2		
Tee rama	1	2		
VALVULAS:				
Globo	1	1		
Compuerta	2			
Bola		0		
Diafragma		0		
Cheque Disco				
Cheque bola	0			
OTROS:				
Reductores	1	0		
Entrada	3			
Salida	2	1		
FACTOR f:	0.023	0.027		
BETA:		0.59	0.00	
K=f(MAYOR)	20.15	822.92	0.00	
Kotros:	3.50	8.09	0.00	
K TOTAL:	854.66			
Presión inicial	1630161 Pa abs			
Presión final	1512638 Pa abs		Pf-Pi	-117523
Presión final= $150+15*1.33$				
Pf-Pi/Pi				0.0721
FLUJO ESTRANGULADO? (Si/No)		No		
Pf-Pi a utilizar en el cálculo				117523.2143
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Y:				0.9796
SP.G.:				1.0000
Flujo volumétrico (SCMM):				1.9399
Flujo másico (KG/H):				142.4632
Presión inicial		Presión final		
Compresor 200 psig		Tubería 150 psig		
215 psia		165 psia		
1481964 Pa abs		1137321 Pa abs		
10% % sobrepresión		33% % sobrepresión		
1630161 Pa abs		1512638 Pa abs		

CASO 4: SOBREPRESION DEBIDO A UNA BOMBA (FILTRO DE CANDELA)

CALCULO PARA VALVULA DE ALIVIO EN SERVICIO CON AIRE

APARATO: FILTRO DE CANDELA (TUBERIA Y TANQUES)
 MATERIAL: AIRE COMPRIMIDO

FLUJO VOLUMETRICO: 1.9399 SCMM
 TEMPERATURA I: 30.0000 Celsius
 CONSTANTE K: 0.9750
 CONSTANTE Kp: 1.0000
 PRESION I: 1512.6375 kPa abs
 PRESION F: 101.3250 kPa abs
 % CONTRAPRESION: 7%

$(1.8T+492)$ 546.0000
 $(1.8t+492)^{0.5}$ 23.3666

DIVIDENDO 0.2639

DIVISOR 14.7482

AREA: 0.0179 Pulgadas cuadradas

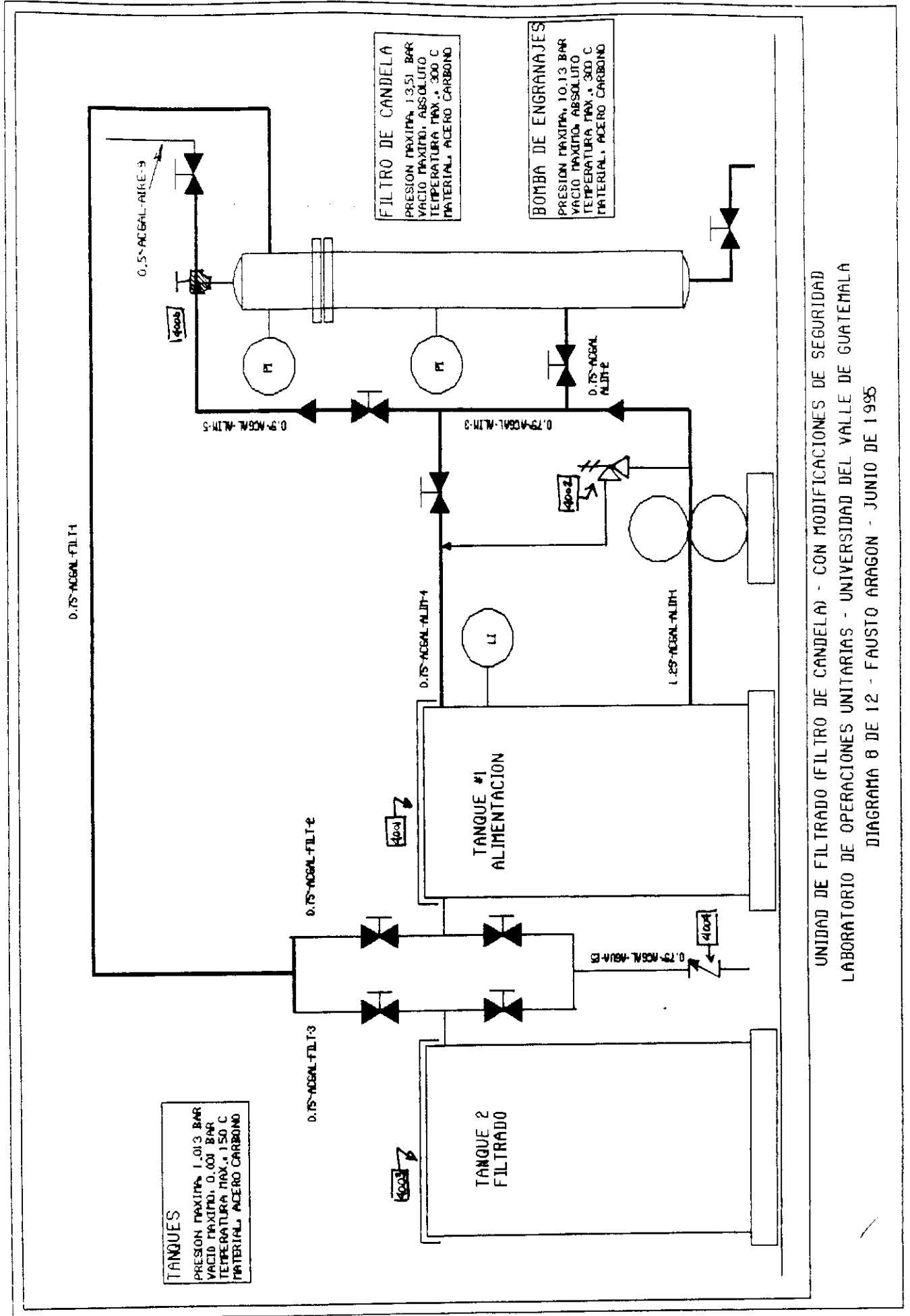
ORIFICIO NOMINAL A USAR: D

Area total (líquido y aire comprimido): 0.0389 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL A USAR: D

En este caso, una válvula de alivio de 0.75" diámetro nominal de entrada y orificio "D" bastará para aliviar la sobrepresión debida a aire comprimido y agua presurizada por la Bomba Aurora.

Presión inicial	Presión final
Tubería 150 psig	Atmósfera
165 psia	15 psia
1137321 Pa abs	101325 Pa abs
33% % sobrepresión	0% % sobrepresión
1512638 Pa abs	101325 Pa abs



UNIDAD DE FILTRADO (FILTRO DE CANDELA) - CON MODIFICACIONES DE SEGURIDAD
 LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS - UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
 DIAGRAMA 8 DE 12 - FAUSTO ARAGON - JUNIO DE 1995

Caso 5: SOBREPRESION DEBIDA A EXPANSION TERMICA: INTERCAMBIADORES DE CALOR.

i) Descripción de la operación

La unidad de Intercambiadores de Calor, se utiliza para realizar prácticas que ayuden al estudiante a comprender los mecanismos de transferencia de calor por medio de cálculos de coeficientes de transferencia de calor y la eficiencia del proceso. Se encuentra ubicada en la parte Norte del Laboratorio, entre la Unidad de Fermentación y la Caldera.

La práctica, consiste en calentar agua utilizando vapor como medio de calefacción. El vapor es generado en la Caldera y llega a la Unidad a 1.7 bar. El condensado, se recoge y se pesa para evaluar la cantidad de calor transferido. El agua, es del sistema de agua corriente del laboratorio y el flujo utilizado, es medido mediante un rotámetro colocado en la entrada del sistema de la tubería. La temperatura del agua, se mide a la entrada y la salida de cada unidad.

El equipo consiste de dos intercambiadores formados con tubería de cobre. Uno de los intercambiadores es de tubo concéntrico, con el agua circulando por el anulo y el vapor por el tubo interior. El otro es de concha y tubos, de un solo paso en la carcaza y los tubos. En este caso, el vapor está en la carcaza y el agua pasa por los tubos. Cada intercambiador cuenta con su respectiva trampa de vapor en la salida. Los equipos, se encuentran montados en una estructura especial. Los materiales utilizados en la práctica son:

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES USADOS:

Material	Gravedad Especifica	Punto de Flash C	Viscosidad cP	Peligro para la Salud (*)	Peligro de Incendio (*)	Peligro de Reacción (*)	Compatibilidad con el agua
Agua (liq)	1.000	NA	1.0	0	0	0	0
Vapor de agua (vap)	0.621	NA	NA	0	0	0	0

(*) Según clasificación NFPA (6): 4 mayor riesgo, 0 menor riesgo

Como se observa, en este caso no existen más riesgos que los de sobrepresión y el contacto con material a alta temperatura. Los códigos aplicables a este tipo de equipo son:

Código ASME, sección VII Recipientes a presión.

Código TEMA, intercambiadores de calor de concha y tubo.

Normas ANSI para tubería y anclajes (expansión térmica)

ii) Base de diseño:

a) Distribución: no existen requerimientos especiales para esta área, sin embargo la tubería y equipo deben disponerse de forma que faciliten su operación y mantenimiento.

b) Construcción: no existen requerimientos especiales para esta área.

c) Servicios: en este caso los servicios utilizados son vapor y agua corriente, y se deben seguir las siguientes recomendaciones:

- En ambos intercambiadores, existen válvulas de bloqueo en el lado del proceso (agua), por lo que podría quedar atrapada una cantidad de agua dentro del equipo, la que de ser calentada, provocará la ruptura del equipo por expansión térmica. Es necesario remover las válvulas o instalar una válvula de alivio de al menos 3/4" de diámetro nominal en el lado del agua. Se evaluará la ebullición de agua a la presión máxima del intercambiador, para determinar el flujo máximo y con ello el tamaño de la válvula de alivio.
- La presión del vapor se limita actualmente con una reguladora de presión. Se debe prestar especial atención al mantenimiento de esta válvula. Además, se debe instalar una válvula de alivio calibrada para 1.7 bar, la que evitará que entre vapor a mayor presión a las unidades. Esta válvula, se deberá colocar antes de la bifurcación de la tubería y debe ser calculada para todo el caudal de vapor que puede llevar la tubería.

- La entrada de agua debe estar protegida con un doble cheque para prevenir una contaminación con vapor en caso de ruptura de un tubo.

d) Equipo: el equipo es de escala de laboratorio.

- Cualquier cambio de fluido a calentar, debe ser verificado para que sea compatible con el material de los intercambiadores. Además, se deberá verificar que las válvulas de alivio que se instalarán para proteger las unidades, tengan la capacidad para el nuevo uso o deberán ser sustituidas.
- Las unidades, se utilizan con agua y vapor del sistema, y están expuestas a calentamiento y enfriamiento no constantes por lo que se encuentran expuestas a corrosión. Deben inspeccionarse y contratar un sistema de tratamiento adecuado, para evitar la corrosión.

iii) Estudio de sobrepresión: a continuación se encuentran los formatos de riesgos para cada equipo instalado en esta unidad.

COMPAÑIA: Universidad del Valle de GuatemalaFECHA: Junio de 1995EQUIPO: Intercambiador de calor concéntricoNUMERO: 15DIAGRAMA: LOU# 9 y 10 de 12

PLANTA: _____

ELABORADO POR: Fausto Aragón

REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): 1.72 VACIO (BAR): Absoluto TEMPERATURA (C): 200

DESCRIPCIÓN DEL RIESGO	PRESION MAXIMA	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Sobrepresurización del lado de los tubos con vapor.	10.35	Flujo limitado por orificio de 4.32 mm: 141.69 kg/h VAPOR	Válvula de alivio en la línea de vapor (una para los dos intercambiadores).	Válvula de alivio según especificación, entrada de 1" nominal, orificio E. Presión de apertura: 1.72 bar. Orificio limitante de 4.32 mm de diám.	50001 50002
2. Sobrepresurización de la concha con agua del sistema.	2.76	Flujo limitado por tubería: 1605.14 kg/h AGUA	Válvula de alivio en el lado del agua, dimensionada para flujo mayor	Válvula de alivio según especificación, entrada de 1" nominal, orificio E. Presión de apertura: 1.72 bar.	50003
3. Ebullición de agua en la concha.	Ver discusión	Flujo limitado por vapor que llega al intercambiador 143.70 kg/h VAPOR	Válvula de alivio en el lado del agua	Tamaño gobernado por flujo de vapor.	
4. Fuga de vapor del tubo a la concha.	10.35	141.69 kg/h VAPOR	Similar a 3	Válvula de alivio	50003
5. Expansión térmica del agua en la concha (válvulas cerradas).	Ver discusión	Flujo no calculable	Similar a 3.	Válvula de alivio	50003
6. Sobrepresión por el Intercambiador de Concha y Tubos.			Presión máxima permisible aceptable.		
7. Vacío por condensación de vapor en el tubo.	Absoluto		Vacío máximo permisible aceptable		
8. Vacío por drenaje del agua en la concha.	Absoluto		Similar a 7		

COMPANÍA: Universidad del Valle de Guatemala FECHA: Junio de 1995
 EQUIPO: Intercambiador de calor de concha y tubos NUMERO: 16
 DIAGRAMA: LOU # 9 y 10 de 12 PLANTA: _____
 ELABORADO POR: Fausto Aragón REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): 1.72 VACIO (BAR): Absoluto TEMPERATURA (C): 200

DESCRIPCION DEL RIESGO	PRESION MAXIMA	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Sobrepresurización de los tubos con agua.	2.76	Flujo limitado por tubería: 1605.14 kg/h AGUA	Válvula de alivio en el lado del agua, dimensionada para flujo mayor	Válvula de alivio según especificación, entrada de 1" nominal, orificio E. Presión de apertura: 1.72 bar. Tamaño gobernado por flujo de vapor.	50004
2. Sobrepresurización de la concha con vapor.	10.35	Flujo limitado por orificio de 4.32 mm: 141.69 kg/h VAPOR	Válvula de alivio en la línea de vapor (una para los dos intercambiadores).	Mismo dispositivo especificado en el Intercambiador Concéntrico, peligro 1.	50001 50002
3. Ebullición del agua en los tubos.	Ver discusión	Flujo limitado por vapor que llega al intercambiador 143.70 kg/h VAPOR	Válvula de alivio en el lado del agua Similar a 3	Igual a 1	50004
4. Fuga de vapor de la concha a los tubos.	10.35	141.69 kg/h VAPOR	Similar a 3	Igual a 1	50004
5. Expansión térmica del agua dentro de los tubos (válvulas cerradas).	Ver discusión	Flujo no calculable	Similar a 3	Igual a 1	50004
6. sobrepresión por el Intercambiador concéntrico.			Presión máxima permisible aceptable. Vacío máximo permisible aceptable.		
7. Vacío en los tubos por drenaje.	Absoluto		Vacío máximo permisible aceptable.		
8. Vacío en la concha por condensación.	Absoluto		Vacío máximo permisible aceptable.		

COMPANÍA: Universidad del Valle de Guatemala FECHA: Junio de 1995
 EQUIPO: Sistema de tuberías NUMERO: 17
 DIAGRAMA: LOU# 9 y 10 de 12 PLANTA: _____
 ELABORADO POR: Fausto Aragón REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

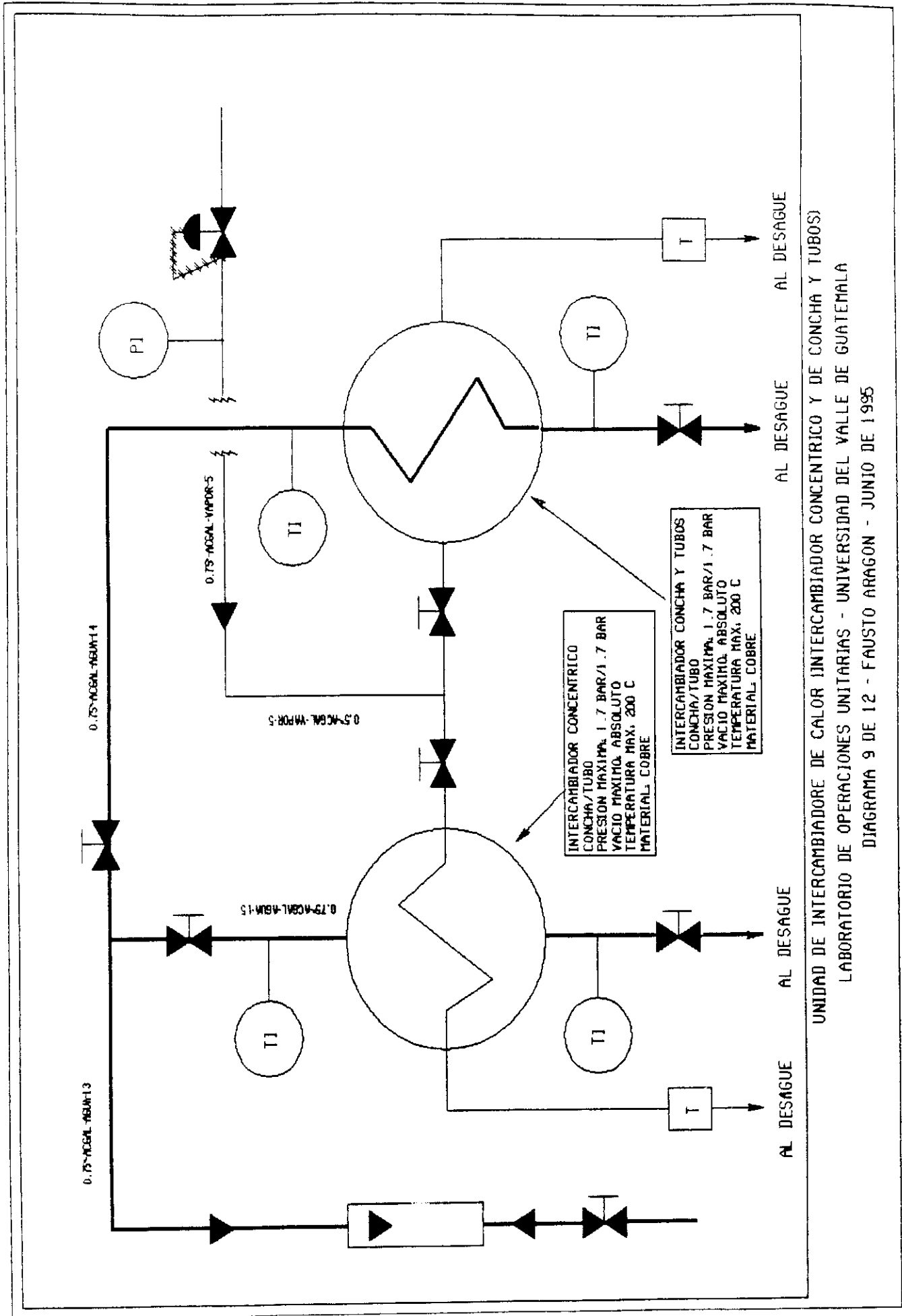
PRESION (BAR): 10.35 VACIO (BAR): Absoluto TEMPERATURA (C): 200

DESCRIPCION DEL RIESGO	PRESION MAXIMA	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Contraflujo de vapor de los Intercambiadores hacia la tubería de agua.	10.35	Flujo limitado por orificio de 4.32 mm: 141.69 kg/h VAPOR	Doble cheque en la entrada de agua corriente.	Doble válvula de cheque o dispositivo contra contrapresión	50005

iv) Estimación de costos:

En este caso se calculo primero cuanto sería el flujo máximo que llegaría a los Intercambiadores de calor con la tubería limitando el flujo. El resultado fue de 587.64 kg/h, lo que llevaba a utilizar válvulas de orificio "H", diámetro nominal 2" para la línea de vapor y para cada intercambiador del lado del agua (el flujo de vapor por ebullición es virtualmente el mismo que el que entra al lado del vapor). Se evaluó colocar un orificio limitante de flujo, con lo que se redujo el requerimiento de seguridad a las mismas válvulas pero de orificio "E" (tres tamaños menos) y diámetro nominal 1", las mismas que cuestan aproximadamente la mitad (US\$280 contra US\$ 120 cada una).

Dispositivo o característica	Costo de equipo Q.	Costo de instalación Q.
1) Compra de 3 válvulas de alivio para el sistema: construcción en bronce, con resorte e interiores de acero inoxidable. Presión de operación: 25 psig. Orificio nominal "E". Entrada/salida: 1" MNPT/1" FNPT. Construcción ASME Y. (Dispositivos 5D0D1, 50003 y 50004)	US\$ 360	
2) Compra de dos válvulas de cheque de bronce. Presión: 150 psi. Diámetro nominal 0.75" (Dispositivo 50D06)	Q 200	
3) Compra de tubería y accesorios en acero carbono ANSI 150. Diámetro nominal 1"	Q 700	
4) Manufactura de orificio limitante para vapor en acero carbono. diámetro 0.175 pulgadas, con extremos roscados para tubería de 0.75" nominal (Dispositivo 50D02)	Q 100	
TOTAL:	US\$ 360 + Q 1000	



UNIDAD DE INTERCAMBIADORE DE CALOR INTERCAMBIADOR CONCENTRICO Y DE CONCHA Y TUBOS)
 LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS - UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

DIAGRAMA 9 DE 12 - FAUSTO ARAGON - JUNIO DE 1985

COMPAÑIA: Universidad del Valle de Guatemala FECHA: Junio de 1995
 EQUIPO: Sistema de tuberías NUMERO: 17
 DIAGRAMA: LOU# 9 y 10 de 12 PLANTA: _____
 ELABORADO POR: Fausto Aragón REVISADO: _____

MAXIMOS PERMISIBLES POR EL EQUIPO:

PRESION (BAR): 10.35 VACIO (BAR): Absoluto TEMPERATURA (C): 200

DESCRIPCION DEL RIESGO	PRESION MAXIMA	FLUJO CALCULADO	MEDIDA A TOMAR	DISPOSITIVO DE ALIVIO	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Contraflujo de vapor de los Intercambiadores hacia la tubería de agua.	10.35	Flujo limitado por orificio de 4.32 mm: 141.69 kg/h VAPOR	Doble cheque en la entrada de agua corriente.	Doble válvula de cheque o dispositivo contra contrapresión	50005

iv) Estimación de costos:

En este caso se calculo primero cuanto sería el flujo máximo que llegaría a los Intercambiadores de calor con la tubería limitando el flujo. El resultado fue de 587.64 kg/h, lo que llevaba a utilizar válvulas de orificio "H", diámetro nominal 2" para la línea de vapor y para cada intercambiador del lado del agua (el flujo de vapor por ebullición es virtualmente el mismo que el que entra al lado del vapor). Se evaluó colocar un orificio limitante de flujo, con lo que se redujo el requerimiento de seguridad a las mismas válvulas pero de orificio "E" (tres tamaños menos) y diámetro nominal 1", las mismas que cuestan aproximadamente la mitad (US\$280 contra US\$ 120 cada una).

Dispositivo o característica	Costo de equipo Q.	Costo de instalación Q.
1) Compra de 3 válvulas de alivio para el sistema: construcción en bronce, con resorte e interiores de acero inoxidable. Presión de operación: 25 psig. Orificio nominal "E". Entrada/salida: 1" MNPT/1" FNPT. Construcción ASME Y. (Dispositivos 50001, 50003 y 50004)	US\$ 360	
2) Compra de dos válvulas de cheque de bronce. Presión: 150 psi. Diámetro nominal 0.75" (Dispositivo 50006)	Q 200	
3) Compra de tubería y accesorios en acero carbono ANSI 150. Diámetro nominal 1"	Q 700	
4) Manufactura de orificio limitante para vapor en acero carbono. diámetro 0.175 pulgadas, con extremos roscados para tubería de 0.75" nominal (Dispositivo 50002)	Q 100	
TOTAL:	US\$ 360 + Q 1000	

CASO 5: SOBREPRESION DEBIDA A SERVICIOS (INTERCAMBIADORES DE CALOR)

FLUJO DE FLUIDO INCOMPRESIBLE

Flujo máximo de agua del sistema a los Intercambiadores, limitado por tubería

FLUIDO:	Agua	DENSIDAD:	998.20	KG/M ³
TUBERIA:	0.75" ACGAL_AGUA-13	VISCOSIDAD:	1.10	cP
EQUIPO:	Intercambiador	TEMPERATURA:	25	C

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR	
DIAMETRO (in)	0.824	0.622	0	
LONGITUD (m)	43	1	0	
C. FRICCION (mm)	0.0457	0.0457	0	
Codo 90	7	1	0	
Codo 45				
Tee recto	5			
Tee rama	4	0		
VALVULAS:				
Globo	3		0	
Compuerta		0		
Bola			0	
Diafragma		0		
Cheque disco	2			
Cheque bola				
OTROS:				
Reductores	1	1	0	
Entrada	1			
Salida	1		0	
f asumida:	0.030	0.030	0.000	
BETA:		0.75	0.00	
K=f(MAYOR)	112.82	8.62	0.00	
Kotros:	1.50	0.66	0.00	
K TOTAL:	123.61			
Altura inicial:	0.00	METROS	Dif. Altura	-1.00 m
Altura final:	1.00	METROS		
Presión inicial:	417018	Pa	Dif. Presión	113732 Pa
Presión final:	303286	Pa	Equivale a:	11.63 m

PERDIDA DE PRESION POR FRICCION h_f:

10.6262 METROS

CAUDAL Q:

26.8049 L/MIN

FLUJO MASICO W:

1605.1444 KG/H

	NRe	f calculada	error
NRe (TRAMO MAYOR):	24662	0.02976	-0.9%
NRe (TRAMO MEDIO):	32671	0.03011	-0.4%
NRe (TRAMO MENOR):	0	0	#¡DIV/0!

Presión inicial
Sistema de agua 40 psig

Presión final
Intercambiador 25 psig

55 psia
379107 Pa abs
10% % sobrepresión
417018 Pa abs

40 psia
275714 Pa abs
10% % sobrepresión
303286 Pa abs

CASO 5: SOBREPRESION DEBIDO A SERVICIOS (INTERCAMBIADORES DE CALOR)

CALCULO PARA VALVULA DE ALIVIO EN SERVICIO CON LIQUIDO

Cálculo de la válvula de alivio necesaria para proteger a los intercambiadores de la sobrepresión debida a el sistema de suministro de agua. Como la válvula necesaria para aliviar la sobrepresión por vapor es mayor se usará esa, dado que los peligros son excluyentes.

APARATO: INTERCAMBIADORES TIPO: NORMAL
MATERIAL: AGUA

FLUJO MASICO: 1605.1444 kg/h
TEMPERATURA I: 25.0000 Celsius
GRAVEDAD ESPECIFICA: 1.0000
FLUJO VOLUMETRICO: 0.0268 CMM
VISCOSIDAD: 1.0000 Centipoises
CONSTANTE Kp: 0.6000
PRESION I: 303.2857 kPa abs
PRESION F: 101.3250 kPa abs
% CONTRAPRESION: 33%

AGUA Y LIQUIDOS CON VISCOSIDAD CERCANA A 1 cP

DIVIDENDO: 0.0682
DELTA^{0.5}: 1.4211
DIVISOR: 0.8527

AREA: 0.0800 Pulgadas cuadradas
ORIFICIO NOMINAL A USAR: D

LIQUIDOS CON VISCOSIDAD MAYOR A 1 cP

TAMANO ORIFICIO: D Ingrese letra nominal inicial
AREA ORIFICIO: 0.1100 Pulgadas cuadradas
DIAMETRO ORIFICIO: 0.3742 Pulgadas

Nre VALVULA: 59579.4806
FACTOR Ku: 1.0432

DIVIDENDO: 0.0682
DELTA^{0.5}: 14.2113
DIVISOR: 0.8896

AREA: 0.0767 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL A USAR: D

Presión inicial Presión final
Intercambiador 25 psig Atmósfera 0 psig

40 psia	15 psia
275714 Pa abs	101325 Pa abs
10% % sobrepre	0% % sobrepresión
303286 Pa abs	101325 Pa abs

CASO 5: SOBREPRESION DEBIDA A SERVICIOS (INTERCAMBIADORES DE CALOR)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE

Flujo máximo de vapor a los Intercambiadores, flujo limitado por tubería

FLUIDO:	Vapor	PESO MOLECULAR:	18.02	KG/MOL
TUBERIA:	!-ACGAL-VAPOR-5	TEMPERATURA:	166	CELSIUS
EQUIPO:	Intercamb. de calor	REL. Cp/Cv:	1.3	

CARACTERISTICAS DE LA TUBERIA

	TRAMO MAYOR	TRAMO MEDIO	TRAMO MENOR	
DIAMETRO (in)	2.064	1.049	0.824	
LONGITUD (m)	5.5	13.5	3	
Codo 90	1	2	3	
Codo 45		1		
Tee recto	0	2	1	
Tee rama	0	2	1	
VALVULAS:				
Globo	2	0	2	
Compuerta	0		0	
Bola			0	
Diafragma		0		
Cheque Disco				
Cheque bola	0			
OTROS:				
Reductores	1	1	1	
Entrada	1			
Salida	0	0	1	
FACTOR f:	0.019	0.023	0.025	
BETA:		0.51	0.40	
K=f(MAYOR)	15.48	256.01	977.61	
Kotros:	0.50	5.56	55.91	
K TOTAL:	1311.08			
Presión inicial	1248779	Pa abs		
Presión final	273646	Pa abs	Pf-Pi	-975133
Pf-Pi/Pi real				0.7809
FLUJO ESTRANGULADO? (Si/No)		No		
Pf-Pi a utilizar en el cálculo				975132.5000
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Y:				0.7894
SP.G.:				0.6214
Flujo volumétrico (SCMM):				12.8773
Flujo másico (KG/H):				587.6433
Presión inicial		Presión final		
Caldera 150 psig		Intercambiador 25 psig		
165 psia		40 psia		
1135254 Pa abs		273646 Pa abs		
10% % sobrepresión		0% % sobrepresión		
1248779 Pa abs		273646 Pa abs		

CASO 5: SOBREPRESION DEBIDO A SERVICIOS (INTERCAMBIADORES DE CALOR)

CALCULO PARA VALVULA DE ALIVIO EN SERVICIO CON VAPOR

Opción 1: Cálculo para la válvula de alivio que limitará la presión de entrada de vapor a los Intercambiadores de Calor a la máxima permitida. Flujo máximo limitado por la tubería.

APARATO: INTERCAMBIADORES DE CALOR (EBULLICION)
MATERIAL: VAPOR

FLUJO MASICO: 587.6433 kg/h
TEMPERATURA I: 116.0000 Celsius
CONSTANTE K: 0.9750
CONSTANTE Kp: 1.0000
PRESION I: 303.2857 kPa abs 208.054
PRESION F: 101.3250 kPa abs
% CONTRAPRESION: 0.3341
CONSTANTE Ksh 1.0000
TEMPERATURA SATUR: 126.1111 CELSIUS

DIVIDENDO: 1.7806
DIVISOR: 2.9570
AREA: 0.6021 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL A USAR: H

Será necesario instalar una Válvula de Alivio con diámetro nominal de entrada 2 pulgadas, orificio nominal "H", ajustada para abrirse a 2.75 bar Se instalará una sola válvula en la tubería de alimentación, despues de la reguladora. Las válvulas individuales de cada intercambiador tienen la misma especificación.

Presión inicial	Presión final
Intercambiador 25 psig	Atmósfera 0 psig
40 psia	15 psia
275714 Pa abs	101325 Pa abs
10% % sobrepresión	0% % sobrepresión
303286 Pa abs	101325 Pa abs

CASO 5: SOBREPRESION POR SERVICIOS (INTERCAMBIADORES DE CALOR)

FLUJO DE FLUIDO COMPRESIBLE A TRAVES DE UN ORIFICIO

Opción 2: Cálculo de un orificio que limita el flujo de vapor a la tubería de alimentación de vapor de los Intercambiadores, reduciendo así el tamaño de las válvulas de alivio (comparado con el tamaño de las necesarias si el flujo lo limita la tubería). La presión inicial la limitan la válvula de alivio de la caldera y la presión final es aquella donde la velocidad alcanza la velocidad del sonido.

FLUIDO:	Vapor	PESO MOLECULA	18.02	KG/MOL
ORIFICIO o VALVULA	Orificio	TEMPERATURA:	166	CELSIUS
EQUIPO:	Intercambiadores	REL. Cp/Cv:	1.3	
Diámetro interno tubería (D2)		0.8240	pulg	
Diámetro orificio (D1)		0.1700	pulg	
Rel. D1/D2		0.2063		
Presión inicial		1,248.7789	kPa abs	
Presión final		661.8528	kPa abs	
deltaP/Presión inicial				
deltaP*Presión inicial				
Y a utilizar		0.9988		
Constante de orificio		1.0000		
Gravedad específica		0.6214		
Volumen específico		0.1622	m3/kg	
Flujo volumétrico		4.8355	SCMM	
Flujo másico		141.6939	kg/h	

Se debe instalar un orificio de diámetro interno 4.318 mm (0.17 pulgadas) el cual puede fabricarse perforando una pieza de acero de longitud 75 mm, la que debe machuelarse en los extremos con una rosca equivalente a la de un tubo de Cédula 40, 0.75 pulgadas diámetro nominal. La pieza se puede instalar en la tubería usando una unión universal adecuada.

Presión inicial	Presión final
Caldera 150 psig	Presión a la que se obtiene vel. sónica
165 psia	87 psia
1135254 Pa abs	601684 Pa abs
10% % sobrepresión	10% % sobrepresión
1248779 Pa abs	661853 Pa abs

CASO 5: SOBREPRESION DEBIDO A SERVICIOS (INTERCAMBIADORES DE CALOR)

CALCULO PARA VALVULA DE ALIVIO EN SERVICIO CON VAPOR

Opción 2: Cálculo para la válvula de alivio que limitará la presión de entrada de vapor a los Intercambiadores de Calor a la máxima permitida. Flujo máximo limitado por un orificio de 4.318 mm de diámetro.

APARATO: BANCO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR
MATERIAL: VAPOR

FLUJO MASICO: 141.6939 kg/h
TEMPERATURA I: 116.0000 Celsius
CONSTANTE K: 0.9750
CONSTANTE Kp: 1.0000
PRESION I: 303.2857 kPa abs
PRESION F: 101.3250 kPa abs
% CONTRAPRESION: 0.3341
CONSTANTE Ksh 1.0000
TEMPERATURA SATUR: 126.1111 CELSIUS

DIVIDENDO: 0.4293

DIVISOR: 2.9570

AREA: 0.1452 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL A USAR: E

Será necesario instalar una Válvula de Alivio con diámetro nominal de entrada 1 pulgada, orificio nominal "E", ajustada para abrirse a 2.75 bar Se instalará una sola válvula en la tubería de alimentación, despues de la reguladora.

Presión inicial
Intercambiador 25 psig

Presión final
Atmósfera 0 psig

40 psia
275714 Pa abs
10% % sobrepresión
303286 Pa abs

15 psia
101325 Pa abs
0% % sobrepresión
101325 Pa abs

CASO 5: SOBREPRESION DEBIDO A SERVICIOS (INTERCAMBIADORES DE CALOR)

CALCULO PARA VALVULA DE ALIVIO EN SERVICIO CON VAPOR

Opción 2: Cálculo para las válvulas de alivio que protegerán a cada Intercambiador de Calor de la sobrepresión por ebullición del lado del agua y de el peligro de expansión térmica. El área es suficiente para aliviar la sobrepresión por el sistema de agua.

APARATO: BANCO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR
MATERIAL: VAPOR

FLUJO MASICO: 143.6990 kg/h
TEMPERATURA I: 126.0000 Celsius
CONSTANTE K: 0.9750
CONSTANTE Kp: 1.0000
PRESION I: 303.2857 kPa abs
PRESION F: 101.3250 kPa abs
% CONTRAPRESION: 0.3341
CONSTANTE Ksh 1.0000
TEMPERATURA SATUR: 126.1111 CELSIUS

DIVIDENDO: 0.4354

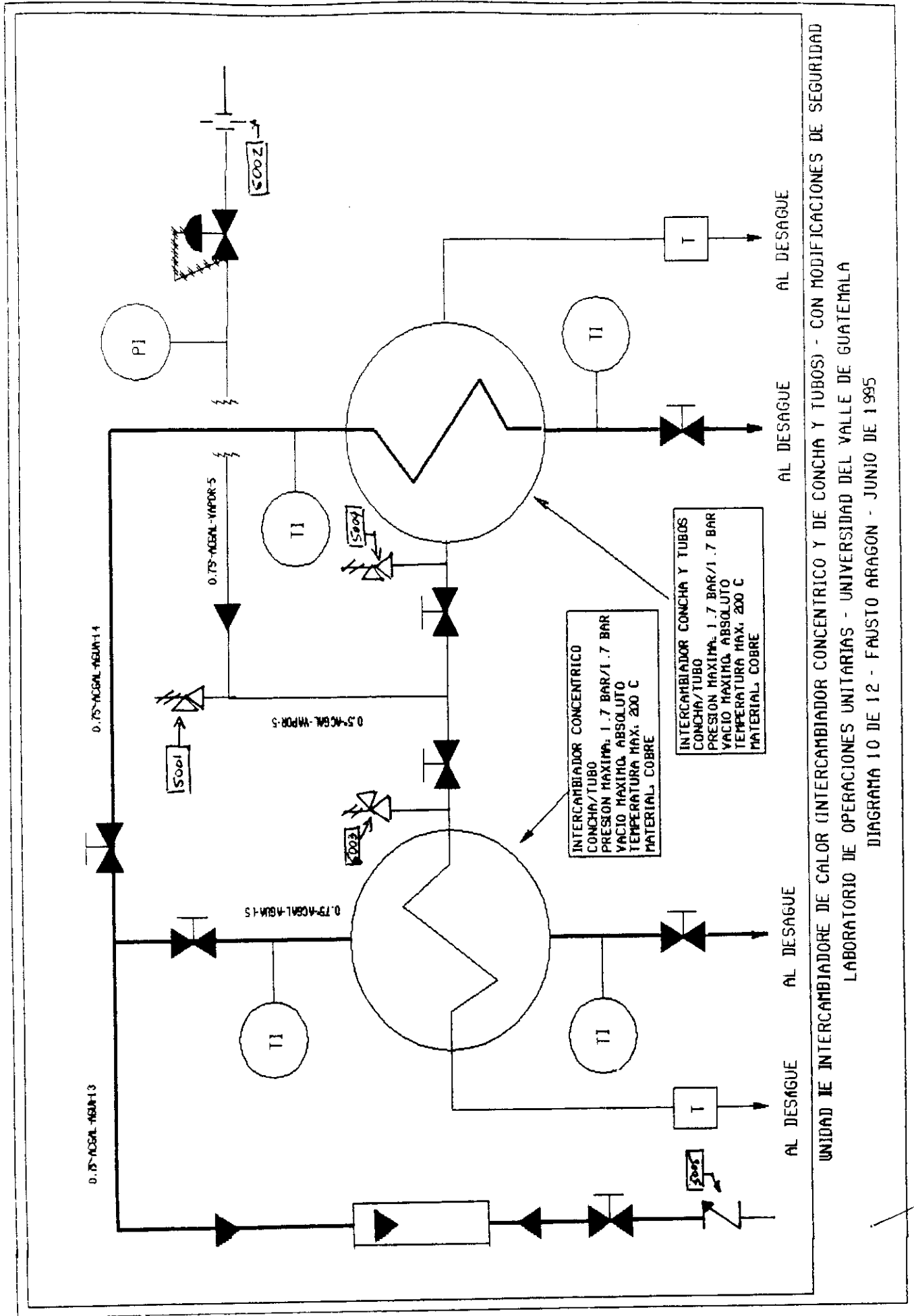
DIVISOR: 2.9570

AREA: 0.1472 Pulgadas cuadradas

ORIFICIO NOMINAL A USAR: E

Será necesario instalar una Válvula de Alivio con diámetro nominal de entrada 1 pulgada, orificio nominal "E", ajustada para abrirse a 2.75 bar. Se instalará una en cada Intercambiador y se hará de forma que no quede ninguna válvula entre el Intercambiador y el Dispositivo de Alivio.

Presión inicial	Presión final
Intercambiador 25 psig	Atmósfera 0 psig
40 psia	15 psia
275714 Pa abs	101325 Pa abs
10% % sobrepresión	0% % sobrepresión
303286 Pa abs	101325 Pa abs



UNIDAD DE INTERCAMBIADORES DE CALOR (INTERCAMBIADOR CONCENTRICO Y DE CONCHA Y TUBOS) - CON MODIFICACIONES DE SEGURIDAD
 LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS - UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
 DIAGRAMA 10 DE 12 - FAUSTO ARAGON - JUNIO DE 1995

6) EXPLOSION EN SISTEMAS DE COMBUSTION: SECADOR ROTATORIO

i) Descripción de la operación:

El secador rotatorio del Laboratorio se utiliza en prácticas de secado de sólidos no orgánicos con gases de combustión obtenidos quemando LPG en un mechero Bunsen y aire movido por un ventilador de inducción. La unidad y la práctica fueron diseñadas en las tesis de Ricardo Barillas (41) y Roberto Solórzano (42). Se encuentra entre el portón Este del Laboratorio y la unidad de Evaporación.

Las prácticas hasta el momento consisten en secar sólidos no orgánicos (aunque se tiene conocimiento de una práctica en que se intentó secar harina pero el sistema de alimentación no pudo transportarla) alimentándolos por medio del embudo y el alimentador de tornillo hacia el interior de la carcasa rotatoria, donde las paletas soldadas al interior del mismo hacen que el sólido forme una cortina y se ponga en contacto con el gas caliente. Los gases calientes los proporciona un quemador formado por un mechero Bunsen (alimentado con LPG) y cuyo aire de combustión lo provee un ventilador de tiro inducido colocado después de la chimenea del secador. Al terminar de recorrer la carcasa del secador, el sólido es descargado por medio de una compuerta hacia bandejas colocadas en el suelo. Los gases se evacuan por la chimenea hacia un ciclón y por último al ambiente. Las propiedades de los materiales usados son:

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES USADOS:

Material	Gravedad Específica	Punto de Flash C	Viscosidad cP	Peligro para la Salud (*)	Peligro de Incendio (*)	Peligro de Reacción (*)	Compatibilidad con el agua
Sólidos no orgánicos	Varias	NA	NA	0	0	0	0
LPG	0.690	NA	NA	2	4	1	NA

(*) Según clasificación NFPA (6): 4 mayor riesgo, 0 menor riesgo

Como se observa, el mayor riesgo en esta unidad es la flamabilidad del LPG, pero en el caso en que se desee secar sólidos orgánicos se deberá tomar en cuenta su coeficiente Kst (35). Las regulaciones para sistemas de combustión son muy estrictas en otros países mientras en Guatemala aunque el equipo se trae con dispositivos de seguridad, no existe el conocimiento sobre los mismos. Por ejemplo, en los Estados Unidos se utiliza la norma NFPA 25 (43) en la cual me basaré para escribir la base de diseño.

ii) Base de diseño:

a) Distribución: en este caso se tomarán en cuenta las siguientes guías para la ubicación del equipo:

- El área en que se encuentra el equipo es adecuada ya que el portón abierto permite la circulación de aire, previniendo así la acumulación de gases inflamables. Debe asegurarse que el portón permanezca abierto durante la práctica.

b) Construcción: no existen normas específicas que apliquen a esta unidad. Sin embargo debe tenerse cuidado de no incluir materiales combustibles (madera, tela, planchas de cartón corrugado) en lugares que guarden equipo de combustión.

c) Servicios: los servicios que utiliza esta área son: electricidad y gas propano. Deberán cumplirse las siguientes normas:

- Las instalaciones eléctricas están exentas por el código NEC (7) de ser hechas con equipo a prueba de explosión, ya que existe una llama controlada que quema permanentemente los vapores inflamables. Sin embargo, las conexiones eléctricas actuales deberán rehacerse, utilizando cajas de empalme y tubería tipo conduit rígida.
- Los motores eléctricos utilizados deberán contar con botoneras, arrancadores y protectores térmicos, instalados en cajas de empalme cerradas. Este equipo es necesario para prevenir sobrecargas en los motores. La caja principal deberá ser provista de palanca de corte general con opción para colocar candado. Estos se utilizarán al hacer mantenimiento a los motores y el equipo como seguridad para el trabajador.
- Todos los ejes, fajas y cadenas de transmisión deberán ser cubiertos con protectores metálicos (sólidos o perforados) para evitar lastimaduras de los estudiantes.
- La tubería actual de gas propano está dentro del laboratorio, al nivel del suelo y sin soportes fijos. Esta tubería deberá relocalizarse en el exterior del edificio, colocarse a una altura no inferior a dos metros, y fijarse por medio de soportes situados a una distancia no mayor de tres metros uno de otro. La entrada de

gas al quemador debe hacerse a esa altura , pasando la pared, y bajando la tubería directamente sobre el quemador.

- La conexión entre la tubería y el quemador deberá hacerse con manguera flexible, aprobada para uso con gas propano para permitir el libre movimiento del equipo.
- Todas las válvulas que se utilicen en la tubería de gas deben ser aprobadas para uso con gases a 150 psig (buscar la inscripción WOG (working on gas) en la válvula).

d) Equipo: en este caso el equipo no presenta otras fuentes de sobrepresión que no sean las que puede provocar la ignición de LPG acumulado dentro del equipo. Existen algunas recomendaciones para la operación segura del equipo dadas en la tesis de Solórzano (42). Las recomendaciones de este trabajo serán adiciones a las explicadas por Solórzano (42).

- El equipo debe contar con un sistema de válvulas dobles de bloqueo y respiración despues de la válvula de cierre del quemador. Este sistema consiste en un arreglo de tres válvulas en una Te, dos en la línea y una en la derivación, con esta última conectada a una tubería de respiradero hacia el exterior. El objetivo de esta tubería es desviar cualquier fuga de gas hacia el exterior en lugar que se acumule dentro del equipo. La forma de instalación se muestra en el diagrama 12. La operación se describe en el procedimiento. Estas válvulas deberán ser operadas por los alumnos.
- El ventilador deberá encenderse antes de encender el quemador para diluir la concentración de gas LPG u otros productos de combustión inflamables. Esto se llama período de purga, y el tiempo de duración deberá calcularse para asegurar

un mínimo de 4 cambios de volumen de aire, tomando como base el volumen del cilindro (43).

- La válvula de cierre de la tubería deberá colocarse en un lugar visible, señalado y accesible para servir como válvula de cierre de seguridad del sistema. En caso de cualquier incidente, se cerrará primero esta llave, para después seguir con el procedimiento de despejar la tubería del quemador de restos de LPG usando las válvulas dobles de bloqueo y respiración.
- Deberá instalarse un manómetro cerca de la válvula de cierre, el cual indicará si la presión es muy baja o muy alta. Deberán determinarse estos límites, y en caso de excederse los mismos, deberá seguirse el paso para cerrar y despejar el quemador.
- Deberá vigilarse continuamente la llama para asegurar que se mantenga encendida (en un sistema automático esto se llama control continuo de llama). El quemador se sacará del equipo para encenderse y no deberá intentarse encender el quemador por más de 30 segundos consecutivos. Si después de estos 30 segundos no se ha logrado encender el quemador, deberá seguirse el procedimiento de cerrar y despejar el quemador y esperar por lo menos dos minutos antes de volver a intentarlo (en sistemas automáticos esto se llama tiempo de prueba de encendido). En caso se apague la llama durante la operación, deberá seguirse el procedimiento de cerrar y despejar el quemador, y no volver a introducir el quemador encendido hasta después de haber repetido el período de purga del cilindro.
- Todos estos pasos formarán parte de un procedimiento de operación, con el fin de facilitar su comprensión por los alumnos y disminuir la inversión.

iii) En la siguiente página se encontrará el Estudio de Peligro de Explosión:

COMPañIA: Universidad del Valle de Guatemala FECHA: junio de 1995

EQUIPO: Quemador del secador rotatorio NUMERO: 18

DIAGRAMA: LOC# 11 y 12 de 12

PLANTA: _____

HECHO POR: Fausto Aragón

REVISADO: _____

DESCRIPCIÓN DEL RIESGO	MEDIDA DE SEGURIDAD	RANGO DE CONTROL	FORMA DE OPERACIÓN	NUMERO DE DISPOSITIVO
1. Explosión de LPG acumulado en el cilindro antes del arranque.	Purga al inicio y al final de la operación durante un tiempo suficiente para proveer 4 cambios de aire equivalentes al volumen del cilindro.	Tiempo de purga: 2.2 minutos Postpurga: 2 minutos	Al proveer este tiempo de purga antes del arranque se limpia el cilindro de residuos de LPG acumulados.	
2. Flujo insuficiente de aire inducido por el ventilador, que provoca purga inadecuada y/o combustión incompleta.	Control del flujo de aire a través del cilindro por presión diferencial. En caso se reduzca esta, usar el procedimiento de paro de emergencia.	Presión diferencial: max: min:	Asegura que el flujo de aire es suficiente para proveer tanto a la purga como a la operación.	60001
3 Acumulación de gases en el cilindro por fugas en las válvulas durante un paro.	Sistema de válvulas dobles de bloqueo y respiración (VDBYR).	Usar procedimiento en cada paro.	Desvía hacia el exterior cualquier fuga de gas.	60002 60003
4 Acumulación de gases al tener abierto el suministro de LPG para encender el quemador.	Sistema VDBYR y tiempo limitado de prueba de encendido.	Tiempo max encendido: 30 seg.	Limita la cantidad de LPG libre alrededor del quemador mientras se enciende.	
5 Extinción de la llama, provocando que el interior del cilindro se llene con LPG.	Sistema VDBYR y control periódico de estabilidad de la llama.	Chequeo de presencia de llama :ca-da 5 minutos P. min:	Evita la acumulación de LPG en el cilindro si la llama se apaga.	60004
6 Extinción de la llama por baja presión del LPG.	Sistema VDBYR y control constante de la presión.	0.129 bar	Una baja presión de LPG produce una mezcla pobre y una presión alta enriquecería la misma provocando la extinción de la llama.	60005
7 Extinción de la llama por alta presión del LPG.	Sistema VDBYR y control constante de la presión.	P. max: 0.215 bar		
8 Flujo bajo de aire inducido por el ventilador, provocando acumulación de gas caliente en el quemador	Sistema VDBYR y control constante de la caída de presión del aire. Control de temperatura en la chimenea	P. diferencial descrita antes T max: 50 C	Controlar que el flujo de aire sea suficiente para prevenir la extinción de la llama y para evitar puntos calientes dentro del sistema.	60001 60006

Otros datos necesarios para los cálculos:

Dimensiones del secador (40):

Diámetro: 0.38 metros

Largo: 2.30 metros

Volumen: 0.2608 metros cúbicos

Volumen del sistema (asumiendo que el resto equivale a 40% del volumen): 0.365 metros cúbicos.

Flujos experimentales observados (41):

Flujos de aire (alto, medio, bajo): 2.27, 1.19, 0.68 metros cúbicos por minuto.

Flujo de gas LPG: 0.015 metros cúbicos por minuto.

Presión de gas LPG: 0.172 bar (2.5 psig)

Presión máxima permisible del cilindro del secador (ver División 3: Fermentador para otras propiedades del acero inoxidable 304 SS):

$$P = 2SEV / (D + 1.2t) \quad (\text{Ver apéndice D})$$

La presión máxima permisible es 4.4 bar (60 psig).

Tiempo estimado de purga: de acuerdo a NFPA 25 (43), el tiempo de purga debe ser el necesario para cambiar 4 veces el volumen del sistema total al menor flujo de aire posible:

$$\text{Purga} = 4 \times 0.365 \text{ metros cúbicos} / 0.68 \text{ metros cúbicos/minuto} = 2.15 \text{ minutos}$$

Se utilizará una post-purga al final de un ciclo de secado similar en tiempo a esta con el fin de despejar el interior del secador de gases no completamente quemados. Esto solo es necesario al parar completamente el secador, ya que de continuarse la práctica siempre se usará una purga antes de encender el quemador.

La presión diferencial a través del secador (y por ende el flujo) no debe ser nunca menor del 90% de la obtenida a flujo máximo para asegurar una buena purga y suficiente aire para la combustión.

Presión mínima/máxima de gas en la línea: de acuerdo a NFPA 25 (43), la diferencia de presión no debe exceder 25% respecto a la presión de operación en ninguna dirección, por lo que la presión mínima será 0.129 bar (1.87 psig) y la presión máxima será 0.215 bar (3.12 psig).

PROCEDIMIENTO DE OPERACION PARA EL SECADOR ROTATORIO:

El procedimiento detallado en el Capítulo III de la referencia (41) quedará como sigue (las modificaciones se indican en *itálicas*):

Arranque:

1. Determinar si el producto que se piensa secar puede ser trabajado en el secador (principalmente en el caso de los productos pegajosos). *Verificar que el sólido no sea propenso a producir explosiones de polvo.*

2. Ajustar la inclinación del secador al valor deseado.
3. En el ventilador colocar la polea correspondiente según el flujo que se desee trabajar.
4. Asegurarse que los instrumentos de medición se encuentran preparados y en las condiciones necesarias.
5. Arrancar los motores del equipo uno por uno dejando un pequeño lapso entre cada arranque. *Comenzar por arrancar el motor del ventilador. Manténgalo funcionando sin encender el quemador ni dejar entrar producto por un tiempo de 2 minutos y medio (cronometrados).*
6. Encender el quemador y graduar la llama (NOTA: el quemador es encendido hasta que los motores están trabajando y no antes). *Para encender el quemador haga la secuencia siguiente:*
 - a. *Asegúrese que la llave de regulación del mechero se encuentra en posición cerrada. Retire el mechero.*
 - b. *Abra las llaves de bloqueo y cierre la de respiración.*
 - c. *Abra la llave de cierre general. Abra un poco la llave del mechero. Encienda el mechero usando un encendedor de laboratorio. Si después de 30 segundos no ha logrado encender el mechero siga el procedimiento de cierre y vaciado de tubería (paso 12).*
 - d. *Al estar encendido el mechero colóquelo firmemente en su soporte y continúe la práctica.*
7. Agregar el sólido en la tolva manteniendo cerrada la compuerta de descarga al tornillo.
8. Abrir la compuerta de la tolva de alimentación en el momento que se tenga preparado todo para iniciar la práctica.

Durante el proceso:

9. Asegurarse frecuentemente que la llama no se ha apagado y los siguientes parámetros:

- a. Llama continuamente encendida.
- b. Presión de entrada del gas: debe estar dentro de los rangos establecidos.
- c. Caída de presión del gas (flujo de aire): debe estar arriba del mínimo.

Si cualquiera de estos parámetros no se cumple siga el procedimiento del paso 12.

10. Revisar constantemente la temperatura de entrada y de salida del gas al secador. Si la temperatura en la chimenea excede los 100 C proceda a apagar el quemador como se detalla en el paso 12.

11. Realizar las mediciones necesarias cada cinco minutos.

Paro del equipo:

12. Apagar el quemador cerrando la llave de globo (llave de cierre general) que se encuentra antes del rotámetro del gas propano. Los pasos de cierre son:

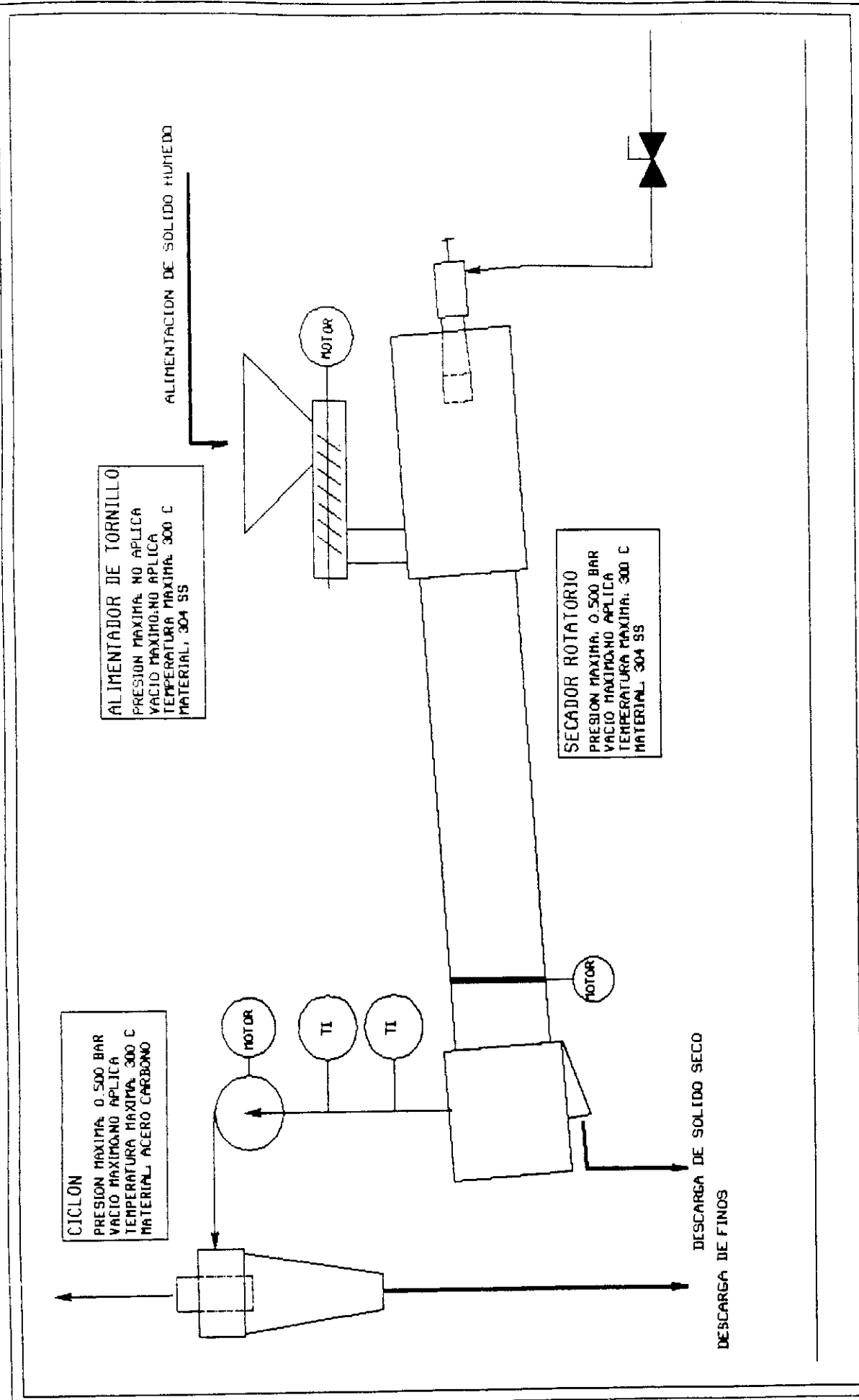
- a. Cierre la llave de cierre general. La llama debe estar extinta antes de seguir.
- b. Cierre la primera llave de bloqueo. Abra la válvula de respiración. Después de un momento cierre la segunda llave de bloqueo.
- c. Cierre la llave de regulación del mechero. En este momento la línea de gas después de la llave de cierre general se encuentra vacía y puede, continuar al paso 13.

13. Asegúrese que la llave de la línea de gas propano se encuentre bien cerrada.

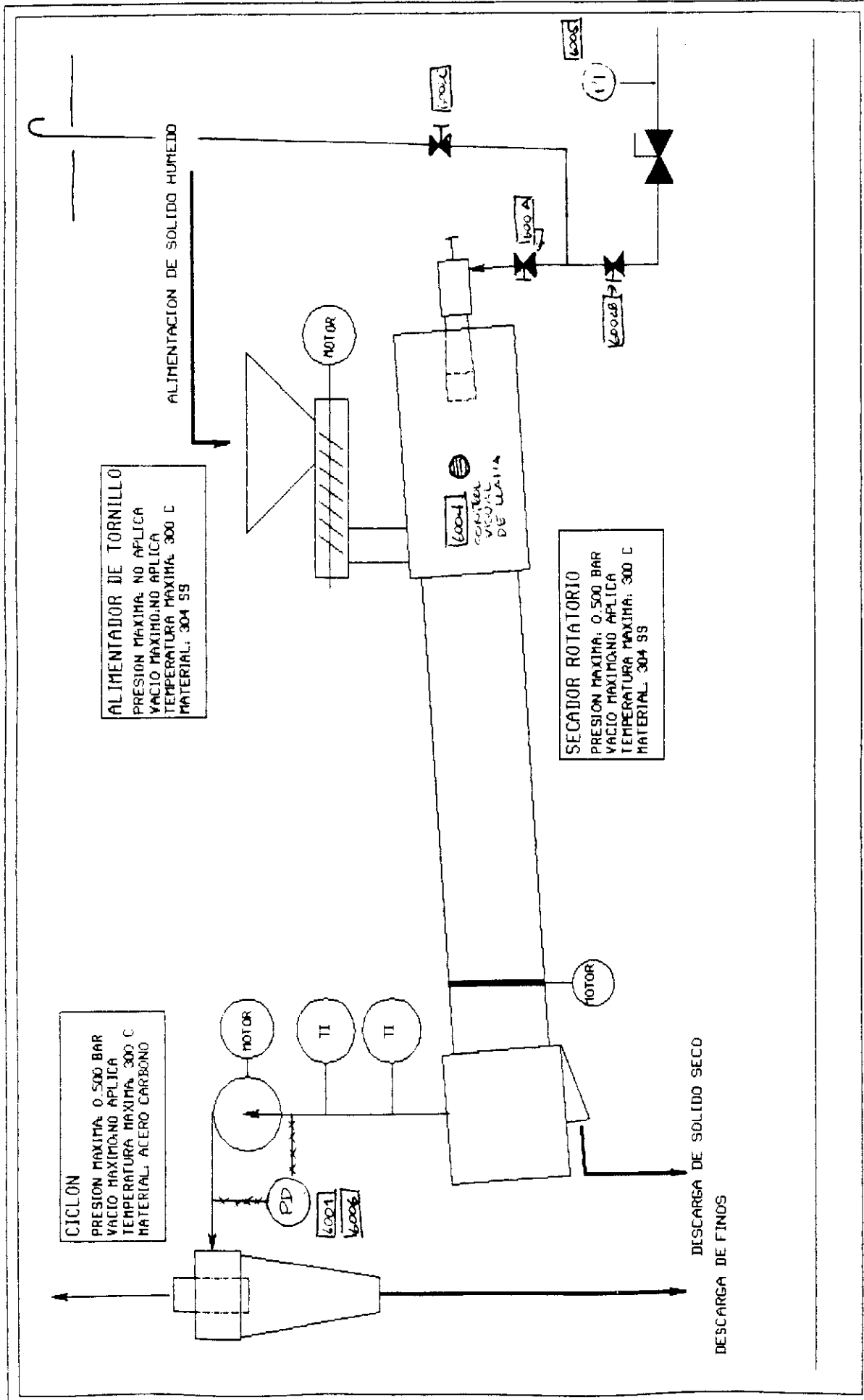
14. Espere a que el secador se encuentre totalmente vacío para apagar los motores. Mantenga encendido el ventilador durante por lo menos 1.5 minutos después de apagar el quemador (postpurga).

iv) Estimación de costos:

Dispositivo o característica	Costo de equipo Q.	Costo de instalación Q.
1) Compra de 3 válvulas de tipo globo o bola, diámetro nominal 0.5", Presión 150 psi. Material a ser definido por el proveedor. Clasificada para bloqueo de gas inflamable.	Q 900	
2) Compra de 2 manómetros con indicación de 0 a 5 psi (o bien 0 a 0.5 bar). Material adecuado para trabajo con gas inflamable.	Q 500	
3) Compra de manómetro diferencial. Con indicación de presión y velocidad de aire. Para temperatura hasta 50 C.	US\$ 50	
4) Compra de tubo pitot de 12" para usar con manómetro.		
5) Compra de dos termómetros de carátula grande. Graduación de 0 a 100 C. Largo de inserción 2". Forma angular.	US\$ 40	
6) Compra de cronómetro digital para uso exclusivo de la unidad.	US\$ 200	
7) Compra de tubería y soportes nuevos para relocalizar la tubería de LPG	Q 100	
8) Compra de tubería de cobre de 1/8" y adaptadores tipo Swagelok para el manómetro.	Q 1200	
TOTAL:	Q 500	
	US\$ 290 + Q 2500	



UNIDAD DE SECADO (SECADOR ROTATORIO)
 LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS - UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
 DIAGRAMA 11 DE 12 - FAUSTO ARAGON - JUNIO DE 1995



UNIDAD DE SECADO (SECADOR ROTATORIO)-CON MODIFICACIONES DE SEGURIDAD
 LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS - UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
 DIAGRAMA 12 DE 12 - FAUSTO ARAGON - JUNIO DE 1995

VIII. DISCUSION DE LOS RESULTADOS

La sección de discusiones, la dividiré de acuerdo a los casos correspondientes a los Estudios de Seguridad mostrados en la sección anterior.

Caso 1: Peligro de Fuego y Explosión: Torre de Extracción Líquido-Líquido

Como se vio en la sección correspondiente al caso, el mayor peligro para esta unidad, lo representa el manejo de productos químicos peligrosos: el Acido Acético por el peligro de contacto con la piel o inhalación y el Eter Sulfúrico por su inflamabilidad y peligros para la salud provocados por inhalación.

Siguiendo la metodología de Kletz, en este caso la primera solución, debería ser evitar el uso de estos productos. Sin embargo, la sustitución de este sistema ternario de extracción por otro que no contenga líquidos inflamables o peligrosos, requiere un estudio completo que podría ser tema para una tesis. Una alternativa que se podría explorar, sería la extracción de jabones del aceite comestible usando agua.

Como las cantidades a utilizar de estos materiales son pequeñas, (nunca suben de 10 galones de acuerdo a lo expresado por el señor Guillermo Pérez, encargado del Laboratorio), se ha cumplido ya el segundo paso de la metodología de Kletz, que es minimizar las cantidades a usar, de materiales peligrosos. Queda en este caso, la última parte que incluye confinar los materiales y controlar cualquier emanación o derrame de los mismos, de forma que no signifiquen peligro para los estudiantes.

Como en la mayoría de aquellos donde se encuentran presentes líquidos o vapores inflamables, el método más efectivo para prevenir un fuego o explosión es mantener una ventilación adecuada del lugar. Un flujo de aire adecuado en el área, previene la acumulación de vapores inflamables que de llegar a la concentración suficiente y existiendo una fuente de ignición, podrían provocar un incendio o explosión. Hay que tomar en cuenta que en el área o cerca de ella, existen varias fuentes de ignición: motores e instalaciones eléctricas no clasificados para Areas Peligrosas, banco de transformadores del sistema de computación y la posibilidad de provocar una descarga estática.

Las demás medidas que se discutirán tienen carácter correctivo, mientras la ventilación adecuada es de carácter preventivo, por lo que deseo recalcar la importancia de la función de la ventilación, como el método más efectivo para prevenir explosiones o fuegos.

En una instalación cerrada, de tamaño mayor o bien donde existe mayor cantidad de inflamables o más puntos donde puede existir emanación o derrame de éstos, se debe calcular el sistema de ventilación para proveer extracción del aire del interior e inyección de aire fresco continuamente y en cantidad suficiente para mantener la concentración del inflamable presente bajo su Concentración Inflamable Menor. Una cifra utilizada frecuentemente es la de mantener una concentración nunca mayor de 25% de dicha concentración. Generalmente, esto se logra proporcionando una tasa de rotación de aire entre 6 y 30 cambios por hora dependiendo de la instalación.

En instalaciones industriales grandes, se utiliza un sistema normal de extracción/inyección calculado para 6 cambios por hora de aire, que corre todo el tiempo y un sistema de emergencia que aumenta esta tasa a 30 cambios por hora. El sistema de emergencia puede ser conectado por un detector de gas inflamable (que debe ser específico para el gas o vapor con el que se trabaja) o por un arranque manual situado fuera del área o por ambos. Un ejemplo de situación donde esto sería necesario, es el derrame del contenido de un tanque situado en un interior. En

construcciones más pequeñas, se suele utilizar un sistema que provee los 30 cambios por hora de aire para minimizar la inversión.

Un factor importante de diseño, es la distribución de la ductería. En caso que el vapor o gas sea más ligero que el aire (como el metano o el hidrógeno) la extracción debe hacerse al nivel más alto de la estructura y la inyección debe ser por debajo para asegurar el barrido del gas o vapor. En el caso más común, donde el vapor o gas es más pesado que el aire (etanol, isopropanol, acetona y casi todos los compuestos orgánicos inflamables) la extracción debe situarse lo más cerca posible del suelo. En este caso, la inyección se hace desde la parte superior del edificio. Generalmente la descarga de la extracción en estos sistemas, se hace con un ventilador axial que tire el flujo hacia la atmósfera o hacia un sitio despejado, o bien se extiende la succión para que termine por lo menos 4 metros arriba del nivel más alto de edificios o maquinaria.

En este caso, hay necesidad únicamente del extractor por lo abierto del área. La rejilla, se instalará en la pared del Laboratorio, mientras el ventilador estará conectado inmediatamente atrás de la misma. El motor del ventilador debe quedar fuera del ducto para evitar el gasto de comprarlo clasificado para Atmósfera Peligrosa. Así también, su arrancador puede colocarse en algún punto alejado del sistema, para evitar la instalación y botonera para Atmósfera Peligrosa.

En segundo lugar, se recomienda el cambio del sistema eléctrico por otro que cumpla con los requerimientos NEC (7) para Atmósferas Peligrosas. En este caso, y tomando dicho código como base, el área deberá clasificarse como: Clase I (vapores inflamables), División 1 (los vapores se encuentran presentes normalmente), Grupo D (el éter se encuentra en este grupo). El cambio de instalación, deberá incluir retirar un tomacorriente normal situado detrás de la torre o cambiarlo por otro que cumpla con la norma. El motor de la torre tiene la clasificación adecuada, por lo que sólo será necesario comprar la botonera y la instalación según se especificó y cotizó antes.

El equipo eléctrico que cumple con la Clasificación para Atmósferas Peligrosas logra su cometido por uno de tres métodos básicos: restringiendo la entrada de vapores al dispositivo (solo División 2) y la salida de gases y frentes de combustión, utilizando superficies lisas o pasos en forma de rosca es el primero (todos los equipos). El segundo es confinando la explosión y fuego resultante dentro del dispositivo por medio de resistencia mecánica (solo División 1) y por último, el tercero es utilizando una cantidad de energía que no sea suficiente para provocar una ignición (Intrínsecamente Seguro, utilizado sobre todo para instrumentación).

La instalación eléctrica adecuada, es un mecanismo de protección correctivo ya que presupone que existen las condiciones para la explosión, en lugar de evitar que estas sucedan. Sin embargo, en este caso y en muchos a nivel industrial, al minimizar el riesgo de que el equipo eléctrico provoque una explosión, disminuyen significativamente las probabilidades de una explosión o incendio.

La siguiente medida de seguridad para prevenir fuentes de ignición, es aterrizar el equipo. Esto se logra al unir las piezas de metal que están en contacto con el líquido entre sí, utilizando para ello cable de cobre desnudo o con cubierta. Este alambre, debe ir conectado de preferencia a un electrodo de cobre de 4 metros que esté hundido en la tierra o en su defecto a la estructura metálica del edificio.

En ambos casos, lo que se desea es permitir que cualquiera diferencia de potencial que pueda existir entre diferentes partes del equipo, pueda ser neutralizada, llevando todo el equipo al mismo potencial al trasladar la carga (que al acumularse provocó dicha diferencia de potencial) por medio del alambre de cobre hasta la tierra, donde se "dispersa".

La finalidad de rodear a la torre con un dique (y de preferencia separarla completamente del resto de equipo) es poder aislar tanto las emanaciones de vapor normales, como las que se

producirían en caso de un derrame. Al tener el dique, el área afectada por el derrame se limita y se facilita la labor de limpieza o recuperación del mismo. El dique, no necesariamente debe ser una pared, sino también puede ser un sistema de trincheras con la condición que estas deben permanecer siempre limpias. Estas ofrecen el beneficio de facilitar el movimiento alrededor de la torre.

El riesgo que conlleva la colocación del dique, es que puede servir de "pileta" para que un derrame del líquido que se incendie, provoque que el líquido dentro de los recipientes de almacén y dentro de la torre, ebullean. El riesgo de que esto suceda es bajo y además, el dique facilita en cambio el combate del incendio con el extinguidor (por limitar el área del derrame), por lo que se sugiere fuertemente que se instale el mismo.

Al comparar un armario especial para almacenaje de inflamables, la Universidad estará garantizando el adecuado manejo de los materiales peligrosos. Estos armarios, están hechos de forma que soportan un incendio interno durante 3 horas. Además, tienen un compartimiento interior que hace las veces de trinchera, para evitar que salga cualquier derrame de líquido. Algunos, incluso tienen una adaptación para colocar un extinguidor de incendios equipado, con fusible, sensible a la temperatura. Generalmente estos extinguidores son de polvo químico para cubrir todo el interior y así prevenir el reinicio del fuego. Para minimizar costos, el gabinete se cotizó adecuado para guardar el Eter Sulfúrico en galones y el Alcohol Isopropílico de la Torre de Destilación en un tonel de 30 o 55 galones.

Será necesario asegurar que exista en todo momento, una salida para el aire del interior de la torre en la parte superior de la misma. De existir un niple en la parte superior, deberá removerse la válvula. Esta salida servirá para respiradero normal (compensación de volumen) y en caso de un incendio, podrá llevar los vapores generados a la parte de afuera de la torre, evitando la sobrepresurización. De acuerdo a los métodos de Kletz, otra forma de prevenir un accidente de este tipo, sería sustituyendo la torre por otra que soporte una presión mayor. De esta forma

además se elimina el riesgo que se deriva de la baja presión de diseño de la torre, la que en caso de explosión, se destruiría completamente. El costo de esta torre es alto y además no tendría la conveniencia académica de poder observar el interior.

Caso 2: sobrepresión debido a variables de proceso: Torre de destilación.

Este caso, presenta la mayor diversidad de situaciones a las que se debe prestar atención, lo que la hace la más susceptible de ser extrapolada a una situación industrial desde el punto de vista de criterio de selección y cálculo de dispositivos de alivio. Siguiendo la metodología de Kletz, la primera pregunta que debe hacerse es si es posible sustituir el Isopropanol por un material menos peligroso o bien disminuir la cantidad que se utiliza. El sistema, tiene la limitante del material de la torre que no permite trabajar con materiales que puedan corroer o reaccionar con el acero. Un ejemplo que podría evaluarse, sería la destilación de glicerina, aunque ensuciaría el equipo. En cuanto a la cantidad, se están utilizando menos de 50 litros por corrida, aunque llega a estar suficientemente concentrado en el condensador (que además es de vidrio lo que lo hace estar mas expuesto a un derrame).

En este estudio, se siguió el criterio mencionado por Henry Kister en "Distillation Operation" (20). En el capítulo 13, se menciona que las válvulas de alivio son las más comunes en destilación, aunque los discos de ruptura son utilizados también. El dispositivo de alivio, se determina de acuerdo a la norma API 520. Es necesario en este caso, asumir las condiciones más extremas, que para una torre de destilación incluyen: válvula de vapor completamente abierta, válvula de agua de enfriamiento al condensador cerrada y operación sin reflujo. Bajo estas condiciones, el flujo de vapor se maximiza, provocando una rápida sobrepresurización del equipo. En una instalación mayor, estas condiciones se podrían dar en el caso de una falla de los sistemas eléctricos y de aire comprimido de la planta, aunque por esto se instalan válvulas que fallan abiertas en el caso del agua al condensador y cerradas para el vapor. Kister menciona otras condiciones a considerar que en este caso no se aplican.

Kister advierte contra el uso de una sola válvula muy grande, ya que en el caso de sobrepresión por una de las causas menores (por ejemplo en este caso ebullición de producto en el Calentador de Reflujo), la válvula se abrirá y cerrará rápidamente, condición conocida en inglés como "chattering" y en español como "traqueteo" y que puede provocar daños tanto a la válvula como al interior de la torre.

Existen dos factores muy importantes a considerar: la ubicación del dispositivo y la presión de operación que se utilizará, lo que a su vez depende de la forma en que se considere el sistema: como equipos individuales o como un sistema total.

El primer caso, se da cuando existen válvulas que pueden bloquear completamente el paso de fluido de un equipo a otro, con lo que cada uno debe ser protegido con un dispositivo propio. Otro caso, que se discutirá después, es el taponamiento de los platos de la torre, provocando la sobrepresurización del calderín. En el segundo caso, los equipos se encuentran conectados entre sí, de forma que no se puede bloquear el paso de fluido entre los mismos y la presión de diseño de todos los dispositivos del sistema será la del equipo más débil, en este caso el condensador.

Se estudiaron cuatro soluciones, tres de ellas asumen sobrepresurización provocada por ebullición con vapor y falta de condensación, mientras en el último, la causa es un fuego externo. Los tres casos iniciales, se diferencian entre sí por el criterio para la ubicación y tipo de dispositivos necesarios. Cualquiera de las tres soluciones, ofrece una protección adecuada, por lo que la decisión se tomó con base en lo práctico del arreglo y el costo asociado a instalar cada opción.

En todos los casos, se eligió como dispositivo primario una Válvula de Alivio, debido a que la forma de operar de la columna provoca que la presión de operación es cercana a la máxima aceptable.

La primera opción, es colocar una sola válvula de alivio en la tubería entre la torre y el condensador. Además, se debería proteger al calderín utilizando un disco de ruptura para evitar la sobrepresurización si la torre de fraccionamiento se llegara a taponar (por residuos o corrosión). En este caso, la válvula de alivio se calcula para proteger al sistema a la presión máxima registrada en el condensador, 225 kPa (15 psig) y se asume que el flujo constará de una mezcla 70:30 de Isopropanol y Agua a la temperatura de ebullición del azeotropo (82 Celsius). Este flujo, es a su vez provocado por todos los peligros directos mas el mayor de los indirectos: por ebullición máxima en el Calderín, ebullición máxima en el Calentador de Reflujo y ebullición por ruptura de un tubo en el Calderín (se usa solo la diferencia con la primera causa). No se toma el peligro de sobrepresión con agua de enfriamiento (por ruptura de un tubo en el condensador) ya que este requerimiento es menor al calculado con las condiciones descritas (utiliza un orificio F en la válvula de alivio) y además sería excluyente (una entrada de agua fría acabaría con la ebullición). Se calculan los requerimientos de área de alivio para Isopropanol y Agua, por separado, ya que sus propiedades (gravedad específica, relación de calores específicos) son diferentes y se cometería un error al calcular una sola área.

El disco de ruptura, se calcula para la presión máxima del Calderín (490 kPa o 50 psig). Este dispositivo es susceptible de ser eliminado del requerimiento, si se demuestra que el grado de corrosión de la torre es suficientemente bajo como para no provocar el taponamiento. El disco de ruptura a instalar, es de 1 pulgada diámetro nominal y puede ser instalado usando tubería roscada en un acople tipo unión (especial para disco de ruptura). El disco de ruptura, deberá ser de acero inoxidable, de tipo "scored" o normal, con soporte para vacío. La tubería despues del orificio es de 1.5 pulgadas nominal y se uniría al cabezal de descarga de la válvula de alivio.

La válvula de alivio calculada, es de orificio J que tiene diámetro nominal de entrada de 3 pulgadas y salida de 4 pulgadas. Esta es una válvula muy grande y necesitaría de tubería especial (por el tamaño debe ser ensamblada con bridas) para conectarse al sistema y para poder llevar la descarga al exterior. Su problema consiste en que los flujos de vapor pequeños, pueden provocar "traqueteo" durante la operación. Es el arreglo mas caro debido al tamaño de válvula y tubería auxiliar.

La segunda opción que se evaluó fue el peligro de sobrepresión debido a un fuego externo (provocado por ejemplo al incendiarse un derrame o fuga de alcohol bajo la torre). En este caso, se tomó por aparte el flujo producido por exposición del Calderín y el producido por exposición de la Torre y el Condensador, ya que por la colocación de los recipientes, los factores de área a usar son diferentes.

En este caso, el flujo de Isopropanol-Agua necesita para su alivio a 225 kPa (15 psig) una válvula de alivio de orificio nominal G, la que tiene entrada y salida de 2 pulgadas nominal, por lo que podría ser roscada y ser así de menor costo. Sin embargo (y como se verá mas adelante), el requerimiento respecto a las demás opciones es mas bajo, por lo que de acuerdo a lo establecido en la literatura, queda fuera de la elección.

La opción 3 y la opción 4 usan el mismo concepto: un dispositivo de seguridad primario, válvula de alivio, calculado para responder al peligro directo más común (ebullición en el Calderín) y otro secundario, calculado para responder a una presión superior y para los peligros directos menores y el indirecto mayor (la ebullición el Calentador de Reflujo y la ruptura de un tubo en el Calderín). La diferencia, es el dispositivo secundario seleccionado y la ubicación de los dispositivos.

La opción 3 evalúa colocar una válvula de alivio primaria en la parte superior de la torre (de acuerdo a lo recomendado en la literatura), diseñada para el peligro directo máximo y para abrir a

187 kPa (10 psig), un disco de ruptura de resina reforzada con grafito (por la baja presión de operación) como dispositivo secundario y en paralelo con la válvula, calculado para 225 kPa (15 psig) instalado también en la parte superior del sistema. Por último, de ser necesario, se incluiría un disco de ruptura como el descrito en la opción 1 para proteger al calderín si la torre se taponara.

El requerimiento en este caso, es de una válvula de alivio con orificio H, diámetro de entrada 2 pulgadas nominal y de salida 3 pulgadas nominal, calculada para 187 kPa y un disco de ruptura de 1.5 pulgadas de diámetro nominal en grafito compuesto y calculado para 225 kPa. De esta forma, la carga normal de trabajo de la torre, la maneja la válvula de alivio y el exceso provoca la ruptura del disco.

La mayor desventaja es que en caso de ruptura del disco, hay que detener completamente la torre para cambiarlo. Además, debido a la baja presión de ruptura, es necesario que el disco sea especial y por ende más caro que los normales (tres veces más).

La ventaja es que el costo inicial del arreglo es menor que el de las demás opciones, ya que se sustituye una válvula de alivio que trabajaría pocas veces con un disco de ruptura que cuesta la mitad. Otra ventaja, es que con este arreglo se evita que la válvula "traquetee" constantemente ya que el flujo que manejaría en caso de sobrepresión, es el que actualmente existe en la torre.

Por último la opción 4 consiste en instalar la válvula de alivio principal en el Calderín, protegiendo al mismo y al resto del sistema a una presión de 225 kPa (15 psig) en el Calderín o cerca de 200 kPa (12 psig) en el condensador, calculada para aliviar el flujo máximo que puede producirse en el Calderín (ebullición por ruptura de tubo). La válvula de alivio secundaria, se instalaría en la parte superior del sistema y está calculada para 225 kPa (15 psig) con el flujo máximo en el Calentador de Reflujo.

La válvula principal es de orificio nominal H, diámetro de entrada de 2 pulgadas y de salida de 3 pulgadas y la válvula secundaria, es de orificio nominal G, diámetro de entrada y salida de 2 pulgadas nominal. Este arreglo, es mas caro que el de la opción 3 y tiene la desventaja de ofrecer una protección basada en un estimado de la caída de presión en la Torre de fraccionamiento. De inundarse el Calderín, se reduce la capacidad de la válvula principal por la mezcla de vapor y líquido que es potencialmente más peligrosa que sólo vapor. Una tercera desventaja de este sistema es la necesidad de desarmar la tubería que une el Calderín con la Torre para colocar una "tee" de acero carbono y los nipples adecuados para colocar la válvula, o bien la necesidad de soldar un nipple de 2 pulgadas al Calderín, lo que no es recomendable.

Las ventajas son: ofrece la protección del Calderín y el sistema con un solo dispositivo, representando menos complejidad del arreglo de la tubería de descarga. Si se toma en cuenta el costo del disco de ruptura para el Calderín en la opción 3 la diferencia en costo disminuye. Además, al aliviar la presión, las válvulas cierran completamente, dejando al sistema en capacidad de continuar funcionando. Un arreglo similar, consiste en instalar ambas válvulas en la parte superior de la torre, reduciendo mas la tubería de descarga, anulando el peligro de una descarga de líquido y alejando el peligro de exposición. Este arreglo, es posible si se demuestra que la protección del Calderín no es necesaria.

En este caso, la opción 4 ofrece la menor complejidad tanto en instalación, como en facilidad de obtención local de los dispositivos y accesorios necesarios. Esto es esencial, ya que la ruptura de uno de los discos, puede significar dejar fuera de servicio la Torre durante mas de un mes. El costo de la opción 4 es además solo ligeramente superior a la de la opción 3 que es la siguiente mejor opción.

El peligro más grande que se encontró es la falta de una presión máxima permisible alta en el condensador. Además de aumentar los costos por necesitar de válvulas de alivio mayores, esta parte del sistema no es capaz de soportar la presión que generaría una explosión interna de los

vapores del Isopropanol, dejando expuesto el interior del Laboratorio y a los estudiantes a las consecuencias de dicho accidente. Sería recomendable evaluar el cambio de dicho aparato por otro que cumpla la misma función, pero con la capacidad de soportar cuando menos 490 kPa (50 psig) de presión interna. En caso de ser favorable la decisión sobre esta recomendación, se puede reevaluar la protección del sistema utilizando válvulas menores y por ende de costo menor. El costo de un intercambiador de calor adecuado a la necesidad, es aproximadamente US\$1,000 y un ahorro de US\$300 en las necesidades de alivio. Los US\$700 serían el costo de la seguridad incremental.

Es recomendable que se instale un sistema que regule la entrada de vapor para calentamiento, con respecto a la presión de operación del interior de la torre. Como se mencionó antes, esto se puede hacer con un sistema costoso (que valdría la pena si se fuera a instalar un sistema completo de control y registro en el sistema) que controle la entrada de vapor tomando como variable la presión del sistema, o bien indirectamente haciendo uso de la relación entre la temperatura en la entrada del Condensador (donde la variación de concentración será poca por estar cercano al punto de azeotropo) y la presión existente en el sistema. Este sistema es posible realizarlo por medio de válvulas reguladoras de vapor, que se controlan por medio de bulbos capilares llenos con un vapor o líquido que se expande o comprime de acuerdo a la temperatura. Este sistema cuesta menos de la mitad que el directo. Este control, se debe instalar de forma que no pueda ser manipulado para que constituya un verdadero dispositivo de seguridad. Estos dispositivos se deben elegir de forma que no fallen el cerrado si son para vapor pero siempre es necesario instalar la válvula de cierre general para casos de emergencia. Esta válvula deberá estar visible y señalizada.

La necesidad de contar con ventilación adecuada en el área, fue discutida en la sección anterior, por lo que sólo haré mención a que en este caso, el sistema es ayudado por la cercanía de la puerta del Laboratorio, por lo que si ésta permanece abierta por procedimiento, es probable que no se necesite el ventilador. La necesidad de aterrizar el equipo, también existe en este caso.

En el Calentador de Reflujo, se introducen dos elementos nuevos y poco conocidos pero muy útiles y de bajo costo. El flujo de vapor se limita utilizando una válvula de globo de 3/8" diámetro nominal, la que trabaja como un orificio limitante en esta tubería. Se debe marcar que esta válvula de alivio es un dispositivo de seguridad para evitar que sea removida o cambiada por una mayor. El otro dispositivo, es la utilización de la tubería como una Línea Libre de Válvulas. De esta forma, se ahorra el costo de la válvula de alivio, que sería necesaria para proteger el aparato contra una expansión térmica o generación de vapor con las válvulas cerradas.

Caso 3: Fermentador

El fermentador, presenta un tipo de sistema que es muy común en la industria, en especial la de Farmacéuticos, Comida y Cosméticos, aunque se encuentra en otros tipos de proceso también. Me refiero al uso de un recipiente calculado para trabajar a cierta presión y que cuenta con un sistema de calentamiento y enfriamiento por una chaqueta. Este es uno de los casos más comunes en la industria nacional, por lo que es de especial interés para este trabajo. Dado que en este aparato no se realizan prácticas que involucren materiales inflamables o tóxicos, no es necesario efectuar los dos primeros pasos de la metodología de Kletz, sino únicamente concentrarse en contar con los equipos y métodos de protección necesarios para contener las presiones del sistema.

Un aditamento muy especial en este sistema, es el aereamiento/mezclado utilizando aire comprimido. En la industria en general, esto se hace por medio de agitadores mecánicos, con pocos procesos utilizándolo como único medio de agitación (el caso de agitación de soluciones muy corrosivas y no reactivas con el oxígeno, es un ejemplo donde se usa solamente aire para agitar).

El primer paso para efectuar el estudio de seguridad de un recipiente a presión, es verificar si efectivamente el recipiente puede soportar la presión que se especifica. En este caso, me basé en los datos que proporciona Heredia (38), encontrando que sus cálculos para la presión máxima permisible del cilindro y la tapa, coinciden con los valores que calculé, utilizando el método ASME. Sin embargo, la presión que soporta el fondo del recipiente es de solo 25 psig, limitando así la presión de todo el recipiente a esa presión. Esto hace que los requerimientos de área de alivio aumenten.

Otra limitante, es que el recipiente no puede soportar vacío absoluto, con lo que se limita el vacío que puede aplicarse al interior, evitando que se pueda sellar completamente el recipiente, y al mismo tiempo limita la presión máxima de los fluidos, circulando por la chaqueta a solamente 30 kPa (3 psig) sobre el valor de presión máxima del interior. La chaqueta tiene también este problema con el vacío, por lo que se debe utilizar un rompedor de vacío en el punto mas alto de la chaqueta para aliviar.

En el caso del interior del recipiente se pensó en un inicio, en utilizar una válvula de alivio para proteger el interior del mismo, pero estas tienen la desventaja de no proteger contra vacío. Con esto, además, quedan fuera los discos de ruptura, que sería necesario reemplazar continuamente por la facilidad con que este sistema se puede salir de control para sobrepresurizar o para colapsar. Una opción era instalar un rompedor de vacío, pero con esto no se puede controlar la calidad del aire que ingresa pudiendo arruinar una fermentación por contaminación. De esta forma, se llegó a las válvulas de alivio de presión y vacío o bien a la instalación de uno o varios respiraderos con filtros.

Definitivamente, el respiradero ofrece la ventaja de un costo mucho menor (hasta una quinta parte) que la válvula, aunque esta ofrece la ventaja de mantener completamente hermético el interior. Sin embargo en costo y simplicidad, un respiradero es una ventaja mucho mayor, siendo

además más fácil controlar las condiciones de limpieza del mismo y de su filtro por la calidad del aire.

El área necesaria de respiradero, se calcula en base a la necesidad de alivio de los fluidos que entran o se generan en el interior del recipiente. En este caso, el peligro de ruptura de la pared con la chaqueta, así como la generación de Bióxido de Carbono durante la fermentación, son despreciables y los únicos peligros reales son la ebullición del contenido por el vapor en la chaqueta y la sobrepresurización por falla del regulador de presión del aire de agitación.

Este último detalle, es necesario explicarlo, ya que se repite a lo largo de todos los casos en que existe una alta presión. Para fines de Seguridad de Procesos, un regulador de presión siempre fallará abierto completamente, ya que es lo que sucederá en caso se rompa el diafragma. Por esto, la única contribución del regulador de presión en Seguridad de Procesos es la de una válvula de globo normal, aunque se puede especificar que se utilice uno con el fin de asegurar que una válvula de alivio u otro dispositivo de alivio no esté funcionando constantemente.

Para el caso del fermentador de la Universidad, se calculó el área necesaria para relevar el flujo total, y como antes, esta área es la suma del área calculada independientemente para el aire comprimido y para el vapor de agua. El área requerida para el aire comprimido, se calculó al principio utilizando el flujo total que puede transmitir la tubería, pero este flujo requería de un área demasiado grande, siendo necesario modificar la tapa del fermentador incurriendo así en un costo muy alto ya que esta soldadura (TIG) es muy especial.

Por lo tanto, se recalculó la necesidad de área si se instala un orificio limítrofe en la tubería de entrada de aire comprimido. Este orificio puede construirse en dos formas: una es usar una plancha de acero inoxidable de 1/8" de espesor con el orificio del diámetro seleccionado taladrado en ella, e instalarla utilizando dos bridas para tubería y sus respectivos sellos. La segunda opción que se sugiere por la facilidad de obtener los componentes y la simpleza de

operación, es utilizar una pieza pequeña de barra de acero carbono y taladrar en ella el orificio del diámetro necesario, procediendo después a machuelar el roscado de tubería macho en el exterior de la pieza. Luego, la misma es instalada utilizando una unión universal y otro accesorio con rosca hembra.

La función del orificio es ofrecer una caída de presión dada a un flujo máximo, que se calcula para ser el flujo crítico. De esta forma, por mas que se abra la válvula de la entrada o se aumente la presión de la misma, el flujo nunca excederá de este valor, siendo posible un requerimiento de alivio más pequeño. Con los orificios, es importante señalarlos adecuadamente como dispositivos de seguridad para que no sean removidos y además deben ser inspeccionados continuamente, para asegurar que el orificio taladrado es aún del tamaño adecuado. Una práctica habitual para esto último, consiste en taladrar el orificio por lo menos 2 décimas de milímetro menor que el calculado, ofreciendo así un margen de seguridad para el desgaste.

Este tipo de dispositivos, es muy utilizado en tanques y sistemas de tuberías donde se tiene un gas inerte o vapor para expulsar el oxígeno o bien para despejar las tuberías. Con él, se garantiza que el flujo nunca excederá un valor determinado haciendo posible el uso de dispositivos de alivio complicados más pequeños (reduce el costo). Una válvula de globo ofrece el mismo servicio, y se puede utilizar cuando el tramo de tubería es pequeño o bien instalando una válvula de globo por lo menos dos diámetros nominales menor, que la tubería en que está instalada.

Este dispositivo no se utilizó en el caso del vapor, dado que el requerimiento de área se redujo suficiente con restringir el flujo de aire a 153 Kg/h utilizando un orificio de diámetro 3.175 mm o 0.125 pulgadas. El área total necesaria antes de calcular el orificio limitante para el aire, era equivalente a una tubería de 1.25" diámetro nominal. Con el orificio, el área necesaria de respiradero es equivalente a una tubería de 1", aunque se pueden utilizar las actuales de 0.75" y 0.5" en paralelo. En ambos casos, se tomó en cuenta una caída de presión de 3 metros equivalente a la caída de presión máxima, permitida para los filtros de fibra de vidrio compactada

que se utilizan en los respiraderos. Es necesario remover la válvula existente en el respiradero y asegurar que los respiraderos permanecerán libres de válvulas permanentemente a fin de que el respiradero cumpla su función. Así también, se recomienda (y se cotizó) la instalación de manómetros diferenciales con indicación visual que permitan saber si los filtros están a punto de saturarse para poder limpiarlos antes que interrumpa el flujo de aire a través de ellos.

Por último, se revisó que el área de respiradero fuera adecuada para aliviar los requerimientos de alivio de vacío provocados por drenaje (que en este caso es la única causa de vacío cuantitativamente importante). El área, demostró ser adecuada para manejar un volumen mucho mayor, por lo que no es necesario instalar área de respiradero adicional.

En cuanto a la chaqueta, se tomó en cuenta que podría ser sobrepresurizada por agua de enfriamiento o por vapor, pero no por las dos a un tiempo, ya que la entrada de agua de enfriamiento a la chaqueta, mientras está entrando vapor, produciría primero una condensación del vapor presente y de continuar la situación, se llegaría a tener un flujo de vapor por ebullición similar al flujo de entrada de vapor. En ambos casos, se utilizó un factor de sobrepresión de 10% que es lo permitido por el código ASME para recipientes a presión.

En este caso, el requerimiento de válvula de alivio para el agua, es de una válvula con orificio nominal D, que es de 0.75" nominal de entrada y salida. Para el vapor, será necesario instalar una válvula con orificio nominal F, de 1.5" de entrada y salida. Debido a lo descrito en el párrafo anterior, será necesario instalar solamente la válvula de orificio F, siendo ésta suficiente para ambos riesgos.

En cuanto al peligro que representa el vacío en la chaqueta, se debe tomar en cuenta también que la chaqueta debe estar cerrada para permitir el flujo adecuado de vapor y agua dentro de la misma. Como la válvula de alivio no se puede usar para aliviar vacío, es necesario instalar un rompedor de vacío, el que funciona como una válvula de cheque, permitiendo la

entrada de aire cuando existe vacío en la chaqueta, por ejemplo por condensación o drenaje de la misma. El problema con el rompedor de vacío, es que permite la entrada de gas no condensable (aire) que puede estancarse en la parte superior de la chaqueta disminuyendo así el área de transferencia de calor. Como en todas las chaquetas, es recomendable instalar una válvula de purga en la parte mas alta de la misma y crear el procedimiento para que la misma se mantenga abierta hasta evacuar el gas no condensable.

Un último dispositivo de alivio es la instalación de un doble cheque en la entrada de agua. Este dispositivo, puede crearse localmente comprando dos válvulas de cheque o bien puede adquirirse un accesorio que incluye ya los cheques y una válvula que desvía cualquier fuga del fluido a alta presión hacia el exterior. La idea de que sea doble, es únicamente proporcionar un mayor grado de seguridad para evitar que el fluido a alta presión, entre en el sistema general de distribución de agua del Laboratorio. En los accesorios de este tipo que se venden comercialmente, existe una tercera válvula entre las dos de cheque que libera el fluido o corta el vacío producido en la línea. Estos accesorios son caros y para el uso que se les dará, es suficiente con instalar las dos válvulas de cheque en serie.

Caso 4: Unidad de filtro:

El caso del filtro de candela, es el de un proceso simple cuya única fuente de sobrepresión proviene de una bomba de desplazamiento positivo.

El sistema del Laboratorio, tiene la particularidad de que la tubería es de un grado de resistencia a la presión menor que la del aparato que sirve. Aunque por la forma de construcción (normada por ASME) la tubería está en la capacidad de soportar una presión hasta cuatro veces mayor que la nominal, la práctica obliga a proteger el sistema a la presión máxima permisible del elemento con la menor de las mismas en este caso la tubería.

En contraposición a los anteriores casos, la válvula de alivio se calcula para disparar a una sobrepresión de hasta 33% (por la resistencia mecánica de la tubería) en vez de a 10% que se utiliza en recipientes a presión.

En adición a la sobrepresión producida por la bomba, se asumió que en un momento dado se podría reconectar el aire comprimido que se utilizaba para remover la capa de sólidos de la candela según lo descrito por Bautista (36). El valor que se utilizó para el flujo de la bomba, se obtuvo también de esa referencia ya que la placa de la bomba no ofrece datos y se carece de una curva de flujo del fabricante o de una fabricada experimentalmente. Por la apariencia externa de la bomba, pareciera ser del tipo de engranaje interno, aunque esto no se pudo comprobar, ya que Bautista (36) sólo la describe como una bomba de desplazamiento positivo.

Se encontró que existe la posibilidad de sobrepresurizar una sección de la tubería, específicamente la tubería identificada como 0.5-ACGAL-ALIM-5 que comunica la descarga de la bomba con la parte superior del filtro y la probable entrada de aire comprimido. Al cerrar la válvula que se encuentra en esa línea, existe la posibilidad de sobrepresurizar la tubería con aire comprimido y la válvula de alivio quedaría aislada si además se cierra la válvula de entrada del filtro situada en la parte inferior.

Para remediar esta situación, se eligió una válvula de tres vías cuyas dos posiciones serían: en una permite la entrada de líquido al filtro y en la otra, permite botar la capa de sólido con aire comprimido y aísla la tubería mencionada. Esta válvula, se debe considerar un dispositivo de seguridad.

Para calcular el tamaño de la válvula de alivio, se consideró que el elemento (candela) del filtro, soporta toda la presión exterior o interior que pueda provocar la bomba de desplazamiento positivo, así como toda la presión interna provocada por el aire comprimido. De no ser cierto

esto, la válvula deberá recalcularse para la presión máxima que soporta el elemento por la parte externa e interna y la tubería de aire comprimido deberá proveerse con una válvula reguladora de presión, ajustada bajo la máxima presión interna que soporta el elemento, seguida por una válvula de alivio ajustada, para disparar a esa presión. En este caso, no será necesario incluir el requerimiento de alivio del aire comprimido en el cálculo de la válvula de alivio del sistema entero.

La válvula de alivio se debe instalar inmediatamente después de la bomba, para que no existan obstrucciones ni caídas de presión extremas en la línea antes de la misma. Una buena práctica, es colocar un manómetro en un punto cercano tanto a la bomba como a la válvula de alivio. La válvula resultante del cálculo tiene un orificio nominal D y debe tener diámetro nominal de entrada y salida de 0.75 pulgadas. La válvula deberá activarse al llegar la presión a 1512 kPa. No se recomienda el uso de válvulas de alivio con diámetros de entrada menores a 0.75 pulgadas por ser muy frágiles (28). La descarga de la válvula de alivio debe dirigirse al tanque de almacenamiento para evitar la pérdida de material o el derrame resultante. Otra práctica muy utilizada, es conectar la descarga de la válvula de alivio a la succión de la bomba, aunque en este caso, por ser utilizada con un fluido sucio, esto no se recomienda, ya que se pueden depositar sólidos en la parte superior del disco o en el resorte de la válvula evitando su acción correcta. Esto es cierto también para líquidos que al enfriarse se solidifican o que pueden provocar depósitos de gomas o bien polimerizarse en dicha tubería. La tubería de descarga debe revisarse periódicamente instalando una válvula de drenaje en el punto más bajo.

Una aplicación muy común es una bomba de desplazamiento positivo, que tiene una válvula de alivio incorporada en el cuerpo de la tapa de la bomba. En este caso, aplican los mismos limitantes en cuanto a la limpieza del fluido o su tendencia a solidificarse o depositar sólidos en la válvula. En el caso de líquidos que se solidifican, existen bombas y válvulas (y otros dispositivos de seguridad) que cuentan con calentamiento externo para evitarlo.

Se pudo hacer uso de uno de los dispositivos de alivio más sencillos que existen: la tapa suelta para proteger el tanque de alimentación y el tanque de filtrado. Con este dispositivo se ahorra en inversión. Como el sellado de las tapas no es hermético, protegen también a los tanques contra colapsos al vaciarse. Estos dispositivos son confiables y se deben señalar únicamente para que no sean sellados u obstruidos por equivocación o desconocimiento de la función que se les señaló.

Caso 5: Intercambiadores de Calor.

El caso de los Intercambiadores de calor, ofrece cuatro peligros: en el lado del medio de calentamiento (vapor) puede existir una sobrepresurización por el vapor en caso de falla de la válvula reguladora de presión como se explicó en el Caso 3.

Los otros peligros, se encuentran del lado del medio calentado (agua): existe el riesgo de provocar la evaporación del agua, que pasa por el Intercambiador, en caso que el flujo de la misma, sea lo suficientemente bajo como para que el vapor que entra tenga suficiente energía, para hacerlo entrar en ebullición (como sucederá cuando el flujo másico de agua sea menor que el flujo másico de vapor). Otro peligro, es menos aparente: expansión térmica de un fluido, en este caso agua, que se encuentra aprisionado entre dos válvulas cerradas mientras pasa fluido calentador en el otro lado del intercambiador. Este fenómeno puede ser muy destructivo en fluidos con alto coeficiente de expansión térmica como ciertos aceites pesados y sucede también cuando se deja una bomba centrífuga trabajando mucho tiempo con la succión y la descarga cerrada. Este es un riesgo muy bajo en un equipo grande y en este trabajo por ejemplo, se desprecia la expansión térmica en el Fermentador y en el Calderín, no así en los Intercambiadores de Calor y el Calentador de Reflujo donde el volumen del líquido que puede expandirse con respecto al volumen total del aparato, es muy grande. El último peligro identificado, proviene del sistema de agua del Laboratorio, aunque como en casos anteriores, el requerimiento de alivio es

excluyente con los demás peligros y además es menor, por lo que se utilizará solo el área mayor provocada por calentamiento.

En el caso específico de Intercambiadores de Calor que no necesiten de un dispositivo de alivio por otras razones, se suele instalar una válvula de alivio con orificio nominal D y de 0.75 pulgadas de diámetro de entrada, la que en muchas ocasiones es suficiente protección contra la expansión térmica, aunque Wong (28) ofrece un método para calcular el volumen real a relevar. En este caso, por las condiciones del proceso, se sabe que en caso de expansión térmica, cuando la presión llegue a la presión de alivio de la válvula de seguridad, se descargará un líquido a una temperatura superior a la de ebullición a la presión atmosférica, lo que provocará una ebullición instantánea de una parte del líquido para alcanzar el equilibrio, haciendo mayor el requerimiento de área de alivio. Sin embargo, esta área no será mayor que la que se necesitará para relevar la presión provocada por la ebullición del agua, y dado que ambos fenómenos son excluyentes, se utilizará solamente el requerimiento de área calculado para el caso de ebullición.

Para calcular el flujo a relevar, se calculó primero el flujo máximo que puede llegar a este sistema desde la caldera, resultando ser de 587 kg/h. Asumiendo que el proceso es 100% eficiente, esta cantidad de vapor puede provocar la ebullición de una cantidad similar de agua del otro lado de la pared, ya que la presión máxima en ambos lados del intercambiador de calor es la misma. Esto último está en línea con las recomendaciones de TEMA que especifican que el lado de menor presión de diseño de un intercambiador de concha y tubo debe tener una presión de diseño de por lo menos el 66% de la mayor para asegurar que una fuga interna del fluido a mas presión, será soportada adecuadamente del lado de menor presión.

Volviendo al flujo a aliviar, tenemos entonces que tanto la válvula que se debe instalar en la tubería de entrada de vapor (una sola es suficiente para proteger ambos intercambiadores ya que la alimentación es compartida) como las que han de proteger el lado de líquido calentado en cada intercambiador (aquí sí es necesario tener dos válvulas ya que este lado del proceso sí se

encuentra aislado por medio de válvulas) deben ser del mismo tamaño. Tomando el flujo máximo, se encuentra que deben instalarse tres válvulas de alivio con orificio nominal H, las que tienen diámetro de entrada de 2 pulgadas y de salida de 2.5 pulgadas. Estas válvulas representan un costo muy alto para la Universidad, por lo que se procedió a disminuir el tamaño necesario limitando el flujo de entrada de vapor por medio de un orificio limitante a ser instalado en la línea de vapor inmediatamente antes del regulador de presión. Este orificio, debe fabricarse como se especifica en el Caso 3 y deberá tener un orificio de 4.318 mm o 0.17 pulgadas, con lo que se limita el flujo de vapor a 142 kg/h, lo que es suficiente para la práctica y además limita el tamaño de las válvulas a unas con orificio nominal E y diámetro nominal de entrada y salida de 1 pulgada, representando un ahorro del 50% sobre el caso anterior.

No está de más insistir sobre la necesidad de identificar correctamente el orificio para evitar que sea cambiado o removido ya que las válvulas de alivio estarán calculadas para las condiciones que este limita. El hecho de remover el orificio, hará que las válvulas queden subdimensionadas y con ello crean un peligro potencialmente mayor que no tenerlas: al estar instaladas se provoca un sentimiento de confianza que puede provocar un accidente ya que las válvulas no son adecuadas para el trabajo.

En este caso como en los anteriores, se requiere instalar dos válvulas de cheque en serie en la entrada del agua del Laboratorio, para evitar el contraflujo que podría resultar de una fuga por ruptura de un tubo o por la ebullición descrita antes.

Caso 6: Secador rotatorio.

El caso del Secador rotatorio, es más interesante desde el punto de vista de los sistemas de control necesarios para evitar una explosión provocada por el sistema de combustión que por el estudio de sobrepresión. En este caso, sólo debe cuidarse de no usar ningún tipo de polvo que

tenga constante de explosividad alta, ya que la presencia de una llama directa en conjunto con la corriente de aire generada por el ventilador, es suficiente para provocar una explosión de polvo.

Se escogió además este quemador para el estudio, en vez del de la caldera por poderse instalar en este las guardas de combustión de forma manual, siendo así necesario que los estudiantes las estudien y entiendan, cosa que puede no suceder con el sistema integrado de guardas de combustión que tiene la caldera. Sería muy didáctico que los estudiantes realizaran una práctica, siguiendo el procedimiento que se especificó para el secador antes de utilizar la caldera, de forma que entiendan la secuencia de pasos que realiza el sistema de guardas de combustión de la caldera.

Este tipo de secuencia de guardas, se debe utilizar en cualquier tipo de quemadores y en especial en los que utilizan gas o los que de alguna forma guardan calor alrededor del área donde se encuentra la llama (por ejemplo una caldera o el refractario de un horno). Ejemplos de estos quemadores, se encuentran en muchas industrias y abarcan desde los que se usan en calderas y otros servicios hasta los que se usan directamente en proceso, como el caso del Secador rotatorio de la Universidad, los secadores de cascada en los silos de almacenamiento de granos o las torres de secado por aspersión.

Las guardas de combustión, están concebidas para evitar que se forme una concentración explosiva de combustible (gas o vapores) en el interior de la cámara de combustión, mientras la llama no está presente para quemarlos. Ejemplos de esta situación son: calderas pequeñas como la de la Universidad, cuando el quemador no debe permanecer encendido todo el tiempo o problemas del quemador que ocasionen que se apague la llama.

La primera guarda de combustión que discutiré, es la válvula doble de bloqueo y respiración, VDBR. Este arreglo, se instala solamente en tuberías de gas y consiste en dos válvulas aprobadas para uso con gas combustible (aunque no necesariamente aprobadas para Atmósferas Peligrosas)

que se instalan en serie sobre la tubería principal (y en la línea piloto si esta excede 100000 BTU/h de acuerdo a la norma NFPA 25) con otra válvula de tipo similar, aunque generalmente más pequeña que se instala en una derivación entre las dos válvulas anteriores. Las dos válvulas en serie son normalmente cerradas y deben fallar cerradas, mientras la de respiración es normalmente abierta y debe fallar en esa posición.

El objetivo de este arreglo de válvulas (que se ve en el diagrama 12) es formar un espacio abierto a la atmósfera (en forma controlada ya que la descarga de la válvula de respiración, es una tubería que debe salir sobre el techo del lugar donde esté instalada o por lo menos 4 metros sobre el equipo si éste está a la intemperie) a donde se envíe cualquier fuga de gas que logre pasar la válvula de bloqueo general y la primera válvula de bloqueo de este sistema, de forma que no pueda entrar a la cámara de combustión. En el momento en que se desea dejar pasar gas al quemador, se cierra la válvula de respiración y se abren las de bloqueo, regresando a su posición normal al dejar de funcionar el quemador o suceder una anomalía.

En sistemas automáticos, la apertura y cierre de estas llaves está conectada a un sistema central de control de guardas, el cual a través de una secuencia lógica de comprobación de guardas (como la que se muestra en el diagrama para el Secador) asegura que las condiciones sean seguras para encender el quemador y mantenerlo en funcionamiento. Además, en sistemas formales, se cuenta con dos toma-muestras situados inmediatamente después de las válvulas de bloqueo y un sistema que permite cerrar la válvula de respiración sola y en conjunto, con la apertura de la primera válvula de bloqueo con el fin de revisar periódicamente que no existan fugas de gas a través de las válvulas de bloqueo.

La caldera de la Universidad, debería contar con un sistema como éste para seguridad, aunque por haber sido construida antes de 1987 está excluida de la norma NFPA 25 que lo hace obligatorio. El sistema que utiliza la caldera es aprobado por Underwriters Laboratories y provee de protección adecuada. En el caso de la caldera, como en el de otras instalaciones industriales,

las válvulas de bloqueo deben ser aprobadas para servicio con gas por un laboratorio aprobado tal como el Underwriters Laboratories o Factory Mutual, lo que significa que además de ser construidas con materiales y diseño adecuado para manejar gas, están fabricadas para evitar fugas de gas mayores a dos burbujas por minuto (para esto sirven los toma-muestras de que se habló antes). De acuerdo al criterio de NFPA el arreglo de VDBR son obligatorias únicamente para el ramal principal del quemador, mientras el ramal de la llama piloto, esta exento siempre que no rebase los 100000 BTU/h.

El arreglo de VDBR se acciona ante cualquier señal de falla en el sistema de guarda de combustión para así evitar que llegue mas gas al quemador y que de ahí se pase a acumular en la cámara de combustión. En el caso de combustibles líquidos, existe una única llave de bloqueo que se acciona por las mismas causas que la VDBR, aunque debido a la necesidad de contar con una bomba (que en el caso de aceites pesados debe permanecer funcionando todo el tiempo) se debe instalar una válvula de alivio (de un tipo y tamaño adecuado, para manejar el flujo máximo del líquido a las condiciones más pobres que sea posible trabajar) en paralelo con esta válvula y conectada a un retorno al tanque almacén del combustible.

Las guardas de combustión que accionan la VDBR o la válvula de bloqueo, son de diferentes tipos y mientras unas condicionan la secuencia de arranque otras lo hacen con la operación del quemador y otros actúan durante todo el proceso.

Las guardas que verifican la secuencia de arranque son: tiempo cronometrado de purga, verificación de flujo mínimo de aire de purga, verificación de arranque en fuego bajo, verificación de flujo mínimo de aire de combustión, verificación de presencia de llama piloto o chispa de encendido, tiempo cronometrado de intento de ignición, verificación de llama principal. En algunas ocasiones se añade un control de tiempo de postpurga que opera para despejar la cámara de combustión de residuos combustibles despues de extinguida la llama. Esto se usa en aparatos pequeños como la caldera del laboratorio y en este caso en el secador rotatorio. En

aparatos mayores en los que esta sería muy costosa se suele instalar un dispositivo que limita los intentos de encendido para que no se pueda repetir el ciclo de encendido antes de un tiempo dado y sin que haya una purga de aire de por medio.

Las guardas que verifican la operación del quemador son: switches de control de presión alta o baja del combustible, verificación de flujo mínimo de aire de combustión, verificación de llama principal, switch de control de presión alta, switches de niveles alto y bajo del agua de la caldera, switch de temperatura alta en la chimenea.

Como se ve, los controles de presión del combustible, de flujo de aire y la verificación de llama en la cámara, permanecen como condicionantes constantes de la operación del quemador.

Las diversas guardas de combustión, se encuentran interconectadas en una secuencia que permite activar la VDBR y la postpurga en caso alguna de las mismas encuentre su valor de control fuera de límites. Por ejemplo, si durante la secuencia de arranque se encuentra que la llama del piloto no encendió esto activará (después de un tiempo cronometrado) la VDBR y la postpurga, la que ventilará los gases combustibles fuera de la cámara de combustión. Además, el control de secuencia de arranque regresará automáticamente a la posición inicial, obligando a que exista una purga de aire antes de permitir una nueva prueba de encendido.

Como en el caso del Manejo de Inflamables, uno de los factores más importantes es la purga (en el caso de Inflamables Ventilación). Esta debe garantizar un mínimo de cuatro cambios de aire tomando como base el volumen de la cámara de combustión y el de los tubos hasta llegar a la base de la chimenea. Es por esto que el controlador de la secuencia de arranque, cuenta con un múltiple de levas rotatorio con motor sincronizado para rotar a una velocidad dada, donde cada leva acciona un microswitch asociado con las guardas de combustión que necesitan ser cronometradas. Otro factor que es importante en la purga y que no es incluido en muchas calderas pequeñas, es la verificación de flujo mínimo de purga. Para esto, se puede utilizar uno de dos métodos: medirlo directamente con un medidor de flujo de aire (venturi u orificio) o bien

instalar un sistema que verifique la caída de presión a través de la caldera o una parte dada de ella (y que sea suficientemente sensible para que se pueda relacionar con el flujo de aire) y al mismo tiempo cuente con switches límites para rotación del ventilador y apertura mínima de la entrada de aire de combustión. Esta guarda, garantiza que el flujo de aire de purga es suficiente para proveer los cuatro cambios de aire en el tiempo cronometrado. En el secador rotatorio el estudiante a cargo del quemador, deberá encender el ventilador y dejarlo funcionar por lo menos 1 minuto y 30 segundos antes de intentar encender el quemador. Así también deberá mantener control sobre la caída de presión a través del ventilador para asegurar que se cumple el mínimo de flujo de aire.

A lo largo de toda la secuencia de encendido, se debe verificar que la válvula de control de fuego esté en la posición mas baja en que pueda encender y mantener una llama. Esto se hace para que, en caso falle la secuencia de encendido, entre la menor cantidad de gas a la cámara de combustión. En el caso de la llama piloto, la reguladora de presión instalada en el sistema hace las veces de guarda de combustión, limitando la cantidad de gas que puede entrar por el piloto. En el secador, el estudiante a cargo del quemador deberá encender el mechero con la menor cantidad de gas posible.

La verificación de llamas de piloto y principal, están relacionadas con un tiempo cronometrado durante el encendido para limitar la cantidad de gas que puede entrar al aparato sin que exista una llama en el mismo. En caso de no detectarse una llama estable antes de un tiempo dado, el sistema cerrara la VDBR y procederá a la postpurga para después restablecerse a la posición original automáticamente. Para detectar la llama, existen dispositivos especiales, accionados por radiación ultravioleta o infrarroja y otros que se accionan por la diferencia de potencial, que pasa a través de un electrodo cuando éste es calentado por la llama en comparación a cuando no lo es. Como estos detectores son aparatos caros y que requieren de un sistema de control y cuidado complicado, se depositará nuevamente en los estudiantes la responsabilidad de vigilar que el tiempo de prueba de ignición no exceda los 30 segundos. En el

caso de que la llama se establece antes de ese tiempo, tanto los sistemas automáticos como el procedimiento para el secador establecen que la llama se deberá seguir controlando continuamente con el fin de evitar que se extinga y continúe entrando combustible a la cámara, creando una atmósfera explosiva. En caso de apagarse la llama durante la operación, se deberá actuar la VDBR y proceder a purgar el sistema, regresando además al paso inicial de la secuencia de encendido.

Otra guarda que debe vigilarse continuamente, desde la secuencia de encendido, es la verificación de flujo de aire mínimo para combustión. Este garantiza que en todo momento existirá una relación aire-combustible adecuada para mantener una combustión estable. En caso de excederse o disminuirse la cantidad de aire respecto a la necesitada, se accionará la VDBR para evitar la entrada de gas si se apaga la llama. NFPA permite que el valor de este flujo, sea tan bajo, como 75% del flujo máximo del ventilador. Este flujo, se mide de forma similar que el de purga, cuyo límite es de 90% del flujo máximo, por lo que en el caso del secador, sugiero se utilice una sola medida, la de la purga, con el fin de simplificar el procedimiento y los controles visuales.

El control de la presión de combustible, es importante por la misma razón que la guarda anterior: un exceso de presión de combustible significará que entra mas combustible que el normal a la cámara de combustión con lo que la llama podría "ahogarse", mientras una menor presión significará que entra menos combustible extinguiendo la llama. En el caso del secador, los estudiantes deberán vigilar y anotar la presión del gas entrando al quemador y accionar la VDBR (lo que haría el sistema automático) en caso se excedan los límites inferior o superior de presión.

La última guarda de combustión incorporada al secador rotatorio, es el control de temperatura de la chimenea. Este es especialmente importante en calderas de tubos de agua y en aparatos de proceso ya que un exceso de temperatura en la descarga, podría significar que el

flujo de aire no es suficiente o que la llama es demasiado rica, con lo que tanto el producto como el aparato pueden dañarse definitivamente de no existir dicha guarda. En el caso de calderas acuotubulares por ejemplo, Kletz menciona que un tubo que sea expuesto a una temperatura del doble de su temperatura de diseño disminuye su vida útil cuando menos en un 33%.

El caso del secador rotatorio, es importante como conocimiento para los alumnos ya que es un tipo de instalación que se encuentra continuamente en la industria, ya sea como generadores de potencia o bien como aparatos de proceso. Así también es uno de los factores que más riesgo introduce en una instalación.

Discusión General

El objetivo de este trabajo, es proporcionar a los estudiantes la metodología básica para evaluar riesgos asociados con los materiales, el equipo y los procesos a trabajar. La parte teórica se concentró en describir la metodología primero y proporcionar después la herramienta adecuada para trabajarla correctamente. La práctica se hizo aplicando esta metodología y sus herramientas a las Operaciones Unitarias presentes en el Laboratorio. Se omitió realizar Estudios de Seguridad de algunas Operaciones debido a que el análisis y tratamiento básicamente es el mismo, por lo que se caería en repeticiones de procedimientos y criterios haciendo innecesariamente largo este trabajo. Una forma de evaluación de la utilidad del mismo sería la realización correcta de un Estudio de Seguridad de alguna de las Operaciones faltantes por un alumno o un grupo de ellos.

Como se vio en la metodología y en las discusiones de cada caso, el criterio a utilizar en Seguridad de Procesos, debe ser eminentemente conservador. Este criterio, se refleja por ejemplo en el cálculo de flujos entrando o saliendo a un equipo, por medio de tuberías u orificios. Las ecuaciones presentadas y las hojas de cálculo que se basaron en ellas, están diseñadas para calcular los flujos a las condiciones más retadoras al equipo: presiones equivalentes a las

máximas permisibles del equipo y flujos máximos (en el caso de gases, ya que en el caso de líquidos, el flujo máximo es a menor presión de salida, pero esto no representaría un peligro para un equipo diseñado para una presión mayor).

Por último deseo discutir brevemente, el papel de la Seguridad de Procesos en una planta industrial. En la mayoría de los casos es conveniente tener una persona dedicada o cuando menos responsable de este programa en cada planta. Las habilidades de esta persona deben incluir un conocimiento profundo de las operaciones que se llevan a cabo así como de la instalación en sí, conocimiento en el área de diseño y control de procesos y conocimiento de los criterios de Seguridad de Procesos. El trabajo de esta persona abarca todos los pasos de la vida de una planta y debe estar involucrada en cualquier proyecto desde un principio.

La primera contribución del encargado de Seguridad de Procesos en un proyecto, es la realización de la Evaluación de Riesgos, en la que discute los posibles riesgos que involucra el manejo de los materiales propuestos, así como la Base de Diseño propuesta para equipo e instalación. La razón de la importancia de su contribución, es que de esta forma la instalación es desde un principio diseñada para cumplir con los parámetros de seguridad y se evita incurrir en altos costos para modificarla después.

El segundo paso que realiza el Ingeniero de Seguridad de Procesos, es revisar y realizar el Estudio de Seguridad basándose en los Diagramas de Flujo del proceso. De esta forma, sus observaciones en cuanto a modificaciones y las necesidades de dispositivos de alivio, pueden ser incluidas en el presupuesto y la planeación de la construcción. Esta persona deberá estar siempre disponible para estudiar y ajustar las necesidades de seguridad conforme las modificaciones que son inevitables en cada proyecto que se va realizando. Debe así mismo mantener una inspección directa de la instalación durante y al terminar la construcción para asegurar que cumple los requerimientos de la Base de diseño y del Estudio de Sobrepresión. Otra responsabilidad es la inspección, prueba y aprobación de los dispositivos de seguridad y

recipientes a presión conforme estos ingresen al sitio. Es importante que esta persona mantenga una comunicación directa con el Gerente de Proyecto, para asegurar que las modificaciones se realicen rápida y efectivamente en cuanto a costo.

Al terminar la construcción, el encargado de Seguridad debe inspeccionar toda la instalación, revisando que los dispositivos y equipo estén instalados de acuerdo a lo que especifican los diagramas de flujo y corregir cualquier mala instalación o defecto que encuentre antes de comisionar la planta. Debe además estar presente durante el arranque como apoyo de la cuadrilla a cargo.

El trabajo de un Ingeniero de Seguridad de Procesos está lejos de terminar cuando una planta entra en servicio. Sus tareas durante el arranque y la operación incluyen: entrenamiento de operadores en rutinas básicas de seguridad, entrenamiento de los técnicos que realizarán las inspecciones de las instalaciones, dispositivos de seguridad y recipientes a presión, creación del sistema de seguimiento de inspecciones y pruebas de dispositivos de seguridad y recipientes a presión, apoyo durante los mantenimientos periódicos y aprobación de cambios al proceso durante la operación.

Esto último, es uno de los aspectos más difíciles para el Ingeniero de Seguridad de Procesos ya que implica mantener un control constante sobre las operaciones de la planta y al mismo tiempo crear los sistemas adecuados para que el estudio de los cambios por Seguridad de Procesos sea visto como una ayuda y no únicamente como un requisito (y hasta un estorbo) en el trabajo de la planta. El personal de operación, debe estar consciente del grado de riesgo que corre cada instalación y apoyarse en el recurso apropiado antes de realizar un cambio en: equipos, flujos en tubería, especificaciones de materiales del equipo, condiciones de operación, concentración y especificación de los materiales a utilizar o ampliaciones en la planta. En términos generales, el 80% del trabajo del Ingeniero de Seguridad de Proceso se encuentra durante la operación, mientras solo el 20% lo está en el trabajo de diseño y construcción.

En cuanto a las recomendaciones hechas a la Universidad para su equipo, en todos los casos se buscó evaluar la manera más efectiva de contrarrestar un riesgo, manteniendo siempre el costo menor posible. En los casos en que la seguridad es el motivo de un gasto, es difícil establecer una relación Costo-Beneficio, ya que generalmente la inversión es alta para la probabilidad de que ocurra un siniestro. Sin embargo de ocurrir esto, como ha ocurrido varias veces recientemente, según se vio en la Introducción, el costo en Vidas y Pérdida de Instalaciones se hace excepcionalmente alto, minimizando la inversión en medidas de seguridad. Dado que es difícil establecer una relación Costo-Beneficio y literalmente imposible asignar una Tasa Interna de Retorno (ya que el beneficio que se obtiene es relativo: si ocurren las condiciones para un siniestro, se ahorró a la compañía todo el costo de la instalación y de vidas, mientras si el siniestro no existe, es un gasto que no tiene beneficio) es práctica general establecer una relación de beneficio en calidad, ya que la existencia de instalaciones adecuadas y seguras, motiva al personal (ya que se dan cuenta que la compañía da mucho valor a su seguridad personal) y permite una fácil realización de las actividades diarias.

Por esto, el beneficio para la Universidad de realizar las recomendaciones que se dan en este trabajo estaría en la creación de un ambiente mas seguro que salvaguarde tanto a los alumnos y trabajadores de la Universidad, a la inversión en instalaciones y equipo que la Universidad ha realizado y a la integridad de las personas y bienes que rodean a la misma. Un segundo beneficio, muy importante dado el tipo de actividad que se realiza en el Laboratorio, es crear la conciencia de la necesidad de la Seguridad en los alumnos, dándoles a la vez las herramientas necesarias para que puedan aplicar estas enseñanzas a sus trabajos. El por qué de la existencia y la forma en que protegen a los sistemas los dispositivos de seguridad, debería formar parte de la guía de trabajo para cada unidad, así como de la evaluación de los estudiantes que utilizan los aparatos. De esta forma, el desembolso que realiza la Universidad queda ampliamente recompensado en la calidad que se logra en el ambiente de seguridad de laboratorio y especialmente en la enseñanza que se da a los alumnos.

Es importante hacer notar que la necesidad de Seguridad es uno de los requisitos básicos para implementar técnicas modernas de aumento de productividad como TPM (que lo reconoce como uno de los cimientos donde asienta los pilares de la mejora de productividad). En países adelantados como el Japón, la presencia de un programa de Seguridad y la conciencia del personal al respecto, es reconocida como una necesidad básica que colabora a mejorar el ambiente y la operación de cualquier instalación. Guatemala debe incorporarse a la tendencia a la globalización de la economía adoptando programas modernos que involucren a todos los escalones de una organización para lograr la competitividad y tanto la Seguridad como la Protección al Medio Ambiente, son requerimientos de esta tendencia.

Personalmente, me siento satisfecho con la realización de este trabajo y mi satisfacción será completa al comprobar que es de utilidad a la Universidad y especialmente a sus alumnos, ya que este conocimiento que comparto en el trabajo, es algo que no se aprende en ningún curso de la Universidad y que, por no ser obligatorio en Guatemala, pocas compañías ponen en práctica. Muchas compañías compran aparatos y procesos de proveedores extranjeros que deben cumplir con las reglas para su país de origen, pero pocas conocen el por qué de los dispositivos de seguridad que traen incorporados sus equipos y cómo darles mantenimiento a estos dispositivos y a los recipientes a presión que se incluyen muchas veces. Espero que este trabajo, sirva de base para que los alumnos tengan el conocimiento mínimo para evaluar los riesgos en sus lugares de trabajo, así como para que realicen investigaciones que les ayuden a entender mejor el enfoque de Seguridad para Procesos.

IX. CONCLUSIONES

Las conclusiones generales de este trabajo son:

1. El Laboratorio de Operaciones Unitarias presenta las condiciones adecuadas para ser estudiado como una pequeña planta a nivel industrial, por lo que los Estudios de Seguridad que se realizaron sobre sus Operaciones pueden ser escalados para uso en unidades industriales mayores.
2. La mejora de los equipos de cada Operación al incorporar medidas de seguridad en cada uno, ayudará a mejorar el ambiente del Laboratorio al representar una mejora en las condiciones de seguridad del mismo.
3. La presencia de los dispositivos de seguridad en los equipos y la descripción de los mismos en las Guías de Trabajo, así como la evaluación de este conocimiento como parte de los Cursos de Operaciones Unitarias, contribuirá a mejorar la calidad académica de los estudiantes, proporcionando a los mismos, la conciencia y el conocimiento para aplicar esta metodología durante su vida profesional.
4. Siendo un compromiso de la Universidad preparar a sus estudiantes para ser competitivos en el medio profesional, la enseñanza de este tipo de conocimiento a los estudiantes permitirá a los mismos establecer una diferencia competitiva en el trabajo, que además los ayudará a adaptarse mejor a los cambios que implica la tendencia a globalizar actualmente en boga.

Las conclusiones específicas del trabajo son:

5. Existen necesidades básicas, según se observa en la sección VII, Recomendaciones, para mejorar el aspecto de seguridad de cada operación. Satisfacer estas necesidades implicará la aplicación de recursos, en especial monetarios, para la compra e instalación de los dispositivos recomendados.

6. Se determinó la urgente necesidad de mejorar el manejo de los materiales inflamable en el caso de la Torre de Extracción Líquido-Líquido, la Torre de Destilación y el Secador Rotatorio. En particular es esencial proveer a estas áreas de los dispositivos para asegurar la ventilación adecuada de las áreas y el almacenamiento (en el caso del Secador Confinamiento) de los materiales inflamables, con lo que el riesgo de una explosión habrá disminuido en hasta un 80%.

7. En todos los casos, se determinó la necesidad de instalar dispositivos que permitan la adecuada descarga de cualquier sobrepresión, garantizando así la integridad de los equipos del Laboratorio.

X. RECOMENDACIONES

1. Escribir una guía de operación para cada equipo, cuya lectura sea obligatoria para todos los estudiantes antes de operar el equipo. Esta guía, deberá incluir una sección de Seguridad donde se describan los dispositivos de seguridad existentes y la razón de su existencia. La lectura de esta guía y su comprensión deberá ser evaluada por el catedrático.
2. En la Torre de Extracción Líquido-Líquido se recomienda comprar: Gabinete de Almacenamiento de Inflamables, Modificación de Instalación Eléctrica para que cumpla con los requerimientos para Atmósferas Peligrosas, Construcción de un dique alrededor del área, instalar un Extractor de Aire.
3. En la Torre de Destilación, se recomienda a corto plazo comprar e instalar: Gabinete de Almacenamiento de Inflamables, Construcción de un dique alrededor del área, Instalación de un Extractor de Aire (en conjunto con la Torre de Extracción), Instalación de dos válvulas de alivio según especificación en el Caso 2 de la Sección VIII. A largo plazo se debe estudiar: Compra de Condensador para sustituir la unidad actual de vidrio y de sistema de control de presión en la torre.
4. Para el Fermentador, el Estudio de Seguridad recomienda: Retirar la válvula de bola de la tubería de salida de aire actual para convertir dicha tubería en respiradero, así como habilitar la tubería de 0.75" diámetro nominal existente en la tapa para respiradero, Instalar manómetros de control de presión diferencial, para detectar saturación de los filtros de los respiraderos, Instalar un orificio limitador de flujo en la tubería de aire comprimido, Comprar e instalar una válvula de alivio y un dispositivo rompedor de vacío para proteger la chaqueta e Instalar un doble cheque en la tubería de agua.

5. Para el Banco de Intercambiadores de Calor, la recomendación es instalar un orificio limitador de flujo en la entrada de vapor, una válvula de alivio en la entrada de vapor después de la válvula reguladora de presión y una válvula de alivio a la entrada de cada Intercambiador de Calor en el lado del agua, asegurando que no quede ninguna válvula entre la de seguridad y el Intercambiador. La instalación de un doble cheque en la entrada de agua, permitirá proteger a dicho sistema de un contraflujo proveniente de este sistema.

6. Para la unidad de Filtro de Candela, los dispositivos de seguridad a instalar incluyen: instalar una válvula de seguridad según especificaciones en la descarga de la bomba Aurora y colocar una Válvula de tres vías en la parte superior del filtro, para permitir el desprendimiento del sólido de la candela usando aire comprimido o agua del sistema. Además, se deben identificar las tapas de los tanques como dispositivos que previenen la sobrepresión en los mismos. Se debe instalar un doble cheque en la entrada de agua, para prevenir la contrapresión hacia ese sistema.

7. La unidad de Secador Rotatorio, debe agregar a su función didáctica normal la de enseñanza de las guardas necesarias en un sistema de combustión para que los alumnos entiendan el orden y razón de ser de cada guarda en otros sistemas, tales como la caldera. Esto se hará mediante la instalación de: un sistema de Válvula Doble de Bloqueo y Respiración, un manómetro que indique la presión en la línea de gas, un manómetro diferencial calibrado para indicar el flujo de aire a través del sistema y una mirilla que permita observar la llama. Las demás guardas de combustión (purga cronometrada, tiempo de prueba de ignición, chequeo de llama) se incorporarán a la práctica mediante un procedimiento de arranque del quemador, del cual debe ser responsable un alumno y en el cual se debe evaluar a los alumnos.

8. Es una necesidad imperativa mejorar el manejo de inflamables en el Laboratorio, por lo que se recomienda la adquisición inmediata de: Gabinete para almacenar inflamables, Ventilador

Extractor para la Torre de Extracción y la Torre de Destilación. Así también, se recomienda el cambio inmediato de posición de la tubería de gas propano que alimenta el secador rotatorio, a la especificada en la Base de Diseño.

9. Se recomienda que se explique la metodología básica de Seguridad de Procesos a los estudiantes, como parte del currículum y que se investigue y desarrolle un sistema que permita mantener control sobre los cambios y mejoras en el Laboratorio de forma que se ajusten a las reglas de Seguridad.

XI. BIBLIOGRAFIA

1. Occupational Safety and Health Administration, 1991. **PROCESS SAFETY MANAGEMENT OF HIGHLY HAZARDOUS CHEMICALS.** Federal Code 29 CFR 1910.119. USA.
2. Kletz, T. 1985. **MAKE PLANTS INHERENTLY SAFE.** Hydrocarbon Processing. September 1985.
3. Kletz, T. 1984. **WHAT WENT WRONG?** Gulf Publishing Co. USA.
4. R. Cocks y J. Rogerson. 1978. **ORGANIZING A PROCESS SAFETY PROGRAM.** Chemical Engineering October 23 1978.
5. American Society of Mechanical Engineers. 1990. **BOILER AND PRESSURE VESSEL CODE.** ASME Code, Section VII. USA.
6. National Fire Protection Association. 1990. **FIRE PROTECTION GUIDE TO HAZARDOUS MATERIALS.** NFPA USA.
7. National Fire Protection Association. 1990. **NATIONAL ELECTRICAL CODE.** Chapter 5. NFPA USA
8. Arendt, J. et al. 1993. **MANAGING SAFETY.** Chemical Engineering March 1993
9. Kurjila, M. y S. Yohari. 1992. **NEW SAFETY RULES ADD TO PLANT MANAGER'S WORRIES.** Chemical Engineering June 1992.
10. Conrad, J. 1984. **TOTAL PLANT SAFETY AUDIT.** Chemical Engineering May 14 1984.
11. Meissner, R. y D. Shelton. 1992. **MINIMIZING PROBLEMS IN PLANT LAYOUT.** Chemical Engineering April 1992.
12. Brandt, D. et al. 1992. **THE IMPACT OF CODES, STANDARDS AND REGULATIONS.** Chemical Engineering April 1992.
13. Perry, R. y D. Green. 1984. **PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK.** McGraw-Hill USA
14. Foust, A. et al. 1987. **PRINCIPIOS DE OPERACIONES UNITARIAS.** CECSA México.

15. McCabe, W. y J. Smith. 1981. **OPERACIONES BASICAS DE INGENIERIA QUIMICA**. Editorial Reverté España.
16. Streeter, V. 1968. **MECANICA DE LOS FLUIDOS**. McGraw-Hill España.
17. Geankopolis, C. 1991. **PROCESOS DE TRANSPORTE Y OPERACIONES UNITARIAS**. Cecsa México
18. Crane Company 1989. **FLUJO DE FLUIDOS EN VALVULAS, ACCESORIOS Y TUBERIAS**. McGraw-Hill México.
19. Waisvisz, H. 1987. **QUICK SIZING OF RESTRICTIVE ORIFICES**. Chemical Engineering August 17 1987.
20. Kister, H. 1990. **DISTILLATION OPERATION**. McGraw-Hill New York.
21. Coker, A. 1992. **SIZE RELIEF VALVES SENSIBLY**. Chemical Engineering Progress August/November 1992.
22. Shoaie, M. y J. Sommerfield. 1989. **DRAINING TANKS: HOW LONG DOES IT REALLY TAKE?**. Chemical Engineering January 1989.
23. Van Boskirk, B. 1987. **SIZING AND SELECTING CONSERVATION VENTS**. Chemical Engineering November 23 1987.
24. Giffin, G. 1994. **KEEPING A LID ON VOLATILE LIQUIDS**. Chemical Engineering February 1994.
25. Lant, P. y D. Johnstone. 1994. **USE NITROGEN TO BOOST PLANT SAFETY AND PRODUCT QUALITY**. Chemical Engineering June 1994.
26. Nazario, F. 1988. **RUPTURE DISKS**. Chemical Engineering June 20 1988.
27. Kern, R. 1977. **PRESSURE RELIEF VALVES FOR PROCESS PLANTS**. Chemical Engineering February 28 1977.
28. Wong, W. 1989. **SAFER RELIEF VALVE SIZING**. Chemical Engineering May 1989.
29. Wong, W. 1992. **SIZING RELIEF VALVES MORE ACCURATELY**. Chemical Engineering June 1992
30. Cartwright, P. 1992. **LOOK AT ELECTROSTATICS CLOSELY**. Chemical Engineering Progress September 1992.

31. Edabat, V. 1993. **KEEP DUST-CLOUD EXPLOSIONS AT BAY.** Chemical Engineering December 1993.
32. Howard, W. 1992. **USE PRECAUTION IN SELECTION, INSTALLATION AND OPERATION OF FLAME ARRESTERS.** Chemical Engineering Progress April 1992.
33. Sims, R. 1987. **SAFELY STORE HAZARDOUS AND FLAMMABLE MATERIALS.** Chemical Engineering September 28, 1987.
34. Gladstone, J. 1975. **AIR CONDITIONING AND MECHANICAL TRADES.** Van Nostrand Reinhold Co. New York.
35. Black, G. 1994. **DUST COLLECTOR VENTING.** Chemical Engineering February 1994.
36. Bautista, J.E. 1985. **SUPERVISION DE LA INSTALACION DEL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS DE INGENIERIA QUIMICA DE LA UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA.** Trabajo de Graduación UVG, Guatemala 1985.
37. Paz, H. 1987. **CHARACTERIZACION DE LA OPERACION DE UNA TORRE DE DESTILACION CON EL SISTEMA ISOPROPANOL AGUA.** Trabajo de Graduación UVG, Guatemala 1987.
38. Heredia, M. 1988. **DISEÑO, CONSTRUCCION Y MONTAJE DE UN SISTEMA DE FERMENTACION PARA LA PRODUCCION DE BIOMASA MICROBIANA.** Trabajo de Graduación UVG, Guatemala 1988.
39. Valenzuela, J.F. 1988. **EVALUACION DEL FUNCIONAMIENTO DE UN FERMENTADOR EXPERIMENTAL PARA LA PRODUCCION DE BIOMASA MICROBIANA.** Trabajo de Graduación UVG, Guatemala 1988.
40. Hamm, H.W. 1972. **DESIGN OF VESSELS UNDER EXTERNAL PRESSURE.** Hydrocarbon Processing June 1972.
41. Barillas, R. 1989. **DISEÑO Y CONSTRUCCION DE UN SECADOR ROTATORIO.** Trabajo de Graduación UVG, Guatemala 1989.
42. Solorzano, R. 1989. **ESTANDARIZACION Y ELABORACION DEL MANUAL DE LABORATORIO DE UN SECADOR ROTATORIO.** Trabajo de Graduación UVG Guatemala 1989.
43. National Fire Protection Association 1990. **NFPA CODE 25: COMBUSTION SAFETY.** NFPA USA.

APENDICE A: SIMBOLOS Y DIMENSIONALES

Flujo de fluidos

A:	Area de la sección transversal de tubería u orificio en metros cuadrados
d :	Diámetro interior de tubería en milímetros
D:	Densidad en kilogramos por metro cúbico
f:	Factor de fricción de Moody
g:	Aceleración de la gravedad, 9.8 metros por segundo cuadrado
h1:	Pérdida de presión debida al flujo del fluido, en metros de altura del fluido
HI:	Entalpía de evaporación de un fluido, en Joules por kilogramo
k:	Relación de calores específicos para un gas en particular
K:	Coefficiente de resistencia o pérdida de presión por velocidad
Ko:	Coefficiente de flujo para orificios
L:	Longitud de la tubería en metros
Nre:	Número de Reynolds
P:	Presión manométrica en Pascal o bar
P ₁ :	Presión absoluta en Pascal o bar
q _m :	Caudal en metros cúbicos por minuto a condiciones normales
Q:	Caudal en litros por minuto
rc:	Relación crítica de presiones
S:	Gravedad específica de un gas respecto al aire
Sp.G.:	Gravedad específica de un líquido respecto al agua
t:	Tiempo en segundos
T:	Temperatura en grados Celsius
v:	Velocidad media de flujo en metros por segundo
V1:	Volumen específico de un gas a las condiciones de entrada en metros cúbicos por kilogramo
W:	Caudal másico en kilogramos por hora
Y:	Factor de compresibilidad para gases
Ym:	Factor de compresibilidad máximo para condiciones dadas
Z:	Altura en metros cuadrados
μ:	Viscosidad absoluta en centipoises
ε:	Factor de rugosidad de la tubería

Específicos de Válvulas de Alivio

C:	Factor de corrección dependiente de k (Válvulas de Alivio - Gases)
K:	Constante igual a 0.975 (Válvulas de Alivio - Gases)
Ku:	Coefficiente de corrección por viscosidad (Válvulas de Alivio - Líquidos)
Kp:	Coefficiente de corrección por sobrepresión (Válvulas de Alivio - Líquidos)
Ksh:	Factor de corrección para vapor sobrecalentado (Válvulas de Alivio - Gases)
M:	Peso Molecular de un gas en kilogramos por mol

Recipientes a Presión

- a: Angulo del vértice de un cono en grados
- D: Diámetro del Recipiente a Presión en pulgadas
- E. Eficiencia de Soldadura
- Me. Módulo de elasticidad de un metal en libras por pulgada cuadrada
- S: Tensión de esfuerzo de un metal en libras por pulgada cuadrada
- t: Espesor de la lámina de un Recipiente a Presión en pulgadas

APENDICE B: CURVAS CARACTERISTICAS DE BOMBAS

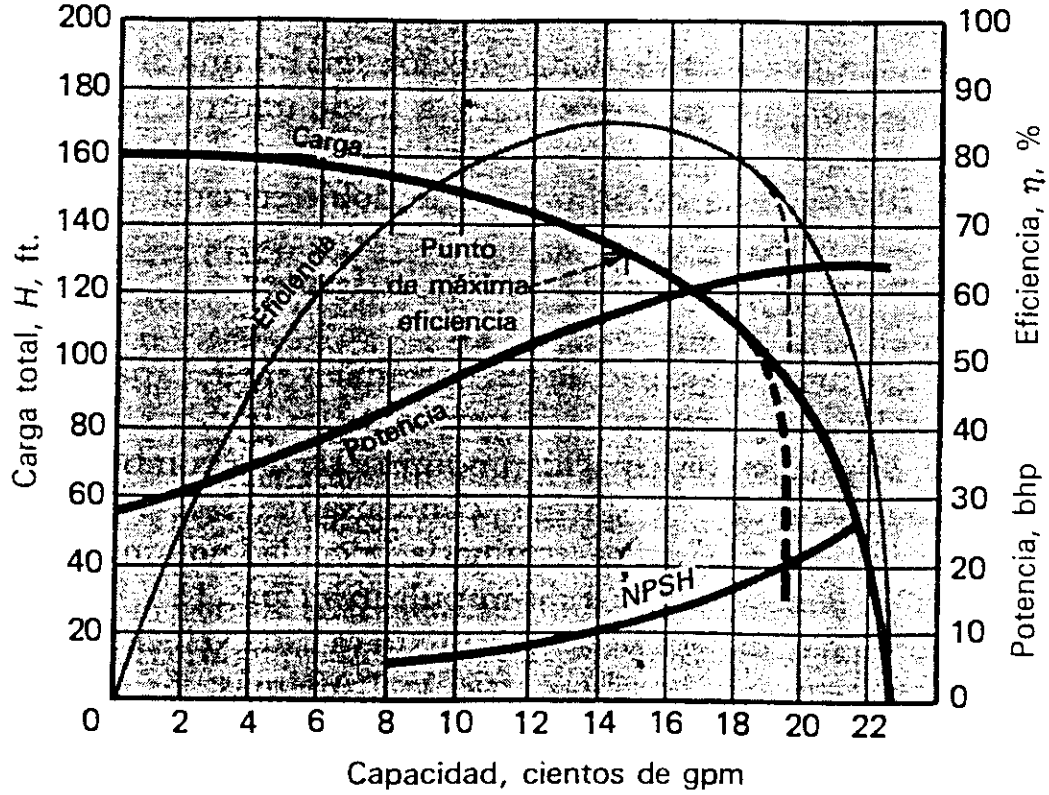
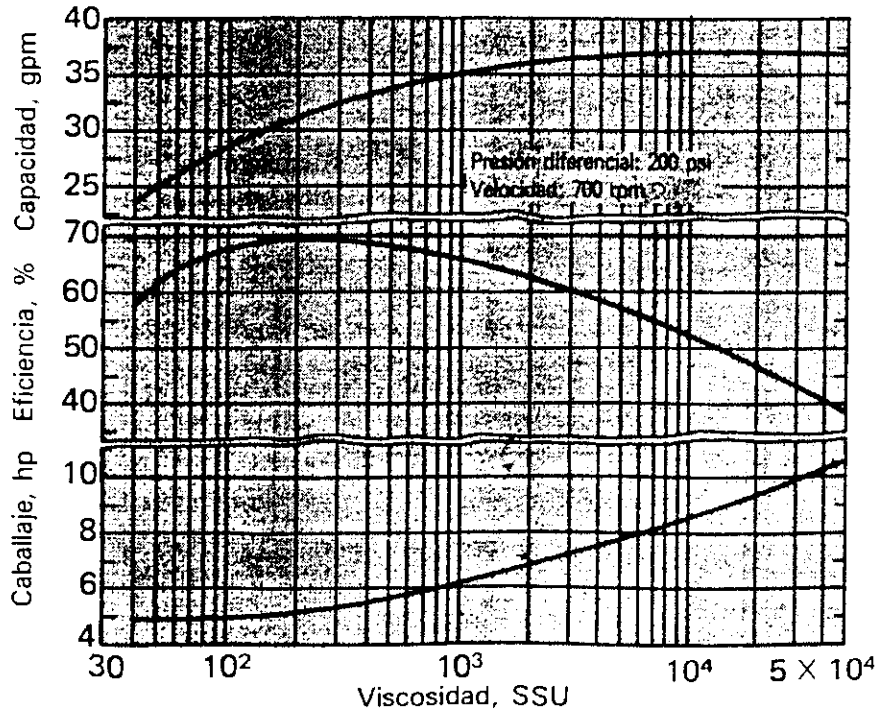
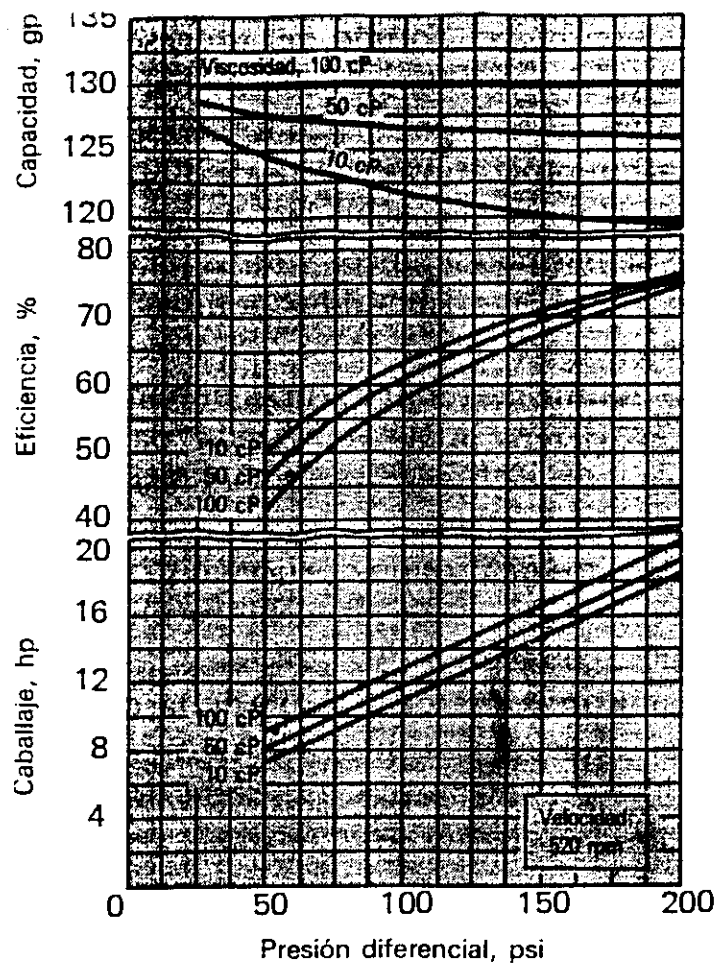


FIG 1: Curva característica de una bomba centrífuga



c. Bomba de 2 in de engranes externos

FIG 2: Curva característica de una bomba de desplazamiento positivo



b. Bomba de 2-½ in de pistón circunferencial

FIG 3: Curva característica de una bomba de desplazamiento positivo

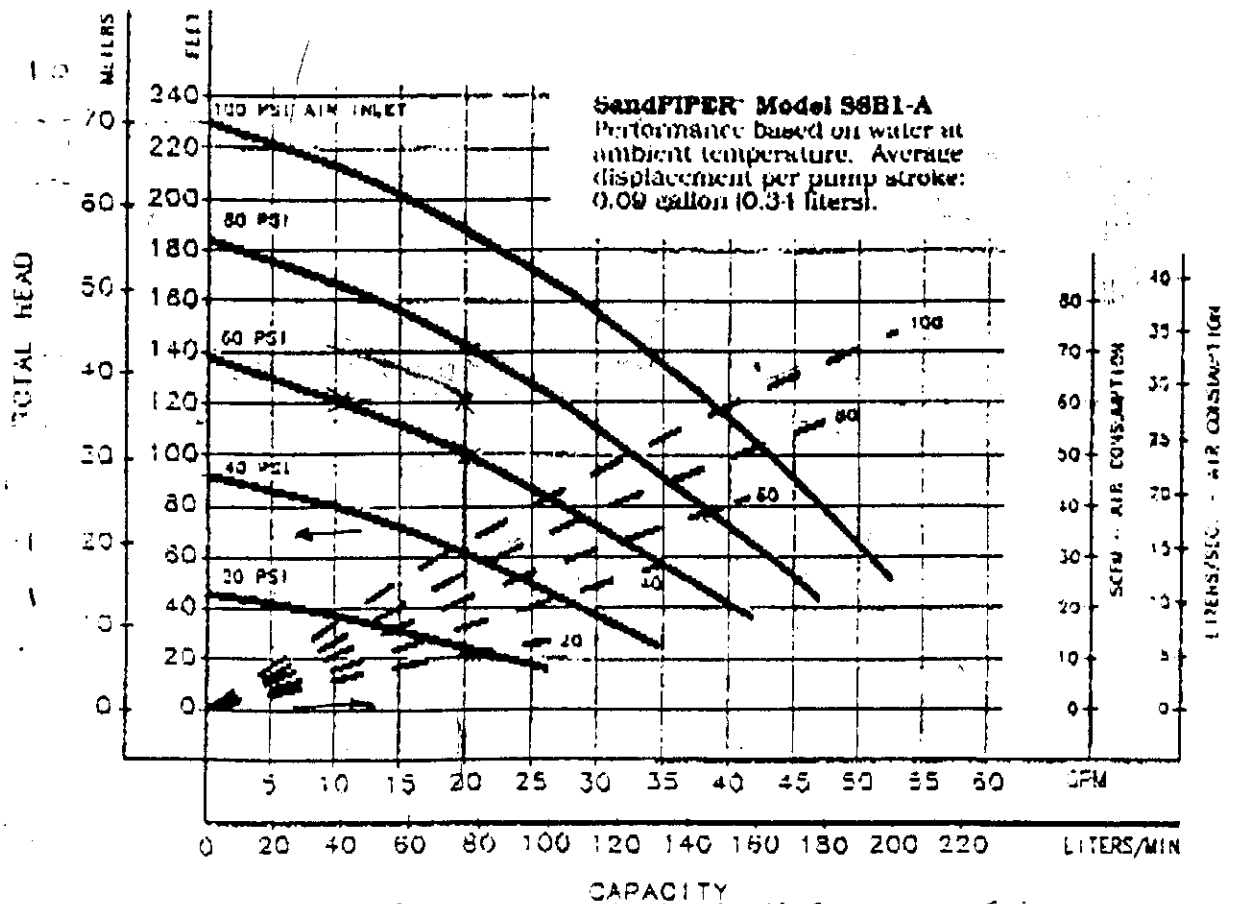


FIG 4: Curva característica de una bomba de diafragma neumático

APENDICE C: DISPOSITIVOS DE SEGURIDAD

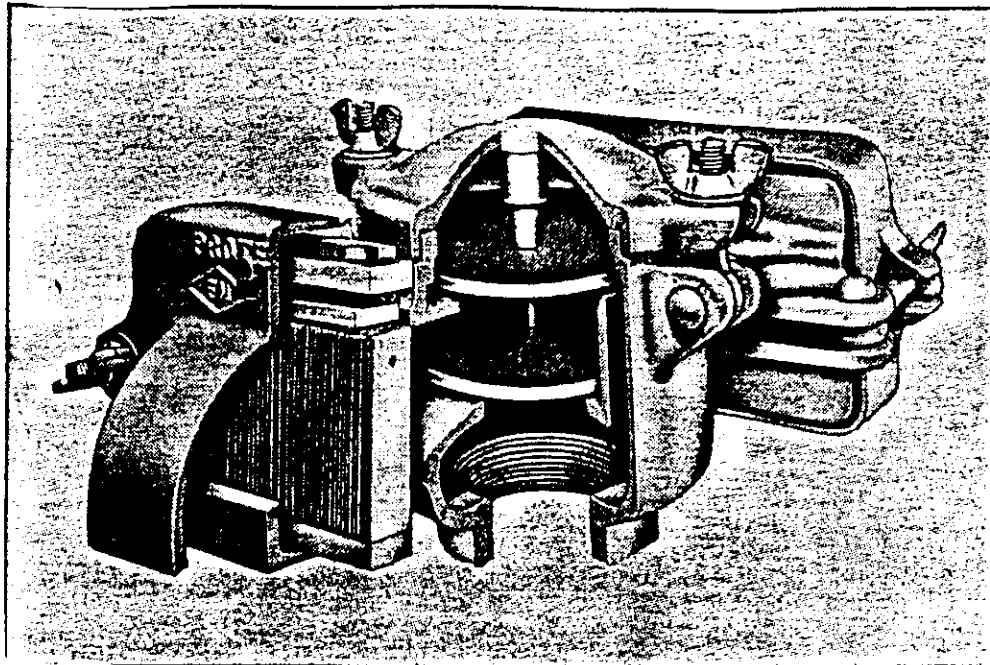
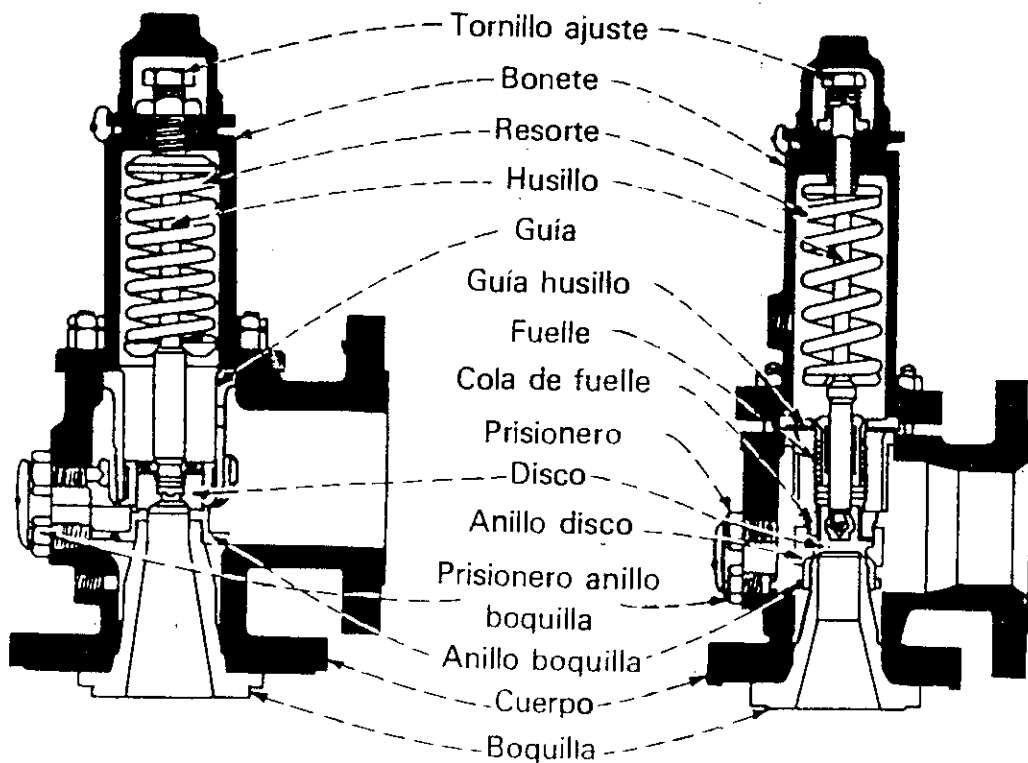


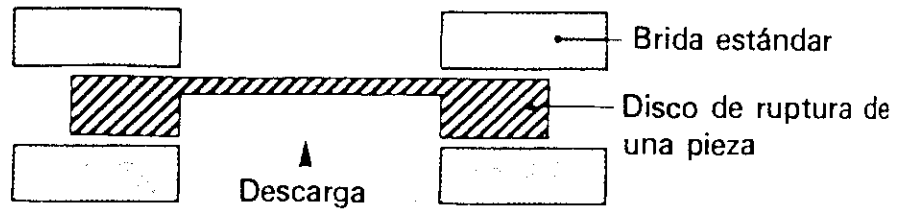
FIG 1: Válvula de respiración de Presión y Vacío -(Corte)

FIG 2: Nomenclatura de Válvulas de Alivio típicas

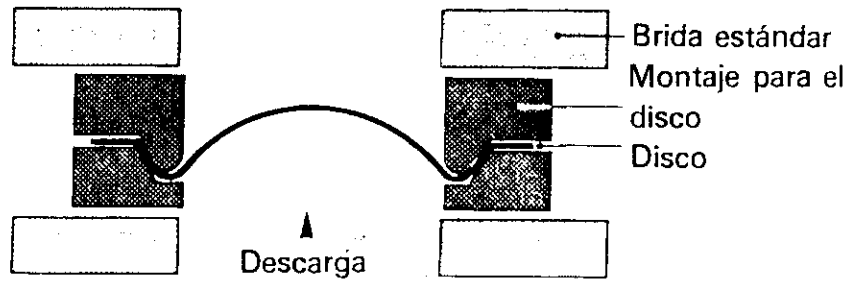
a. Tipo boquilla estándar,
guía con salida a escape,
bonete cerrado

b. Boquilla con fuelle
equilibrado, bonete abierto
a la atmósfera

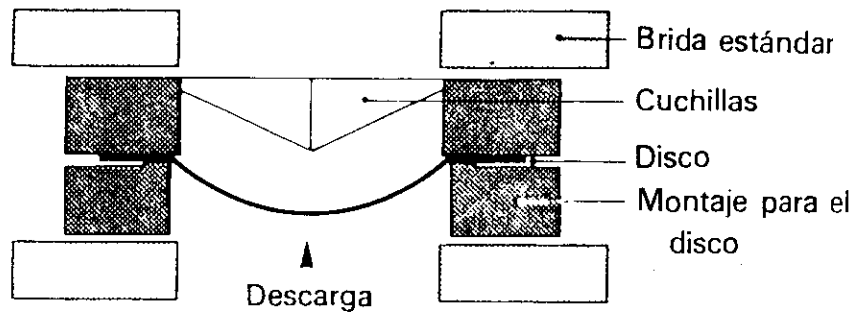




(a) Grafito



(b) Tipo metálico convencional



(c) Metálico con combadura inversa

FIG 3: Nomenclatura de Discos de ruptura típicos (corte transversal)

APENDICE D: CODIGO ASME (7) Formulas de Diseño de Recipientes a Presión

Presión máxima de un recipiente cilíndrico:

$$P = (SEt)/((D/2) + 0.6t)$$

Presión máxima para un cabezal formado elipsoidal

$$P = (2SEt)/(D + 0.2t)$$

Presión máxima para un cabezal formado torisférico

$$P = (SEt)/(0.885 L + 0.1 t)$$

Donde L es aproximadamente igual a D e indica el radio con que fue trazada la curva del cabezal.

Presión máxima para un cabezal formado cónico

$$P = (2SEt \cos a)/(D + 1.2t \cos a)$$

Donde a es la mitad del ángulo formado por las dos paredes del cabezal.

Presión máxima para un cabezal formado toricónico

$$P = (2SEt)/(LM + 0.2 t)$$

Donde

$$\begin{aligned} M &= 0.25 (3 + (L/r)^{0.5}) \\ L &= D1/2 \cos a \\ D1 &= D \cdot 2(r \cdot r \cos a) \end{aligned}$$

M es una variable dependiente de L y r. L es como en el caso de el cabezal torisférico, el radio con el que se trazó la circunferencia del cabezal (en este caso truncada por el extremo cónico). r es el radio trazado desde el punto donde L cruza a D en el inicio del cabezal hasta la circunferencia trazada y D1 es el diámetro del recipiente en el punto donde inicia el extremo cónico.

Presión máxima para un cabezal hemisférico:

$$P = (2SEt)/((D/2) + 0.2t)$$

El cálculo exacto de la resistencia a presión externa (vacío) de un recipiente se establece en base a tablas y cálculos mostrados en el Párrafo UG-28 del código ASME (7).
