

ESPECIFICACIONES Y CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DEL SISTEMA DE
ALIVIO Y TEA EN UNA ESTACIÓN COMPRESORA DE GAS NATURAL-
INGENIERÍA DETALLADA DESARROLLADA PARA EL DEPARTAMENTO DE
PROCESO EN LA EMPRESA AB PROYECTOS S.A

CRISTHIAN CAMILO CÁRDENAS CAICEDO

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA

2009

ESPECIFICACIONES Y CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DEL SISTEMA DE
ALIVIO Y TEA EN UNA ESTACIÓN COMPRESORA DE GAS NATURAL-
INGENIERÍA DETALLADA DESARROLLADA PARA EL DEPARTAMENTO DE
PROCESO EN LA EMPRESA AB PROYECTOS S.A

CRISTHIAN CAMILO CÁRDENAS CAICEDO

Trabajo presentado para optar por el título de ingeniero químico

Director:

CRISÓSTOMO BARAJAS FERREIRA

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA

2009

A DIOS que por sus bendiciones me permite que todo sea posible. A mis padres y familia por ponerme en este camino y brindarme su apoyo incondicional para ayudar a cumplir este objetivo.

A mis amigos Claudia, Johanna, Kata y Jaime, por brindarme su apoyo y amistad incondicional a lo largo de toda mi carrera

Cristhian Camilo Cárdenas

AGRADECIMIENTOS

Esta práctica empresarial se realizó gracias a la empresa AB PROYECTOS S.A y a la escuela de ingeniería química.

A todos los ingenieros del departamento de proceso por su valiosa colaboración y apoyo en el transcurso de la práctica en especial al ingeniero Sebastián González por su apoyo y seguimiento como tutor de la práctica.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	1
1. CONCEPTOS BASICOS	3
1.1 SISTEMA DE ALIVIO	3
1.2 TEA	3
1.3 BOQUILLA DEL QUEMADOR	4
1.4 CABEZAL DE DESFOGUE	4
1.5 CONTRAPRESIÓN	4
1.6 DISCO DE RUPTURA	4
1.7 DISPOSITIVOS DE ALIVIO DE PRESIÓN	5
1.8 FLAMA	5
1.9 GAS DE PURGA	5
1.10 PRESIÓN DE AJUSTE	5
1.11 PRESIÓN DE DISEÑO	5
1.12 PRESIÓN DE OPERACIÓN	6
1.13 PURGA	6
1.14 RADIACIÓN	6
1.15 RETROCESO DE FLAMA	6

1.16	SOBRE PRESIÓN	6
1.17	TANQUE DE SELLOS	7
1.18	NÚMERO DE MATCH	7
1.19	PILOTO	7
1.20	VÁLVULAS DE ALIVIO DE PRESIÓN	7
1.21	RECIPIENTE SEPARADOR DE LÍQUIDO HACIA LA TEA (FLARE KNOCKOUT DRUM).	8
1.22	AMORTIGUADOR DE VELOCIDAD DE LOS GASES LÍQUIDOS Y SÓLIDOS QUE VIENEN DEL POZO (SLUG CATCHER)	8
2.	METODOLOGIA PARA EL DESARROLLO DEL DISEÑO	9
2.1	REVISIÓN DE LOS LINEAMIENTOS Y PROCEDIMIENTOS A SEGUIR PARA LA ELABORACIÓN DE UNA INGENIERÍA DE DETALLE.	10
2.2	VERIFICACIÓN DE NORMAS Y CÓDIGOS APLICABLES	10
2.3	REVISIÓN DE LOS DOCUMENTOS ELABORADOS EN LA INGENIERÍA BÁSICA	10
2.4	VERIFICACIÓN DE EQUIPOS, LÍNEAS, INSTRUMENTOS, PLANOS, PI&D'S INVOLUCRADOS EN EL SISTEMA DE ALIVIO DE LA ESTACIÓN	11
2.5	ELABORACIÓN DE DOCUEMENTOS, HOJAS DE DATOS Y MEMORIAS DE CÁLCULO	14
3.	RESULTADOS	16

3.1 REVISIÓN DE CÁLCULOS HIDRÁULICOS DE LAS LÍNEAS DE DESCARGA DE VÁLVULAS PSV, BDV, SDV, GAS DE PURGA Y GAS A PILOTOS.	16
3.2 CABEZAL DE RECOLECCIÓN A TEA	18
3.3 VÁLVULAS	21
3.3.1 Válvulas SDV y BDV	22
3.4 TANQUE SEPARADOR BIFASICO DE CONDENSADOS A TEA (K.O DRUM)	24
3.5 BOMBA DE TRANSFERENCIA DE CONDENSADOS DE K.O DRUM	26
3.6 SISTEMA DE TEA	27
3.5 REQUERIMIENTOS DEL GAS DE PURGA	29
3.6 REQUERIMIENTOS DE GAS A PILOTOS	30
3.7 REVISION DEL DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION (P&ID)	31
4. CONCLUSIONES	32
5. RECOMENDACIONES	34
6. BIBLIOGRAFIA	35

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
FIGURA 1 COMPORTAMIENTO DEL FLUJO DE CADA VÁLVULA CON EL TIEMPO	20

LISTA DE TABLAS

	Pág.
TABLA 1 VELOCIDADES Y CAÍDAS DE PRESIÓN RECOMENDADAS	13
TABLA 2 DIMENSIONAMIENTO DE LAS LÍNEAS	16
TABLA 3 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE DESPRESURIZACIÓN	19
TABLA 4 TIPOS DE VÁLVULAS Y UBICACIÓN A SER INSTALADAS EN LA ESTACIÓN COMPRESORA	21
TABLA 5 RESULTADOS DIMENSIONAMIENTO VÁLVULAS SDV Y BDV	22
TABLA 6 RESULTADOS DIMENSIONAMIENTO DE VÁLVULAS SDV Y BDV PROPORCIONADOS EN LA INGENIERÍA BÁSICA.	22
TABLA 7 RESULTADOS DIMENSIONAMIENTO DE VÁLVULAS PSV	23
TABLA 8 DATOS DE ENTRADA PARA CALCULAR EL KNOCK OUT DRUM	25
TABLA 9 RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DEL KNOCK OUT DRUM	25
TABLA 10 RESULTADOS DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS	26
TABLA 11 DATOS DE ENTRADA PARA CÁLCULOS SISTEMA DE TEA	28
TABLA 12 DIMENSIONES DE LA TEA	28

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A COMPOSICIÓN DEL GAS, DESCRIPCIÓN DEL PROCESO CONDICIONES DE OPERACIÓN Y CONDICIONES AMBIENTALES DE LA ZONA	36
ANEXO B PROCEDIMIENTO PARA EL CÁLCULO DE VÁLVULAS DE SEGURIDAD	39
ANEXO C PROCEDIMIENTO PARA EL CÁLCULO DEL SEPARADOR BIFÁSICO DE CONDENSADOS A TEA	44
ANEXO D METODOLOGÍA DE CÁLCULO BOMBA DE TRANSFERENCIA DE CONDENSADOS DE K.O DRUM	47
ANEXO E METODOLOGÍA DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO LA TEA	54
ANEXO F SIMULACIÓN HIDRÁULICA DE LAS LÍNEAS DE DE DESCARGA DE LAS VÁLVULAS BDV, SDV Y GAS A PILOTOS	62
ANEXO G RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE HYSYS DEL COMPORTAMIENTO DE LA PRESIÓN A TRAVÉS DEL TIEMPO	70
ANEXO H RESULTADOS DIMENSIONAMIENTO DEL K.O DRUM EN FEP	78
ANEXO I RESULTADOS OBTENIDOS EN EL DIMENSIONAMIENTO DE LA TEA	79
ANEXO J DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN (P&ID)	79

TITULO: ESPECIFICACIONES Y CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DEL SISTEMA DE ALIVIO Y TEA EN UNA ESTACIÓN COMPRESORA DE GAS NATURAL-INGENIERÍA DETALLADA DESARROLLADA PARA EL DEPARTAMENTO DE PROCESO EN LA EMPRESA AB PROYECTOS S.A*

AUTOR: CRISTHIAN CAMILO CÁRDENAS CAICEDO**

PALABRAS CLAVES: Válvulas de seguridad, sistema de alivio, tea.

Se verificaron los cálculos de los equipos líneas e instrumentos que conforman el sistema de alivio y tea en una estación compresora de gas natural, siguiendo los criterios y procedimientos establecidos en las normas API 521, API 520, API 526, API 537, API 12J, con el fin de desarrollar las especificaciones técnicas necesarias para llevar a cabo la ingeniería detallada del sistema de alivio y tea en esta estación.

Luego de realizar la verificación de equipos, líneas e instrumentos utilizando las ecuaciones y códigos que rigen su diseño, se encontró una variación en las dimensiones del sistema de tea y del tambor separador bifásico de condensados a tea (longitud, diámetro y altura). Adicionalmente se realizó una simulación dinámica en el software simulador de procesos HYSYS 3.2 con el objetivo de analizar el comportamiento del flujo en la despresurización de las líneas que liberan el gas confinado para el caso de emergencia en el cual se deba hacer un cierre de la estación.

Los resultados de esta simulación indican que para liberar todo el gas acumulado en las líneas de descarga a tea se deben abrir las válvulas en serie y con un delta de tiempo de dos minutos entre cada válvula. Adicionalmente los diseños desarrollados en este proyecto fueron la base para el desarrollo de hojas de datos, especificaciones técnicas y demás requisiciones de materiales de las áreas de mecánica, tubería e instrumentación, las cuales sirven para la compra y montaje final de los equipos.

* Trabajo de grado

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería Química.
Prof. Crisóstomo Barajas

TITLE: ESPECIFICACION AND CALCULATION FOR THE DESIGN OF THE RELIEF AND FLARE SYSTEM IN A COMPRESSING NATURAL GAS STATION; DETAIL ENGENIERING DEVELOPED FOR THE PROCESS DEPARTMENT IN THE COMPANY AB RPOYECTOS S.A

AUTHOR: CRISTHIAN CAMILO CÁRDENAS CAICEDO*

KEY WORDS: Safety valves, relief system, flare**

Verified the calculations of the equipments, lines and instruments that conform the relief and flare system in a compressing natural gas station, following the criteria and procedures established in norms API 521, API 520, API 526, API 537, API 12J, with the purpose of developing the engineering specifications necessary to carry out the detailed engineering of the relief and flare system in this station.

After making the verification of equipment, lines and instruments using the equations and codes, that they govern his design, was a variation in the dimensions of the flare system and in the two-phase condensate separator (length, diameter and height). Additionally was made a dynamic simulation in the processes simulator HYSYS 3,2 with the objective to analyze the behavior of the flow in the depressurization of the lines that release the confined gas, for the case of emergency in which been necessary a close of the station.

The results of this simulation indicate that to release all the accumulated gas in the release lines to flare is necessary to open the valves in series and with a differential time of two minutes between each valve. Additionally the designs developed in this project were the base for the development of data sheets, engineering specifications and other requisitions of materials of the mechanics areas as pipe and instrumentation, which are used for the purchase and final assembly of the equipment.

* Final studies work report

** Physical-Chemistry Engineering Faculty. Chemical Engineering School.
Prof. Crisóstomo Barajas

INTRODUCCIÓN

En el proceso de transporte de gas natural por gasoducto se encuentran ubicadas estaciones compresoras cuyo objetivo es aumentar la presión del gas para que éste pueda llegar con suficiente fuerza a sus diferentes puntos de distribución. La estación compresora debe estar diseñada de tal manera que el personal y los equipos de trabajo cuenten con las óptimas condiciones de seguridad. Una de las formas en que se ayuda a proteger al personal es mediante la implementación de un sistema de alivio, el cual tiene como principal fin evitar que un equipo presurizado exceda su límite de presión previniendo así posibles situaciones peligrosas que pueden ser causadas por errores en las condiciones de operación, condiciones específicas atmosféricas las cuales pueden ocasionar daños materiales y humanos.

El sistema de alivio de presión comienza en las tuberías que comunica a un equipo, el cual se quiere proteger con una válvula de seguridad, está integrado por los dispositivos de alivio que se conectan a un cabezal principal por medio de tuberías de descarga. El cabezal principal drena a un tambor donde se separa el líquido condensado y de donde la fase gaseosa finalmente se envía a la tea para ser quemados.

En este trabajo de grado desarrollado, como requisito parcial en la modalidad de práctica empresarial para obtener el título de ingeniero químico de la Universidad Industrial de Santander, se realizó la ingeniería detallada para el diseño del sistema de alivio en una estación compresora de gas natural. En esta etapa de diseño de la ingeniería se desarrollo una revisión y comprobación de los

documentos entregados en la ingeniería básica y se elaboraron listados de líneas, se verificaron los cálculos para el diseño de los equipos involucrados en el sistema de alivio (Sistema de tea, K.O drum- tambor separador bifásico de condensados a tea, Válvulas de alivio de presión, Válvulas de cierre, Válvulas de blow down), cálculos hidráulicos correspondientes a las líneas de descarga de cada una de las válvulas y del cabezal de recolección de estas líneas. Se revisó también el diagrama de flujo de proceso (PFD) y el diagrama de tubería e instrumentación (P&ID) del sistema de alivio con el fin de verificar las condiciones de proceso, tener una visión más general y poder hacer ajustes del diseño del proceso principal.

En la verificación de equipos y líneas en operación anormal como una parada programada o de emergencia, se encontró que la capacidad de diseño de la tea estaba establecida para un flujo menor al flujo que resulta de liberar el gas atrapado en equipos y líneas después de este cierre; por esta razón se realizó una simulación en HYSYS 3.2 con el objetivo de analizar el comportamiento del flujo a medida que la línea se fuera despresurizando y así poder establecer unos lapsos de tiempo de apertura en cada válvula.

Los resultados obtenidos en este trabajo corresponden al alcance del departamento de ingeniería de proceso en el desarrollo del proyecto y fueron entregados a las otras especialidades de la empresa (Mecánica, tubería, instrumentación, y civil) para que cada una de estas disciplinas realice especificaciones más detalladas en equipos, líneas, instrumentos y demás facilidades que hacen parte del sistema de alivio y así finalmente poder emitir los documentos aprobados para la construcción.

1. CONCEPTOS BASICOS

1.1 SISTEMA DE ALIVIO

El sistema de alivio es un sistema cerrado para que el fluido no entre en contacto con la atmósfera, el cual debe permitir la liberación del exceso de presión por medio del desplazamiento del fluido, desde el equipo y/o tubería presionada hasta el lugar donde se pueda quemar con seguridad y cumplir con los siguientes requisitos:

- Conducir los relevos del gas y mezcla de hidrocarburos del quemador.
- Recircular los desfuegos líquidos directamente al proceso, de no ser posible, enviarlos a tanques de almacenamiento para su posterior recuperación (sistema de recuperación).
- Únicamente descargar a la atmósfera los desfuegos de agua, aire y gas inerte.
- No enviar al mismo cabezal compuestos que reaccionen químicamente entre sí, ni desfogar aire a los cabezales que manejan productos inflamables o que reaccionen con él.

1.2 TEA

Es un dispositivo para el quemado de los gases de desecho originados en refinerías, plantas químicas, terminales de almacenamiento, en tuberías y facilidades de producción durante la operación normal o en emergencias. Existen diferentes tipos de teas: Elevadas, cortas y fosos crematorios. Siendo las teas elevadas las más usadas cuando se está trabajando con hidrocarburos.

1.3 BOQUILLA DEL QUEMADOR

Es el accesorio localizado en el extremo de la chimenea o tubería ascendente, donde el combustible y el aire se mezclan a velocidades, turbulencias y concentraciones requeridas para mantener un encendido y una combustión estable.

1.4 CABEZAL DE DESFOGUE

Es la tubería principal a la que se conectan todos los ramales de tubería de gas relevado para su conducción hasta el quemador.

1.5 CONTRAPRESIÓN

Es una presión continua en la descarga del dispositivo de seguridad, llamada súper impuesta, o una presión formada por la misma descarga del fluido relevado a la salida de dicho dispositivo. La contrapresión alta, además de reducir la capacidad de la válvula, y aumentar la presión de apertura inicial, también provoca una vibración (traqueteo (chattering)) que causa daño a la válvula.

1.6 DISCO DE RUPTURA

Un dispositivo de disco de ruptura actúa por la presión estática de entrada y está diseñado para funcionar por el rompimiento de un disco de retención de presión. Usualmente está ensamblado entre bridas, el disco se fabrica de metal, plástico u otros materiales. Está diseñado para resistir presiones arriba del nivel especificado, al cual falla y releva la presión del sistema que está protegiendo.

1.7 DISPOSITIVOS DE ALIVIO DE PRESIÓN

Dispositivo activado por una presión estática a su entrada y diseñado para abrir durante una emergencia o condición anormal con el objetivo de prevenir un incremento en la presión de fluido interno por encima del valor especificado de diseño. El dispositivo puede ser también diseñado para prevenir un vacío interno excesivo. El dispositivo puede ser una válvula de alivio de presión, un dispositivo de alivio de presión sin posibilidad de cierre después de activado o una válvula de alivio de vacío.

1.8 FLAMA

Reacción de combustión, que se propaga a través del espacio a velocidad inferior a la del sonido, acompañada normalmente de radiaciones visibles.

1.9 GAS DE PURGA

Gas (gas combustible o gas inerte) suministrado al sistema de desfogues para evitar la entrada de aire en el mismo.

1.10 PRESIÓN DE AJUSTE

Es la presión de entrada a la cual se ajusta la válvula de relevo para que abra en condiciones de servicio.

1.11 PRESIÓN DE DISEÑO

Es la presión usada en el diseño de un recipiente para determinar el espesor mínimo permisible u otras características de las diferentes partes de un recipiente.

1.12 PRESIÓN DE OPERACIÓN

Es la presión a la cual es normalmente sujeto el recipiente cuando está en servicio.

1.13 PURGA

Se define como la extracción de fluidos indeseables de un equipo tubería o accesorios.

1.14 RADIACIÓN

Mecanismo de transferencia de calor, caracterizado por la transmisión de energía radiante desde una fuente de elevada temperatura hacia un receptor de menor temperatura.

1.15 RETROCESO DE FLAMA

Fenómeno producido cuando la presión de los gases de desecho es menor a la presión atmosférica, el aire se llega a difundir dentro de la boquilla, se forma una mezcla explosiva la cual puede propagarse hacia el interior del sistema de desfogue.

1.16 SOBRE PRESIÓN

Es el aumento de presión de ajuste de un dispositivo de relevo. La sobrepresión es llamada acumulación, cuando el dispositivo de relevo se ajusta a la presión máxima permisible de trabajo.

1.17 TANQUE DE SELLOS

Recipiente que contiene cierto nivel de agua para extinguir una flama que haya retrocedido desde la boquilla del quemador. El sello en el tanque esta determinado por la presión de descarga en la boquilla del quemador.

1.18 NÚMERO DE MATCH

Es la relación entre la velocidad del fluido (medida con respecto a algún obstáculo o figura geométrica) y la velocidad del sonido a la cual las ondas sonoras se propagan a través de este fluido.

1.19 PILOTO

Pequeño quemador de uso continuo que da energía de ignición para prender los gases que son venteados.

1.20 VÁLVULAS DE ALIVIO DE PRESIÓN

Son dispositivos de alivio de presión dotados con resorte para el cierre automático luego del alivio y una completa apertura considerando una mínima sobrepresión. Estas son capaces de proveer la característica de válvula de seguridad cuando son utilizadas para gas y las características de válvulas de alivio, cuando son utilizadas en servicio líquido. Estos dispositivos están diseñados para abrir durante una emergencia o una condición de operación o una condición de operación anormal para prevenir el exceso del incremento de la presión interna del fluido con respecto a un valor de presión dado. En el se presenta el esquema convencional de una válvula de alivio de presión.

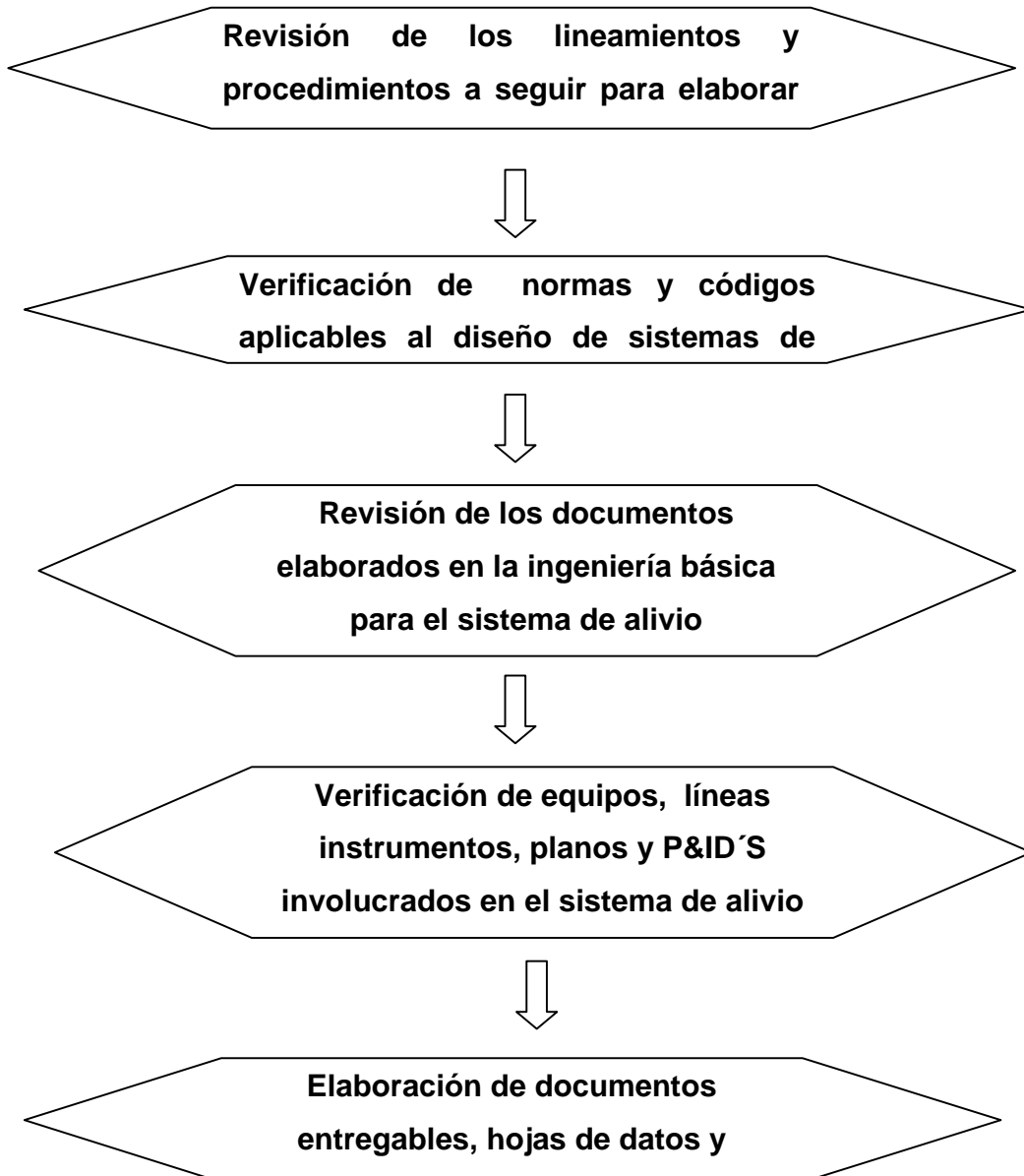
1.21 RECIPIENTE SEPARADOR DE LÍQUIDO HACIA LA TEA (FLARE KNOCKOUT DRUM).

Las partículas de líquido se separan en este recipiente cuando el tiempo de residencia del vapor o gas sea igual o mayor al tiempo requerido por dichas partículas para recorrer la altura vertical disponible a la velocidad de caída de las mismas, y la velocidad vertical del gas sea suficientemente pequeña para permitir a las gotas caer. La velocidad vertical del vapor y gas debe ser suficientemente pequeña para evitar la entrada de grandes “bolsas” de líquido a la tea. Debido a que la tea puede admitir gotas de líquido de pequeño tamaño, la velocidad vertical en el recipiente puede referirse a la necesidad de separar partículas de un tamaño igual o mayor de 150 micras.

1.22 AMORTIGUADOR DE VELOCIDAD DE LOS GASES LÍQUIDOS Y SÓLIDOS QUE VIENEN DEL POZO (SLUG CATCHER)

El Slug catcher es un dispositivo empleado para amortiguar las velocidades de líquido que arrastra el gas mediante pantallas localizadas apropiadamente dentro del tanque horizontal o tambor, durante su proceso de transporte y prevenir la entrada indeseable de líquidos en unidades donde se deba garantizar la entrada de un gas lo suficientemente seco.

2. METODOLOGIA PARA EL DESARROLLO DEL DISEÑO



2.1 REVISIÓN DE LOS LINEAMIENTOS Y PROCEDIMIENTOS A SEGUIR PARA LA ELABORACIÓN DE UNA INGENIERÍA DE DETALLE.

En esta etapa se reviso el instructivo estandarizado en la empresa, con el objeto de conocer los lineamientos y procedimientos que deben seguirse para la elaboración y presentación de los documentos que pertenecen a una ingeniería de detalle.

2.2 VERIFICACIÓN DE NORMAS Y CÓDIGOS APLICABLES

Este objetivo fue desarrollado con el fin de conocer las normas y procedimientos que rigen el diseño de los equipos, líneas e instrumentos que hacen parte de un sistema de alivio.

2.3 REVISIÓN DE LOS DOCUMENTOS ELABORADOS EN LA INGENIERÍA BÁSICA

En esta etapa del desarrollo de la práctica empresarial se hizo una revisión de los documentos entregados en la ingeniería básica correspondientes al departamento de proceso con el fin de conocer la cromatografía del gas, condiciones de operación de la estación, condiciones ambientales de la zona en donde se va a construir la estación, comprender el proceso básico de funcionamiento de la estación e identificar y ubicar cada unos de los componentes involucrados en el sistema de alivio. En el ANEXO A. Se muestra la composición del gas de trabajo, se hace una descripción general del proceso y se muestran las condiciones de operación y ambientales de la zona.

2.4 VERIFICACIÓN DE EQUIPOS, LÍNEAS, INSTRUMENTOS, PLANOS, PI&D'S INVOLUCRADOS EN EL SISTEMA DE ALIVIO DE LA ESTACIÓN

En esta etapa se realizaron los cálculos necesarios para el dimensionamiento de equipos, válvulas y líneas que pertenecen al sistema de alivio de la estación; así mismo se verificó el diagrama de flujo de proceso y el diagrama de tubería e instrumentación. Esta verificación se realizó con el fin de comprobar los resultados arrojados en la ingeniería básica del proyecto y elaborar hojas de datos, memorias de cálculo, listados de líneas y demás documentos que pertenecen al alcance del departamento de ingeniería de proceso en el diseño detallado.

Las unidades de medida que se utilizaran para el desarrollo de este proyecto son las establecidas por el sistema ingles.

• Presión	Psi, psig
• Capacidad	ft ³ , barril (US)
• Flujo de líquidos	
- Másico	lb/h
- Volumétrico	GPM, b/d (BPSD)
• Flujo de gas	
- Másico	lb/h
- Volumétrico	SCFM, MSCFD, MMSCFD
• Temperatura	°F (°R)
• Densidad	lb/ft ³ , °API
• Viscosidad	cP
• Calor específico	Btu / lb °F
• Conductividad Térmica	Btu/h ft ² °F ft
• Entalpía	Btu/lb

• Carga Térmica	Btu/h
• Coeficiente Transferencia de calor	Btu/ ft ² °F
• Dimensiones de los equipos	ft, in
• Longitud	ft
• Área	ft ²
• Volumen	ft ³ , gal (US), barril (US)
• Diámetro nominal de tubería	in
• Espesor de tubería	in
• Espesor de aislamiento	in

A continuación se hace una breve descripción de la verificación que se hizo en cada uno de los equipos pertenecientes al sistema de alivio de la estación.

2.4.1 Válvulas de alivio de presión: en esta etapa se verificó y confirmó la selección hecha en la ingeniería básica para los orificios de las válvulas de seguridad en la estación compresora. Las guías para el cálculo son las establecidas por el código API RP 520, los cálculos fueron realizados usando el programa Instrucalc v 4.1. Los cambios realizados en este dimensionamiento fueron reflejados en los P&ID. En el ANEXO B se presentan las consideraciones necesarias y la metodología de cálculo para el dimensionamiento de estas válvulas.

2.4.2 Válvulas BDV y SDV: se hizo una revisión en el P&ID del sistema de tea elaborado en la ingeniería básica y se desarrollaron los cálculos respectivos; este tipo de válvulas son de cierre y apertura total por eso también se conocen como válvulas on/off y el diámetro de su orificio viene

dado por el diámetro de la tubería, el dimensionamiento de este tipo de válvulas se realiza por medio del software Instrucalc 4.1.

2.4.3 Cálculos hidráulicos de líneas de descarga: se revisó el P&ID del sistema de alivio de la estación con el objeto de verificar las líneas de descarga. Seguido de esto se realizó la simulación hidráulica de cada una de las líneas en el software de simulación hidráulica PIPE FASE 9.0 para determinar su diámetro y así finalmente hacer una comparación con los resultados del informe de simulación hidráulica suministrado por la ingeniería básica. Los criterios que se mencionan en la Tabla 1 permiten establecer el tamaño de las líneas siendo el factor más importante el criterio de caída de presión. Los límites de velocidad pueden ser usados para seleccionar o hacer una selección preliminar.

Tabla 1 Velocidades y caídas de presión recomendadas

Tipo de fluido	V (ft/s)	ΔP (psi/100 ft)
Gas	$V_G < V_C$	$0.1 < \Delta P < 1$
Gas/ Liquido	$10 < V_F < V_C$	$0.2 < \Delta P < 3$

2.4.4 Dimensionamiento del Knock Out drum (Recipiente separador de líquido hacia la tea): por razones económicas se decidió desmantelar el tambor bifásico de condensados de respaldo (Blow Csa) diseñado en la ingeniería básica y dimensionar un nuevo K.O Drum teniendo en cuenta los procedimientos establecidos en la norma API 521 (Pressure – relieving and

Depresssiring Systems edition 2007). Las consideraciones de diseño y la metodología de cálculo se encuentran en el ANEXO C.

2.4.5 Bomba de transferencia de condensados de K.O Drum: debido a que se debe controlar la capacidad de liquido en el tambor separador de condensados (K.O Drum) para evitar que este ingrese a la tea, se hizo necesario agregar al diseño dos bombas de transferencia de condensados, una para operación y la otra de respaldo. En el ANEXO D se presenta la metodología y los criterios de cálculo para el dimensionamiento de estas bombas.

2.4.6 Sistema de tea: se calcularon las dimensiones de la tea usando los procedimientos indicados en la norma API 521 (Pressure – relieving and Depresssiring Systems edition 2007) y se verificaron con la información suministrada e la ingeniería básica. En el dimensionamiento de la tea se tuvieron en cuenta los siguientes criterios: Flujo másico, peso molecular del gas, temperatura de llama, límites de radiación térmica, emisión de humo, emisión de ruido, espacio disponible para la instalación entre otras. En el ANEXO E se presentan las consideraciones necesarias y la metodología de cálculo empleada para el dimensionamiento de la tea.

2.5 ELABORACIÓN DE DOCUMENTOS, HOJAS DE DATOS Y MEMORIAS DE CÁLCULO

Con los resultados obtenidos en la verificación de las líneas y equipos pertenecientes al sistema de alivio junto con los datos obtenidos de la verificación de los equipos líneas e instrumentos que conforman la estación compresora se

emitieron los documentos y planos correspondientes a la disciplina de procesos como: listado de líneas, diagramas de flujo de proceso, diagramas de tubería e instrumentación, memorias de cálculo, cálculos hidráulicos, especificación de equipos menores y manual de operaciones. Estos documentos son de gran utilidad para las demás disciplinas de la empresa (Ing. mecánica, tubería, instrumentación, civil y eléctrica) para continuar con la especificación detallada de los equipos, sin embargo, Por políticas de confidencialidad los documentos finales del alcance de la ingeniería detallada pertenecen a la empresa AB Proyectos y no pueden ser publicados en este trabajo de grado.

3. RESULTADOS

3.1 REVISIÓN DE CÁLCULOS HIDRÁULICOS DE LAS LÍNEAS DE DESCARGA DE VÁLVULAS PSV, BDV, SDV, GAS DE PURGA Y GAS A PILOTOS.

La revisión hidráulica se realizó mediante el programa de simulación hidráulica PIPE FASE 9.0 en donde se evaluaron todas las líneas de descarga y se determinó si esta tenía la capacidad suficiente para soportar el flujo de gas. En la siguiente tabla se muestran los resultados obtenidos en la revisión hidráulica de las líneas de Blow Down, gas de purga y a pilotos. Los diámetros de cada una de las líneas fueron seleccionados de acuerdo con los criterios establecidos en la Tabla 1.

Tabla 2 Dimensionamiento de las líneas

Línea	Diámetro nominal calculado (in)	Diámetro nominal Ing. Básica	Velocidad Calculada (ft/s)	Velocidad Ing. Básica (ft/s)	Caída de presión Calculado (psi/100ft)	Caída de presión Ing. Básica (psi/100ft)
Gas de purga	1/2	1/2	12	11	0,14	0,16
Gas de pilotos	1/2	1/2	16	15,7	0,24	0,3
A BDV-502	2	2	36.14	37	0,1	0,1

BDV-502 a tea	3	3	138.16	140	0,1	0,1
A BDV- 503	4	4	68.42	75	0,5	0,7
BDV-503 a tea	10	10	282.37	286	0,1	0,1
A BDV- 601	4	4	43.82	46,8	0,4	0,7
BDV-601 a tea	10	10	355.02	360	0,2	0,3

Los criterios de selección que se tienen en cuenta para la elección del diámetro de las líneas son la velocidad del gas y la caída de presión. Para correr la simulación hidráulica en PIPE FASE se tomo un Schedule o espesor de tubería estándar igual a 40 (in) en cada una de las líneas, el diámetro de tubería calculado se entregó al departamento de tubería y con este dato, la presión de la línea y las características del fluido, el ingeniero por parte de tubería asignado al proyecto determinó el verdadero espesor de tubería. Con cada uno de los Schedule suministrados se volvió a correr la simulación, se verificaron los diámetros calculados obteniendo como resultado el mismo diámetro nominal calculado con el Schedule estándar. Como se pudo observar en la anterior tabla, los diámetros y suministrados para cada una de las líneas en la ingeniería básica coinciden con los diámetros calculados en esta ingeniería.

En el ANEXO F se muestra la red que se empleo para realizar la simulación hidráulica en PIPE FASE 9.0 junto con los valores de caídas de presión y velocidades que se obtuvieron con diferentes diámetros.

3.2 CABEZAL DE RECOLECCIÓN A TEA

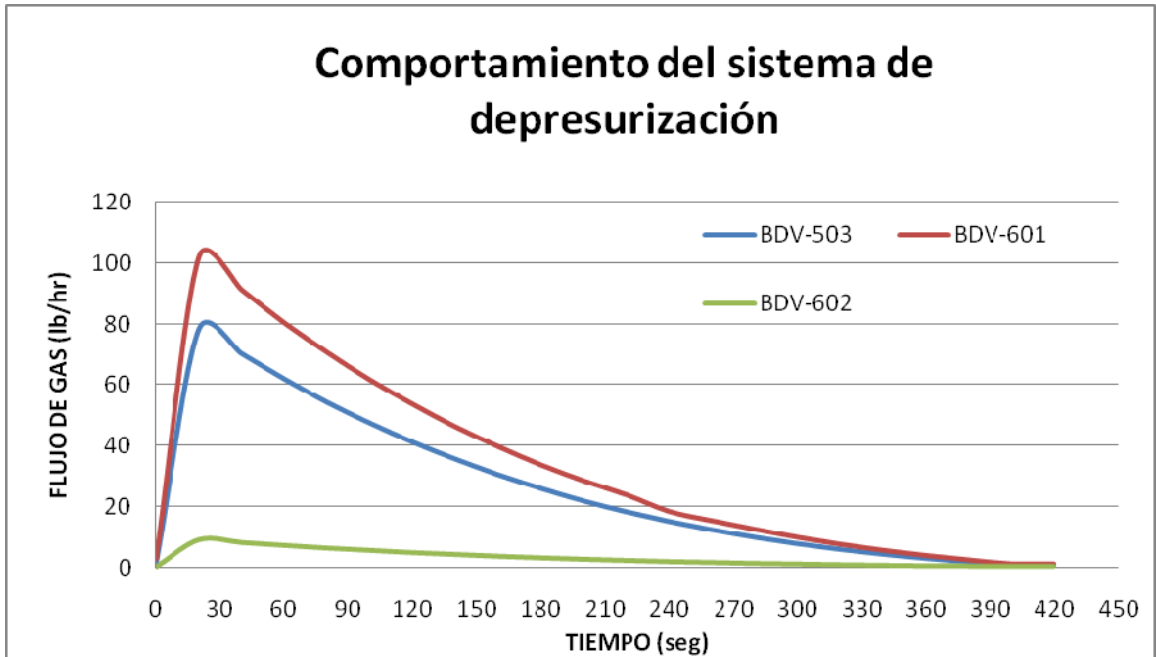
Uno de los criterios establecidos en la norma API 521 es tomar el diámetro de la tea como el del cabezal, en este supuesto se baso el diseño de la ingeniería básica para determinar el diámetro del cabezal de recolección a tea, por esta razón el diámetro establecido comprobara con las dimensiones del diámetro calculado para la tea. Realizando un análisis de los flujos que llegan a este cabezal se encontró que la capacidad de la tea es inferior al flujo de gas que se maneja por allí, sin embargo diseñar la tea para recibir el máximo flujo de gas implicaría un aumento significativo en su, por tal razón se determinó accionar las válvulas en serie con un delta de tiempo de terminado entre cada válvula.

Para encontrar el tiempo de acción en cada válvula se analizo el comportamiento del flujo a través del tiempo simulando la despresurización de cada una de las líneas que salen de la válvula de Blow Down en HYSYS 3.2. Los datos obtenidos en dicha simulación fueron tabulados y graficados. Los resultados obtenidos se muestran a continuación.

Tabla 3 Resultados de la simulación del sistema de despresurización

VÁLVULA	BDV-503	BDV-502	BDV-601
Tiempo	Flujo masico de gas (lb/hr)	Flujo masico de gas (lb/hr)	Flujo masico de gas (lb/hr)
0	1,766	2,84	9,35E-02
20	78,37	102	9,298
40	70,28	91,2	8,35
60	61,99	80,32	7,373
80	54,31	70,63	6,484
100	47,55	61,63	5,706
120	41,3	53,64	4,957
140	35,75	46,23	4,321
160	30,63	39,72	3,704
180	26,14	33,7	3,183
200	22,01	28,49	2,687
220	18,46	23,87	2,293
240	15,31	18,42	1,899
260	12,55	15,36	1,611
280	10,13	12,57	1,299
300	8,006	9,929	1,079
320	6,167	7,628	0,8338
340	4,585	5,657	0,6705
360	3,229	3,975	0,4705
380	2,047	2,53	0,412
400	0,9893	1,223	0,3671
420	0,9893	1,223	0,3671

Figura 1 Comportamiento del flujo de cada válvula con el tiempo



Como se puede observar en la grafica, durante los primeros 20 segundos la cantidad de gas liberado aumenta con el tiempo. Después de estos 20 segundos el flujo de gas comienza a disminuir a medida que la tubería se va depresurizando hasta llegar a 5 psig; en la grafica también se puede observar que la válvula BDV-601 es la que presenta mayor descarga de flujo másico pasados 20 segundos, sin embargo dado que esta válvula se encuentra ubicada en los filtros de descarga de la estación, debe ser la última en abrirse, por lo tanto de acuerdo con los datos observados se estima un tiempo de 120 segundos para liberar el gas acumulado en esta después de abrir la válvula BDV-503 la cual pertenece a la descarga de los filtros de succión. La válvula BDV-502 maneja un flujo muy bajo (0,7 MMSCFD) y puede abrirse pasados 60 segundos después de abrir la válvula BDV-503 al tiempo con la válvula BDV-601.

En el ANEXO G se muestran resultados más detallados de esta simulación. De acuerdo con los resultados obtenidos en las simulaciones que se realizó a la despresurización de cada una de las líneas de alivio provenientes de un blow se determinaron los tiempos de apertura de las válvulas.

3.3 VÁLVULAS

En los diseños de ingeniería básica se definió la ubicación, el número de válvulas y tipo de válvulas de SDV, BDV como se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 4 Tipos de válvulas y ubicación a ser instaladas en la estación compresora

Tipo de válvula	Línea de operación
Vál. Shutdown (SDV-801).	Cierre de emergencia línea de succión
Vál. de alivio de presión (PSV-502)	Alivio de presión línea gas combustible
Vál. de alivio de presión (PSV-503)	Alivio de presión tambor gas de arranque
Vál. Blowdown (BDV-503)	Blowdown línea descarga filtros de succión
Vál. Shutdown (SDV-501)	Cierre Emergencia línea gas combustible motores
Vál. de alivio de presión (PSV-550)	Alivio de presión tambor de aire de instrumentos
Vál. Shutdown (SDV-502)	Shutdown línea gas de arranque de motores
Vál. Blowdown (BDV-502)	Blowdown línea gas arranque motores
Vál. de alivio de presión (PSV-551)	Alivio de presión tambor de aire industrial

Vál. Blowdown (BDV-601)	Blowdown línea descarga
Vál. Shutdown(SDV-601)	Cierre de emergencia línea de descarga

3.3.1 Válvulas SDV y BDV

Tabla 5 Resultados dimensionamiento válvulas SDV y BDV

Válvula	Flujo (MMSCFD)	Presión (psig)	Temperatura (°F)	Temperatura de Diseño (°F)	Diámetro (in)	Característica del flujo	tiempo de cierre (s)
BDV-601	22,3	5	60	110	10,02	On/Off	5
BDV-503	25	6	60	110	10,02	On/Off	6
BDV-502	0,7	5,5	60	110	3	On/Off	5
SDV-801	260	750	89	140	18,1	On/Off	3
SDV-601	254,2	1125	120	170	18,6	On/Off	3
SDV-501	2,2	150	70	140	3	On/Off	3
SDV-502	10,8	150	70	140	3	On/Off	3

Tabla 6 Resultados dimensionamiento de válvulas SDV y BDV proporcionados en la ingeniería básica.

Válvula	Flujo (MMSCFD)	Presión (psig)	Temperatura (°F)	Temperatura de diseño (°F)	Diámetro	Característica del flujo	tiempo de cierre (s)
BDV-601	22,3	5	60	110	10,08	On/Off	5
BDV-503	25	6	60	110	10,06	On/Off	6
BDV-502	0,7	5,5	60	110	3,4	On/Off	5

SDV-801	260	750	89	140	17,7	On/Off	3
SDV-601	254,2	1125	120	170	17,9	On/Off	3
SDV-501	2,2	150	70	140	3,1	On/Off	3
SDV-502	10,8	150	70	140	3	On/Off	3

Como se puede observar, al comparar los datos obtenidos con los datos proporcionados en la ingeniería básica no hay diferencia significativa; por lo tanto no es necesario hacer modificaciones en las hojas de datos suministradas en dicha ingeniería.

3.3.2 Válvulas PSV: por requisición de la empresa a la cual se le realizó el diseño el diseño las válvulas de alivio de presión ubicadas en los filtros y compresores serán diseñadas y especificadas por los proveedores de éstos, por tal razón solo se dimensionaron las válvulas de alivio de presión de la línea de gas de combustible, tambor gas de arranque, tambor aire de instrumentos, tambor aire industrial; sin embargo, estos alivios no serán enviados al sistema de tea, y por consiguiente serán liberados a la atmosfera.

En la siguiente tabla se presentan los resultados producto del dimensionamiento de estas válvulas.

Tabla 7 Resultados dimensionamiento de válvulas PSV

Válvula	PSV-502	PSV-503	PSV-550	PSV-551
Flujo (MMSCFD)	2,64	5,9	100 (ft ³ /min)	100 (ft ³ /min)
Presión (psig)	150	200	190	190
Temperatura	89	70	105	105

(°F)				
Temperatura de diseño (°F)	140	110	160	160
Diámetro de entrada (in)	1,5	1,5	1	1
Diámetro de salida (in)	3	3	2	2
Área calculada (in ²)	0,3852 in ²	0,6822 in ²	0,2248 in ²	0,2248 in ²
Área seleccionada (in ²)	0,503 in ²	0,7805 in ²	0,11 in ²	0,11 in ²

3.4 TANQUE SEPARADOR BIFASICO DE CONDENSADOS A TEA (K.O DRUM)

Las dimensiones del nuevo tanque separador bifásico de condensados a tea (K.O Drum) se calcularon mediante el programa FEP (Flow engineering program), asumiéndolo como un separador horizontal, y usando un tiempo de retención de partícula igual a 30 min de acuerdo con lo estipulado en el API RP 521. Los resultados de la simulación en FEP se presentan en el ANEXO H. Se tomo la capacidad estimada del gas que llega al cabezal de descarga a la tea como 39,4 MMSCFD. Para estimar la fracción de líquido en el separador se tomó el criterio establecido por la norma DEP 31.22.05.11 – GEN. (Gas liquid separators-type, selection and desing rules SHELL). Se especificó una cantidad de condensado igual a 10 barriles día de acuerdo con los criterios estipulados en la norma API 521. La elección del tamaño del K.O Drum se realizó considerando el aspecto económico del recipiente. Dado que el flujo de vapor es elevado se escogió un recipiente horizontal según el criterio establecido por la norma API 12J.

En la tabla la Tabla 8 se muestran los datos de entrada necesarios para correr el FEP.

En el ANEXO H se presenta el resultado de la simulación.

Tabla 8 Datos de entrada para calcular el Knock Out Drum

Datos de entrada	
Flujo de gas (MMSCFD)	39,4
Flujo de líquido (bbls/d)	10
Gravedad específica Gas	0,059
Gravedad específica líquido	0,99
Presión de operación (psig)	5
Temperatura de operación (°F)	60
Presión de diseño (psig)	50
Tiempo de retención de líquido (min)	30
Fracción de líquido en la vasija	0,8

Tabla 9 Resultados del dimensionamiento del knock out drum

Resultados	
Velocidad crítica del gas (ft/s)	39,4
Área para flujo de gas (ft ²)	9.9
Área para flujo de líquido (ft ²)	0,08
Diámetro del K.O Drum (in)	42,92
Longitud del tambor K.O Drum(ft)	14,2
Relación L/D	3,97
Mínimo espesor de la carcasa (in)	0.193

Con las dimensiones establecidas se definió la instrumentación del tambor acumulador de condensados a tea necesaria para su operación.

3.5 BOMBA DE TRANSFERENCIA DE CONDENSADOS DE K.O DRUM

El cálculo de la bomba de transferencia de condensados se realizó siguiendo los parámetros establecidos en el manual de bombas de Karassik, la longitud equivalente por accesorios se tomó del isométrico (plano en 3D que muestra las dimensiones reales de la estación) realizado en el proyecto, los diámetros empleados en el cálculo correspondieron a los de tubería Schedule 40, las longitudes de tubería fueron tomadas de las distancias entre equipos del plot plan (plano de ubicación de equipos a escala real), la eficiencia eléctrica se toma como 90% y la eficiencia hidráulica como 60%.

Tabla 10 Resultados dimensionamiento de bombas

Fluido	Condensado
Servicio	
Numero de Bombas	2
Tipo	Diafragma
Succión	Positiva
Caudal (GPM)	10
Caudal (BPD)	343
T op. (°F)	60
S.G @T _{op}	1
Viscosidad (cP)	1,2
Presión Atmosférica (psi)	14,7

Succión	Pt (psig)	0
	h _{min} (ft)	4,00
	ΔP_f (psi)	0
	P _s (psig)	1,73
P _{VAP} (psia)		2,5
NPSHD (ft)		32,2
Descarga	P _L (psig)	5
	H (ft)	3,5
	ΔP_{fm} (psi)	2
	P _D (psig)	8,52
ΔP_{Dif} (psi)		6,78
Presión de Shut Off (psia)		
Potencia Hidráulica (HHP)		0,1
Eff. Mecánica (%) (1)		60
Potencia al freno (BHP) (1)		0,1
Eff. Eléctrica (%) (2)		90
Potencia Eléctrica (HP) (2)		0,1

3.6 SISTEMA DE TEA

Para dimensionar la tea se elaboró una hoja de cálculo en Excel con las condiciones de operación que se muestran en tabla 5. Los resultados obtenidos para e dimensionamiento de la tea se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 11 Datos de entrada para cálculos sistema de tea

DATOS DE ENTRADA	
Caudal (MMSCFD)	39,4
Peso molecular medio, M (lb/mol)	19,32
Temperatura de salida, T (R)	580
Densidad (lb/ft ³)	0,09401
Calor de Combustión (BTU/lb)	20060
Radiación Máxima (Incluida la Radiación Solar) (Btu/h*ft ²)	500
Relación de calores específicos	1,258
Factor de compresibilidad	0,995
Presión atmosférica	14,7
Presión absoluta	29,7

Tabla 12 Dimensiones de la tea

CÁLCULOS SISTEMA DE TEA	
Caudal	39,4 MMSCFD
Presión a la salida de la Tea	14,7 psi
Calculo diámetro de la Tea	1,472 (ft) 17,66 (in)
Calculo de la longitud de la llama	133,13 (ft)
Altura al centro de la llama (punto cercano expuesto a la radiación de la TEA)	127,71 (ft)
Altura de la Tea	199,75 (ft) 36,5 m

Como se puede observar en la Tabla 12, para una capacidad de 39,4 MMSCFD Se requiere una tea de 18 in de diámetro nominal y 199,75 ft de altura. El diámetro y la altura calculados en esta revisión son mayores a los calculados en

la ingeniería básica (16 in de diámetro nominal y 169 ft de altura), sin embargo, se tomaron las dimensiones calculadas en esta ingeniería dado que al calcular la tea con un diámetro de 16 in y 169,75 ft de altura se obtiene una capacidad de 25 MMSCFD. De acuerdo con lo estipulado en la API 521 se determino en esta ingeniería que la tea debe ser elevada (debido a que requiere menos espacio para su instalación además por a su gran elevación se pueden instalar muy cerca o en el área de operación de la estación siempre que se conserven los límites permisibles de radiación y de concentración de contaminantes) y de tipo auto-sostenida (ya que según la norma API 521 la elección de este tipo de teas aplica para alturas entre 30 @ 250 ft). El valor calculado de la altura de la tea cumple con el decreto 2 del 11 de enero de 1982 del ministerio de salud, en el cual se establece que los puntos de descarga de contaminantes al aire ambiente, en ningún caso podrán estar localizados a una altura inferior a 15 m desde el suelo. En el ANEXO I se muestra gráficamente los resultados obtenidos en el dimensionamiento de la tea y el tipo de tea auto soportada.

3.5 REQUERIMIENTOS DEL GAS DE PURGA

De acuerdo con la Pág. 368 del libro “Oilfield Processing Volume Two: Crude Oil” se recomienda una velocidad del gas de purga y del gas piloto de 0,043 ft/s para teas con diámetros menores a 24 in. Conociendo el diámetro de la antorcha (in), se calcula un valor anual de gas de purga F_{pu} de la siguiente manera:

$$F_{pu} \left\langle \frac{MSCF}{año} \right\rangle = \left(0.04 \frac{ft}{s} \right) \left(\frac{\pi D^2}{144} ft^2 \right) * \left(3.600 \frac{s}{h} \right) * \left(8.760 \frac{h}{año} \right) \quad (1)$$

$$= 6.88 * D^2 \left\langle \frac{MSCF}{año} \right\rangle$$

Donde:

D: diámetro del a tea (ft)

De acuerdo con los resultados obtenidos en el diámetro de la tea se comprobó que la cantidad de gas de purga es de 0,040835 MMSCFD. Debido a que el gas se toma de la descarga de los compresores en el cual la presión es de 1200 psig y debe entrar a la tea a 5 psig, se presenta un cambio de presión es muy brusco, fue necesario colocar un juego de válvulas auto-reguladas cuya función es hacer una reducción de presión en dos etapas la primera disminuye la presión de 1200 psig a 40 psig y la segunda de 40 psig a 5 psig. Una consideración que se debe tener en cuenta es que el cálculo realizado para el flujo de gas de purga es un valor de referencia y debe ser verificado por el proveedor de la tea junto con el diámetro de la misma.

3.6 REQUERIMIENTOS DE GAS A PILOTOS

La cantidad de pilotos es un función de la velocidad del viento y del diámetro de la punta (tip) para diámetros hasta de 16 in, se necesitan al menos dos pilotos según, la norma API 537- Flare Details for General Refinery and Petrochemical Service.

El consumo promedio del gas para el piloto en base a un modelo de consumo eficiente de energía es de 70 *ft*³/hr (para un gas típico de 1000 *Btu por ft*³).

El consumo de gas en el piloto se calcula de la siguiente manera:

$$F_{pi} \left(\frac{MSCF}{año} \right) = \left(70 \frac{SCF}{h} \right) (N) \left(8.760 \frac{h}{año} \right) = \left(613 \frac{MSCF}{año} \right) * N \quad (2)$$

El flujo de gas calculado, para pilotos debe ser de 0,00168 MMSCFD (millones de pies cúbicos estándar por día). Al igual que en la sección 3.5, es necesario colocar un juego de válvulas auto reguladas con el objeto de disminuir la presión de 1200 psig @ 5 psig.

El cálculo de realizado para el flujo de gas a piloto, junto con el diámetro de la línea de gas de este mismo, es un valor de referencia y debe ser verificado por el proveedor de tea.

3.7 REVISION DEL DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION (P&ID)

Se verifico el diagrama de tubería e instrumentación (P&ID) desarrollado en la ingeniería básica con el objeto de hacerle las modificaciones que fueran necesarias. En esta revisión se especifico con mas detalle la corriente de gas de purga debido a que en la ingeniería básica no estaba muy bien especificado. Debido al desmantelamiento del tambor separador bifásico de respaldo (Blow case) y su instrumentación se agrego al nuevo separador bifásico de condensados a tea (K.O Drum) el interruptor de nivel y su respectivo sistema de alarma por bajo y por alto.

El diagrama de tubería e instrumentación (P&ID) producto de la revisión en la ingeniería de detalle es el que se muestra en el ANEXO J.

4. CONCLUSIONES

En la verificación de los equipos, líneas e instrumentos del sistema de alivio de la estación compresora de gas natural se hizo necesario por razones económicas desmantelar el separador bifásico de condensados de respaldo (Blow Case) y volver a diseñar el tambor separador bifásico de condensados (Knock Out Drum) obteniendo como resultado un separador bifásico horizontal de 42 in de diámetro por 14,2 ft de longitud con un tiempo de residencia de líquido igual a 30 minuto; así mismo se agrego en esta ingeniería dos bombas de transferencia de condensados, una para operación continua y la otra de respaldo. Esta bomba debe ser tipo diafragma y de succión positiva con una capacidad de bombeo de 10 galones por minuto, una presión de succión y de descarga de 1,72 psig y 8,53 psig respectivamente, adicionalmente la potencia hidráulica necesaria para esta bomba debe ser de 0,1 HHP.

De acuerdo con los resultados obtenidos en el dimensionamiento de la tea, se encontró que el diámetro y la altura calculados en la ingeniería básica fueron 16" y 169 ft respectivamente, mientras que los valores calculados en la ingeniería de detalle fueron 18 " para el diámetro y 199,75 para la altura de la tea. La elección del diámetro y altura adecuados se realizo calculando con estos valores la capacidad máxima de la tea, encontrándose como dimensiones finales 18" para diámetro y 199,75 para la altura del a tea.

Las dimensiones establecidas para la tea, permiten manejar el flujo a relevar (39,4 MMSCFD) de la tea garantizando que no se presente una alta contrapresión, sin embargo los requerimientos de flujo a relevar a la tea son mucho mayores que

los especificados y por lo tanto la presión de diseño del cabezal y tea puede aumentar considerablemente ocasionando inconvenientes a futuro en su operación; por tal razón y de acuerdo con los resultados de la simulación dinámica en HYSYS se debe accionar primero la válvula BDV-503, la válvula BDV-601 se recomienda abrirla pasados 120 segundos después de abrir la válvula BDV-503 y la válvula BDV-602 60 segundos después de abrir la válvula BDV-503.

Los diseños desarrollados en este proyecto son la base para el desarrollo de hojas de datos, especificaciones técnicas y requisiciones de materiales de las áreas de mecánica, tubería e instrumentación; las cuales sirven para la compra y montaje final de los equipos. Adicionalmente, es la base para los cálculos de las cimentaciones de equipos y soportes de tubería de la especialidad civil.

5. RECOMENDACIONES

Se recomienda especificar al proveedor una tea elevada y auto soportada dado que este tipo de teas elevadas requiere menos espacio para su instalación además por su gran elevación se pueden instalar muy cerca o en el área de operación de la estación siempre que se conserven los límites permisibles de radiación y de concentración de contaminantes, además esta clase de teas es la mas usada en las plantas de compresión de gas.

6. BIBLIOGRAFIA

[1] API RP 520. Sizing, Selection, and installation of Pressure-Relieving Devices in refineries. Part I – Sizing and selection. Seventh Edition January 2000.

[2] API RP 520. Sizing, Selection, and installation of Pressure-Relieving Devices in refineries. Part II– Sizing and selection. Fifth Edition, August 2003.

[3] API RP 521. Guide for Pressure- Relieving and Depressuring System. Fourth Edition, March 1997.

[4] API RP 526. Flanged Steel Pressure Relief Valves. Fifth Edition, June 2002

[5] ASME Boiler & Pressure Vessel Code, Section VIII – Rules for Construction Pressure Vessel. Division I.

[6] PDVSA Manual de ingeniera de diseño- Sistemas de alivio.
90616.1.022.Rev.0, Ago. 90.

[7] Agencia de protección ambiental de los estados unidos EPA/452/B-02-001
sección 3.2. Septiembre de 2000.

[8] JOHN ZINK COMPANY. Safe Flare System Design, 1993.

[9] PROCES DESING MANUAL FLARE SYSTEM – 670-225-9048. Fluor Daniel
Company.

[10] Oilfield Processing Volume Two: Crude oil, Francis S.Manning, Ph.D., P.E,
Pennwell Books 1984.

ANEXO A COMPOSICIÓN DEL GAS, DESCRIPCIÓN DEL PROCESO CONDICIONES DE OPERACIÓN Y CONDICIONES AMBIENTALES DE LA ZONA

En la siguiente tabla se presenta la cromatografía del gas a ser comprimido, junto con otras propiedades que son muy importantes para futuros cálculos.

Tabla A1 Cromatografía del gas

Componente	Formula	Composición (Fracción molar)
Nitrógeno	N ₂	0,005812
Dióxido de carbono	CO ₂	0,018833
Metano	CH ₄	0,828348
Etano	C ₂ H ₆	0,096938
Propano	C ₃ H ₈	0,037104
Iso-Butano	C ₄ H ₁₀	0,00529
n-Butano	C ₄ H ₁₀	0,00551
Iso-Pentano	C ₅ H ₁₂	0,001066
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	0,000628
n-Hexano	C ₆ H ₁₄	0,000224

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso básico de funcionamiento de la estación compresora de gas natural es el que se describe a continuación:

El gas natural llega a la estación compresora e ingresa en el slug catcher para que se le separe cualquier líquido o slug, seguido de esto pasa por un filtro separador el cual actúa como coalescente separando los líquidos y polvos que contenga el

gas y así asegurar que a los compresores ingrese gas seco. El gas seco pasa a la etapa de compresión donde se aumenta la presión de 900 psig a 1200 psig, seguido de esto, la corriente de gas pasa por un último sistema de filtración que separa los líquidos que se hayan podido condensar en el proceso, y así finalmente entregar un gas seco a una presión mucho mayor con la que entro. En resumen, la estación compresora está constituida por un tren de separación-filtración, compresión, alivio y servicios auxiliares integrados por los siguientes equipos, Slug catcher, Filtro coalescente (succión), Compresor, Filtro coalescente (Descarga), Knock Out Drum, Tea, Tambor acumulador de condensados y Bomba de transferencia de condensados.

En los, filtros, slug catcher y líneas se encuentran válvulas de alivio de presión (PSV) que descargan al sistema de alivio de la planta compresora el cual se diseña con el objeto de proteger al personal, equipo e instalaciones y así mismo disponer en forma adecuada y segura los gases provenientes de los dispositivos de seguridad instalados en los equipos y líneas que actúan cuando ocurre una sobrepresión en la estación ya sea por fallas operacionales o situaciones de emergencia como fuego, expansiones térmicas o fallas en servicios auxiliares. Estas corrientes son enviadas a un cabezal y luego son almacenadas en el Knock out drum (también conocido como tambor de tea) el cual separa el líquido que se pueda condensar en el proceso y garantizar que el gas a ser quemado este completamente seco.

Si por alguna emergencia es necesario hacer una parada en la estación (shut down) debe existir una válvula de cierre o SDV, luego de que se cierra la estación el gas que queda atrapado en los equipos y líneas del proceso se envía al cabezal de tea. Las válvulas que liberan el gas acumulado se conocen como válvulas de blow down o BDV y su descarga llega al cabezal donde llega el alivio de las válvulas PSV.

Las condiciones de operación necesarias para que el gas pueda llegar al próximo punto de distribución con la presión necesaria se tomaron de los datos arrojados por simulaciones hidráulicas del gasoducto general en la ingeniería básica. Como se puede ver en la siguiente tabla.

Tabla A2 Condiciones de operación de la estación compresora de gas natural

Parámetro	Valor
Presión Máxima de operación en la descarga de la estación	1200 psig
Presión de operación en la succión	650 @ 900 psig
Flujo mínimo a comprimir	260 MMFCD
Temperatura del gas en la succión	80 °F
Temperatura del gas en la descarga	120 °F
Altura sobre el nivel del mar	2100 metros

En la siguiente tabla se muestran las condiciones ambientales del lugar donde se va a construir la estación compresora.

A3 Condiciones ambientales

Variable climática	Magnitud / Estado
Altura sobre el nivel del mar	2300 MSNM
Presión Barométrica	14,7 psig
Humedad relativa	70%
Temperatura Mínima	12 °C
Temperatura Máxima	22 °C
Temperatura Promedio	16 °C
Velocidad del viento	22 Km/h

ANEXO B PROCEDIMIENTO PARA EL CALCULO DE VÁLVULAS DE SEGURIDAD

El parámetro mas importante en el dimensionamiento de una válvula de alivio de presión es el orificio de la válvula. El dimensionamiento del orificio de una válvula está basado en la norma API RP 520 “ Sizing, selection and installation of Pressure – Relieving Devices in Refineries. Part I – Sizing and selection ” Para dimensionar el orificio de una válvula de seguridad es necesario determinar el tipo de fluido a tratar (crítico o sub-crítico). Conocida el área de orificio de la válvula se pueden designar los tamaños estándar de los orificios y las conexiones designadas. Estos tamaños están designados en base a las normas API-526 “Flanged Steel Pressure Relief Valves” y a ASME code, Section VIII.

La existencia de valores normalizados de área de orificio, tamaño del cuerpo o bridas y presión nominal (*rating*) permiten la selección de la válvula a instalar. El área o tamaño de un orificio y tamaño de bridas aparecen editados en la tabla del código API 520. La escala comienza en la letra D, de diámetro de orificio 0,110 pulgadas cuadradas y termina en “T” de 26,0 pulgadas cuadradas. El orificio tamaño D, E, y F se dan con tamaños de bridas desde 1 x 2 pulgadas hasta 1 ½” x 2 ½”. El tamaño T, en bridas de 8 x 10 pulgadas. El área efectiva de descarga de la válvula se calcula dependiendo si el flujo es crítico o sub crítico, si la presión absoluta a flujo crítico (P_{cf}) es mayor o igual a la presión absoluta de relevo (P₁) , el flujo es crítico. De lo contrario es sub crítico.

La presión absoluta a flujo crítico es calculada mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{P_{cf}}{P_1} = \left(\frac{2}{K+1}\right)^{\frac{K}{K-1}}$$

Donde:

K: Es la relación de calores específicos Cp/CV

P_{cf}: Es la presión absoluta a flujo critico.

P_1 : Es la presión absoluta de relevo.

Para el caso de flujo crítico el área de descarga efectiva se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$A = \frac{W}{C_1 * K_d * P_1 * K_b * K_c} \sqrt{\frac{T_1 Z}{M}}$$

Donde:

A= Área requerida para la descarga de la válvula [in²]

W= Flujo masico [lb/h]

T_1 = Temperatura del gas a la entrada [° R]

Z= Factor de compresibilidad

K_d = coeficiente efectivo de descarga (para el dimensionamiento de válvulas nuevas se toma un valor de 0.62 según API 520 TPI)

P_1 = Presión de alivio a al entrada de la válvula (es el valor de la presión fijada al a entrada del a válvula, mas el admisible por sobrepresión, mas la presión atmosférica) [psig]

K_b = Factor de corrección de capacidad debido a la contrapresión (este factor se puede leer en la Figura conociendo la relación entre la contrapresión y la presión con la que se va a estimar la válvula) y el porcentaje de sobrepresión (Tomar el valor de 10 % cuando el equipo lleva una sola válvula y cuando lleva más de una válvula tomar el valor de 16%)

K_c = Factor de corrección por combinación (Tomar el valor de 1 porque no hay instalado un disco de ruptura).

M = Peso molecular del gas

C_1 = Coeficiente determinado por la relación de calor específico a condiciones estándar (Este valor se obtiene mediante la siguiente ecuación):

$$C_1 = 520 \sqrt{k \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}}}$$

Donde

k = Relación de capacidades caloríficas, C_p / C_v

Unidades de C_1

$$C_1 = \frac{\sqrt{\text{lbm} \times \text{lbmol} \times R}}{\text{lb fuerza} \times h}$$

Cuando el tipo de flujo es sub critico el área de descarga efectiva de la válvula se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$A = \frac{W}{735 * F_2 * K_d * K_c} \sqrt{\frac{T_1 Z}{M * P_1 (P_1 - P_2)}}$$

Donde:

A= Área requerida para la descarga de la válvula [in^2]

W= Flujo masico [lb/h]

T_1 = Temperatura del gas a la entrada [$^{\circ} R$]

Z= Factor de compresibilidad

P_1 = Presión de alivio a al entrada de la válvula (es el valor de la presión fijada al a entrada del a válvula, mas el admisible por sobrepresión, mas la presión atmosférica) [psig]

K_d = coeficiente efectivo de descarga (para el dimensionamiento de válvulas nuevas se toma un valor

K_c = Factor de corrección por combinación (Tomar el valor de 1 porque no hay instalado un disco de ruptura).

M = Peso molecular del gas

F_2 = Coeficiente de flujo sub critico (Valor leído en la Figura conocido el porcentaje de sobrepresión y la relación (P_B/P_s)

P_2 = Contrapresión

Figura B1 Factor de corrección por contrapresión para válvulas de alivio de presión (PSV) (Sección 3.6.2 API 520 PT1)

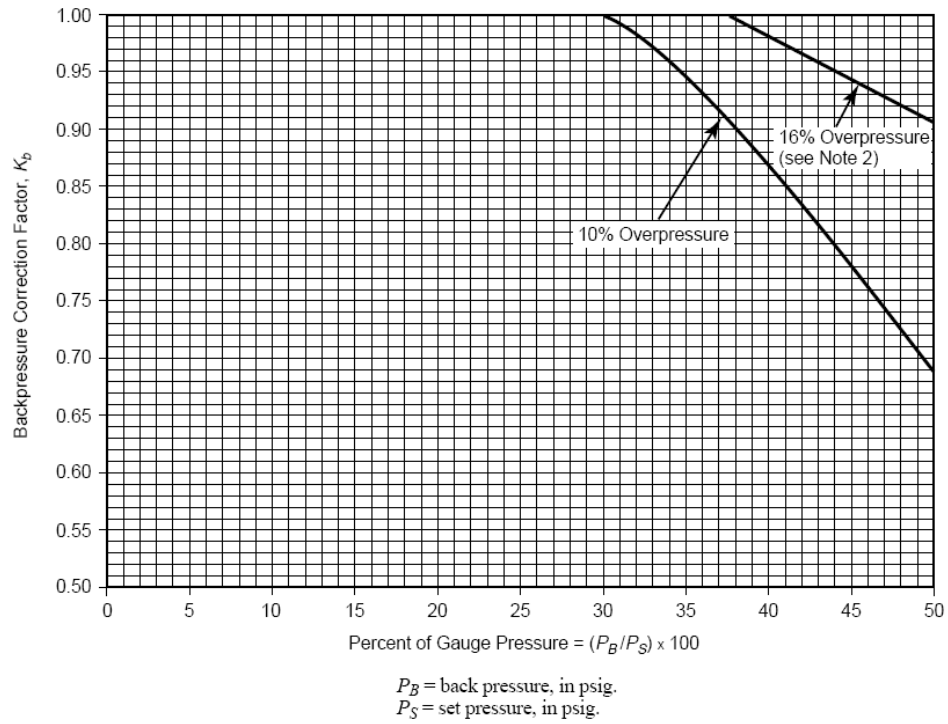
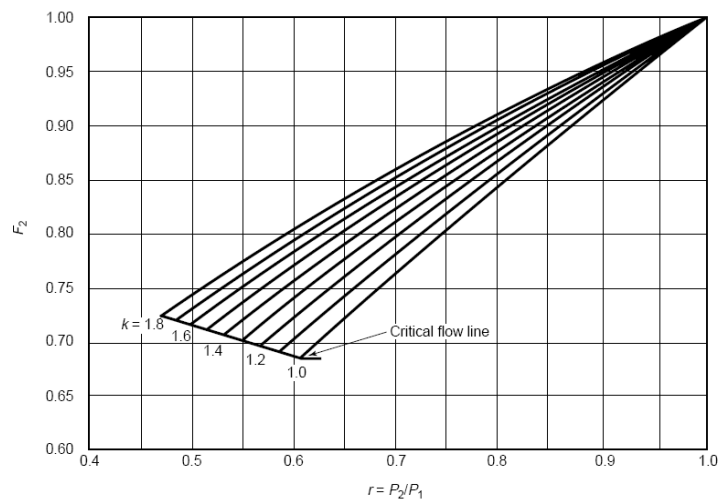


Figura B2 Valores de F_2 para flujo suscritico (Seccion 3.6.3 API 520 PT1)



Tamaño estándar de orificios y conexiones para válvulas de alivio

Los tamaños de orificios y de las conexiones de las válvulas de alivio de presión están estandarizados en base a ASME Code, Section VIII.

En la siguiente se muestran los tamaños de orificios y de conexiones estándar según API y ASME

Figura B2 Orificios y tamaños de conexiones para válvulas de alivio de presión

	Orificio [in ²]																				
	API	ASME																			
D	0,110	0,1279	•	•	(•)	•															
E	0,196	0,2279	•	•	(•)	•															
F	0,307	0,3568	(•)	•	(•)	•															
G	0,503	0,5849			(•)	•	•														
H	0,785	0,9127					•	•													
J	1,287	1,4960						•	(•)	•											
K	1,838	2,1380								•	•										
L	2,853	3,3170									•		•								
M	3,60	4,1860												•							
N	4,34	5,0470													•						
P	6,38	7,4170														•					
Q	11,05	12,8500																		•	
R	16,0	18,6000																		•	•
T	26,0	28,6200																			•

Conexiones [in x in]

ANEXO C PROCEDIMIENTO PARA EL CÁLCULO DEL SEPARADOR BIFÁSICO DE CONDENSADOS A TEA

Para el dimensionamiento del separador se realizan dos cálculos: uno por capacidad para el manejo de gas y otro por capacidad de manejo de líquido. Para cada uno de ellos se supone un diámetro y se calcula la longitud y se escoge el mayor tamaño entre los dos cálculos, teniendo en cuenta que el factor de simetría L/D debe estar entre 3 y 5. Según lo establecido en la norma API 12J.

El procedimiento para dimensionar el separador bifásico de condensados a tea es el que se presenta continuación:

Cálculo del separador por capacidad de Gas

Para determinar las dimensiones por capacidad de gas se utiliza la siguiente fórmula:

$$L_{eff}d = 420 \cdot \frac{TZQ_g}{P} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \cdot \frac{C_D}{dm} \right]^{1/2}$$

Donde:

L_{eff} = Longitud efectiva del separador (ft)

d = Diámetro del separador (in)

Q_g = Caudal de gas (MSCFD)

T = Temperatura (°R)

P = Presión (psia)

Z = Factor de Compresibilidad

ρ_G = Densidad del gas (lb/ft³)

ρ_L = Densidad del líquido (lb/ft³)

C_D = Coeficiente de Arrastre

d_m = Diámetro de partícula (200 μm)

Para calcular C_d se realiza un procedimiento iterativo en el cual se asume un coeficiente de arrastre (C_d) con este coeficiente de arrastre se calcula la velocidad terminal del gas mediante la siguiente ecuación:

$$V_t = 0.199 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Donde:

V_t : Velocidad terminal de la partícula

Conociendo esta velocidad se calcula el número de Reynolds mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Re} = \frac{\rho L V_t}{\mu}$$

Conocido el Re se vuelve a calcular el coeficiente de arrastre (C_d) mediante la siguiente ecuación:

$$C_D = \frac{24}{\text{Re}} + \frac{3}{\text{Re}^{1/2}} + 0.34$$

Seguido de esto se compara el Reynolds supuesto con el Reynolds calculado y si no es igual se supone un C_d y se repite el procedimiento descrito anteriormente

Conocido C_d se calcula $d_{L\text{ef}}$

Cálculo del separador por capacidad de Líquido

El cálculo del separador por capacidad de líquido se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$L_{eff} d^2 = \frac{t_R Q_L}{0,7}$$

Donde:

L_{eff} = Longitud efectiva del separador (ft)

d = Diámetro del separador (in)

Q_L = Caudal de líquido (BFPD)

t_R = Tiempo de residencia (min)

ANEXO D METODOLOGÍA DE CÁLCULO BOMBA DE TRANSFERENCIA DE TRANSFERENCIA DE CONDENSADOS DE K.O DRUM

Comportamiento del caudal con respecto a la Cabeza

Para caracterizar el comportamiento del sistema, cabeza con respecto al caudal se requiere describir dos componentes principales, cabeza estática total y la cabeza dinámica.

La cabeza estática total es una variable independiente del caudal manejado por la bomba y se encuentra definido de la siguiente manera:

Cuando la bomba se encuentra por encima del nivel de succión, la cabeza estática total se describe como:

$$\text{Cabeza Estatica Total} = \text{Elevación de Succión Estática} + \text{Cabeza Estática de Descarga}$$

$$TSH = SSL + SDH$$

Donde:

Elevación de Succión Estática (SSL ó SSH): Distancia vertical del centro de la boquilla de succión de la bomba al nivel de la altura del líquido en el punto de succión.

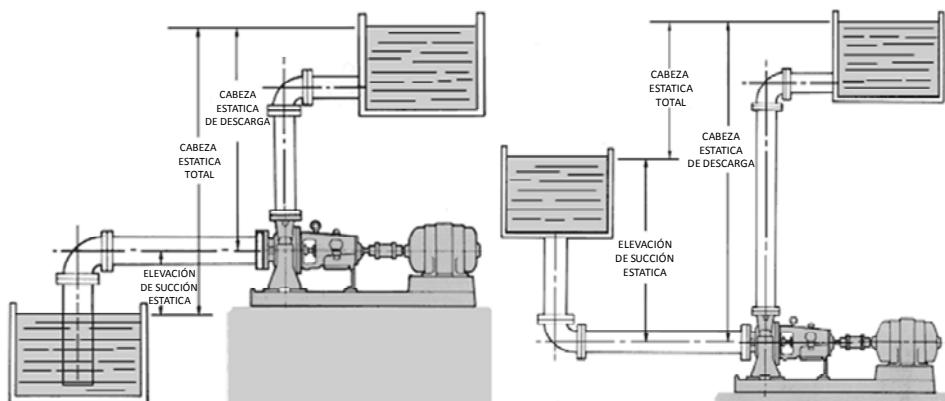
Cabeza Estática de Descarga (SDH): Distancia vertical entre el centro de la boquilla de succión de la bomba a la altura del liquido en el punto de descarga.

Cuando la bomba se encuentra por debajo del nivel de succión (figura 1 b)), la cabeza estática total se expresa como:

$$\text{Cabeza Estática Total} = \text{Cabeza Estática de Descarga} - \text{Elevación de Succión Estática}$$

$$TSH = SDH - SSH$$

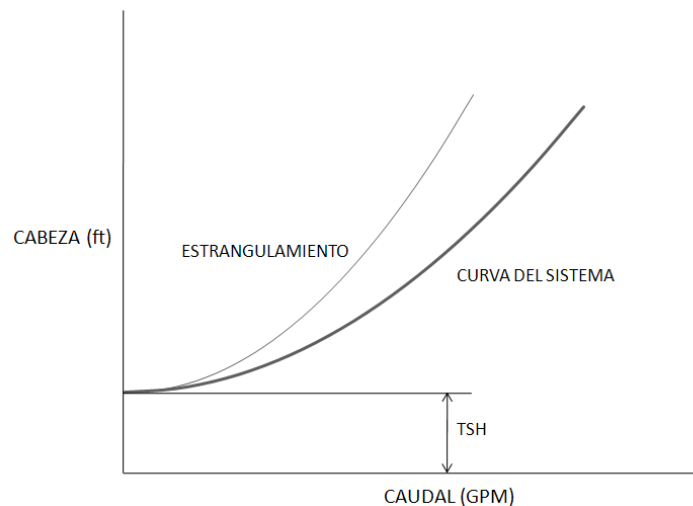
Figura D1. a) La bomba por encima del nivel de succión. b) Bomba por debajo del nivel de succión



La Cabeza dinámica (CD) define las pérdidas de energía que se pueden generar por tubería y accesorios en el sistema. Las pérdidas por fricción en la entrada y la salida varían más o menos proporcionalmente al cuadrado del flujo en un sistema.

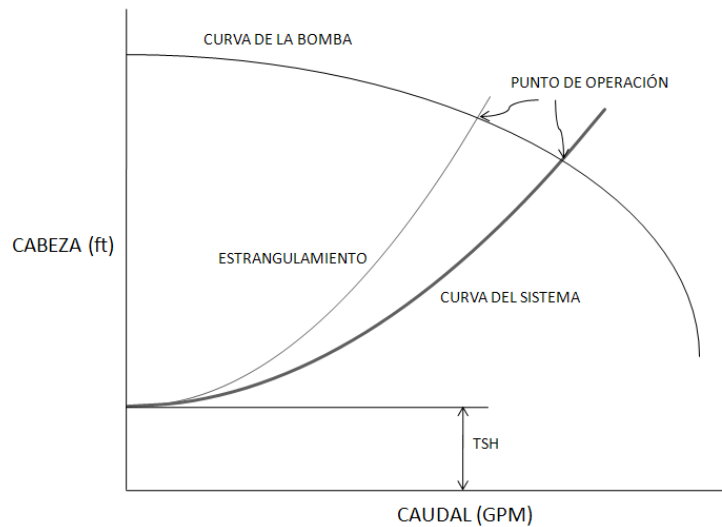
Cuando se combinan la cabeza estática y las pérdidas de carga de fricción de cualquier sistema, y se trazan contra la capacidad, la curva resultante describe el comportamiento del sistema con respecto al caudal y es llamada carga del sistema, como se observa en la siguiente figura:

Figura D2. Curva del sistema



Cuando se sobrepone una curva de capacidad contra carga de la bomba a velocidad constante sobre esta curva de carga del sistema, se podrá determinar la capacidad en el punto en que se cruzan las dos curvas, siendo la capacidad que entregará al sistema esa bomba a esa velocidad particular:

Figura D1 Curva del sistema – Curva de Operación de la Bomba



Cabeza neta positiva de succión disponible

La bomba es seleccionada con base en el análisis hidráulico del sistema, la presión de descarga, el caudal manejado por la bomba, la potencia requerida y la determinación de la Cabeza neta positiva de succión disponible (NPSHD).

La cabeza neta positiva de succión NPSH (definida como Net Positive Suction Head por sus siglas en inglés), el cual está determinado por las características del tramo de succión del sistema, y se puede mejorar aumentando el diámetro de la tubería de succión, mejorando la calidad de dicha tubería, reduciendo la distancia de la tubería de succión y la cantidad de accesorios en la línea. Garantizando lo siguiente:

$$NPSH_{Disponible} > NPSH_{Requerido}$$

El NPSHR es el NPSH requerido por la bomba, este dato debe ser suministrado por el proveedor. Para evitar problemas de cavitación el NPSHD debe estar como mínimo 3 pies por encima del NPSHR.

Para calcular el NPSH disponible, inicialmente se requiere calcular la presión de succión de la bomba. La presión de succión de la bomba en psi se calcula de acuerdo a la siguiente expresión:

$$P_s = P_t + h_{\min} \times \frac{SG}{2.31} - \Delta P_f$$

En donde:

P_s , Presión de succión (psig).

P_t es la presión en el tanque o recipiente (psig).

h_{\min} , Cabeza mínima de líquido en la succión (ft).

SG gravedad específica del líquido.

y ΔP_f pérdidas por fricción y en filtros en la succión de la bomba (psi).

La presión máxima de succión se calcula teniendo en cuenta la máxima cabeza estática en la succión de la bomba menos las pérdidas por accesorios y tubería.

Finalmente el NPSHD, cabeza neta positiva de succión en ft, puede ser calculado mediante la siguiente expresión:

$$NPSHD = (P_{atm} + P_s - P_v) \times \frac{2.31}{SG}$$

En donde:

NPSHD es la cabeza neta positiva de succión (psia)

P_v es la presión de vapor del fluido (psia)

P_{atm} , es la presión atmosférica (psi).

P_s , es la presión de succión (psig).

Determinación de Presión de descarga

El trabajo requerido para el movimiento de líquido depende del flujo que debe ser empujado y la cabeza que debe vencer esta cantidad de líquido. La presión máxima se produce a caudal cero (válvula a la descarga completamente cerrada) y se denomina presión de *Shut off*, dato que debe ser confirmado por el fabricante.

Cálculo de la presión requerida de descarga de la bomba en psig:

$$P_D = P_L + \Delta P_{fm} + H \times \frac{SG}{2.31}$$

En donde:

P_D , Presión de descarga (psig).

P_L , presión requerida en el punto de llegada (psig).

ΔP_{fm} , pérdidas por fricción en la línea de descarga (por tuberías, accesorios y/o instrumentos), en psi.

H, cabeza o altura máxima de la línea de descarga (ft).

Determinación de la Potencia Hidráulica Requerida

La potencia hidráulica requerida se determina de la siguiente manera:

$$HHP = \frac{(P_D - P_S) \cdot Q}{1714}$$

En donde:

HHP, es la potencia hidráulica de la bomba (HP).

P_D , Presión de descarga (psig).

P_s , es la presión de succión (psig).

(Q) caudal en gpm

Determinación de la Potencia al Freno

La potencia al freno es la potencia real de la bomba y tiene en cuenta la eficiencia debida a pérdidas incurridas por fricción de sus elementos, posible acumulación, fugas, etc. Se determina de la siguiente manera:

$$BHP = \frac{HHP}{\eta_P}$$

En donde:

BHP, es la potencia al freno (HP).

η_P , es la eficiencia de la bomba.

Determinación de la Potencia Eléctrica

La potencia requerida por los motores se determina de la siguiente manera:

$$PE = \frac{BHP}{\eta_E}$$

En donde:

PE es la potencia eléctrica de la bomba (HP).

η_E , es la eficiencia eléctrica del motor.

ANEXO E METODOLOGÍA DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO LA TEA

El diseño de la tea está definido en base a la radiación originada por la llama y por la dispersión de contaminantes presentes en el gas. La quema sin humo es un requerimiento para la operación de una tea siempre y cuando la tea este quemando frecuentemente, se emplean diferentes fluidos de servicio para mejorar la mezcla combustión, aire y gas como son vapor de agua el cual es inyectado por las boquillas, agua por medio de aspersores ubicados en la punta de la tea, aire inyectado a través de un soplador centrifugo. El uso de estos servicios depende de la disponibilidad y de un balance de costos operativos y de instalación. Debido a que la estación compresora maneja un flujo muy grande debe operar continuamente y por el gran volumen de gas para la cual está diseñada (260 MMSCFD) se emplea gas natural como medio de asistencia.

➤ Calculo del diámetro de la tea

El diámetro de la tea se puede calcular usando la siguiente ecuación:

$$d = \sqrt{1,702 \times 10^{-5} \left(\frac{q_m}{p M_a} \right) \left(\frac{ZT}{M} \right)^{0,5}}$$

Donde:

q_m : Flujo másico expresado en lb/h

Z: Factor de compresibilidad del gas

T: Temperatura absoluta en °R

M: Peso molecular del gas

M_a : Numero de mach es el porcentaje de la velocidad del sonido al cual va el gas esta en un rango entre 0,2 @ 0,5

p : Presión a la que se encuentra la tea en psia
d: Diámetro de la tea en ft.

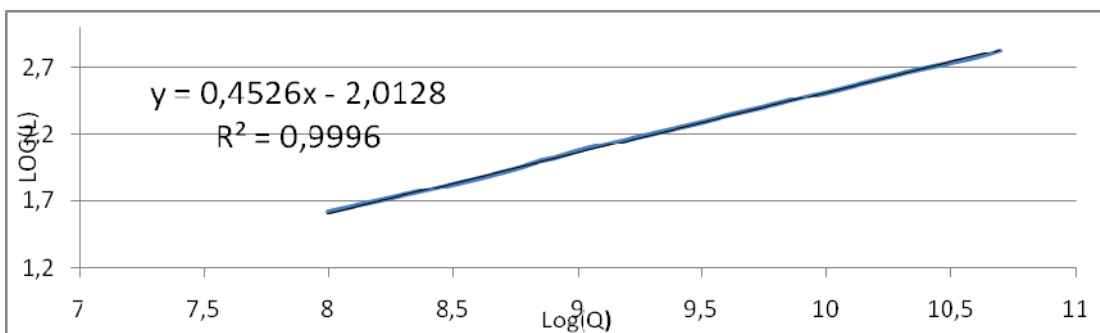
➤ Calculo del calor liberado

$$Q = q_m \times H_v$$

➤ Calculo de la longitud de la llama

La longitud de la llama varía en función de la velocidad de emisión y de la cantidad de calor liberado en la combustión. En la literatura se consigue muy poca información para este cálculo. Sin embargo se han hecho algunos trabajos a nivel experimental realizados en plantas piloto a velocidades de descarga, relativamente altas de varias mezclas de hidrogeno e hidrocarburos. Los resultados de estas pruebas se muestran en la Figura en donde es posible calcular la longitud de la llama a partir del calor liberado.

Figura E1 Longitud de la llama Vs. Calor liberado



➤ Calculo de la distorsión de la llama causada por el viento

El viento causa que la llama se incline en la dirección que sopla este. Para determinar la distorsión de la llama se usa la Figura , cuyas curvas relacionan el alcance horizontal $\Sigma\Delta X/L$ y la elevación vertical $\Sigma\Delta Y/L$. Estos valores se pueden leer de la grafica usando el factor $\Sigma U^\infty/U_j$ el cual es la relación entre la velocidad lateral del viento y la velocidad de salida del gas y multiplicándolo por la longitud de la llama. La velocidad de salida del gas se calcula mediante la siguiente ecuación:

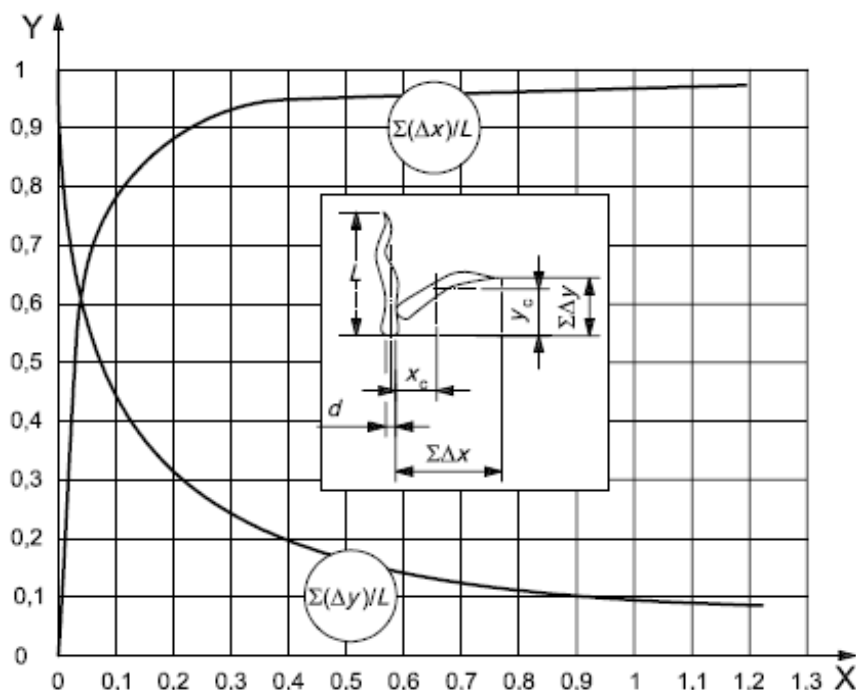
$$U_j = \frac{Q_a \times 4}{\pi d^2}$$

Donde:

Q_a : Flujo a condiciones normales en ft^3/s

d : Diámetro de la tea

Figura E2 Distorsión de la llama



Donde:

X: $\sum U_{\infty}/U_j$

Y: $\sum \Delta X/L$ ó $\sum \Delta Y/L$

➤ Cálculo de la distancia D

La distancia D es la distancia exigida entre la localización de un venteo atmosférico en combustión y un punto que está expuesto a la radiación térmica emitida por la tea. Esta distancia se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$D = \sqrt{\frac{FQ}{4\pi K}}$$

Donde:

D: Es la distancia mínima entre el punto medio de la llama y el punto o objeto considerado, ft.

F: Fracción de Calor irradiado (emisividad).

Q: Calor liberado en la combustión de la antorcha, Btu/h.

K: Radiación permisible en el punto considerado, Btu/h*ft².

La introducción del factor F significa que no todo el calor liberado en una llama se emite como radiación. En la Tabla E1 Fracción de calor irradiado para diferentes gases se muestran valores del factor F de acuerdo con el diámetro de la boquilla del quemador para diferentes gases:

Tabla E1 Fracción de calor irradiado para diferentes gases

GAS	Diámetro del quemador (cm)	Fracción de calor irradiado
Hidrogeno	0,51	0,095
	0,91	0,091
	1,90	0,097
	4,1	0,111
	8,40	0,158
	20,30	0,154
	40,60	0,169
Butano	0,51	0,215
	0,91	0,253
	1,90	0,286
	4,1	0,285
	8,40	0,291
	20,30	0,280
	40,60	0,299
Metano	0,51	0,103
	0,91	0,116
	1,90	0,160
	4,1	0,161
	8,40	0,147
Gas natural (95 % de metano)	20,30	0,192
	40,6	0,232

Estos valores representan la fracción de calor emitido como radiación máxima, supuestas unas condiciones de combustión prácticamente ideales. Puesto que

estas condiciones raramente se cumplen, el empleo en el diseño de valores de F aproximadamente 2/3 de los citados supone una mayor aproximación a lo que debe ocurrir en la práctica.

La intensidad del calor radiante generado por la flama y la distancia requerida de la base del quemador al punto en el cual se requiera tener la intensidad de radiación máxima permisible. En la Tabla se presentan los niveles de radiación permisibles para el diseño de la tea.

Tabla E2 Niveles de radiación permisible para el diseño

Exposición	Intensidad de radiación BTU/h-ft ²
Exposición prolongada del personal	500
Exposición en un intervalo de tiempo corto del personal que trabaja en el área.	1500
Exposición del personal, equipado con ropa apropiada, efectuando acciones de emergencia que no duran más de un minuto.	2000
Exposición de equipo (tanques, unidad de encendido remoto)	3000
Exposición de estructuras y áreas donde no hay personal trabajando	5000

- El nivel de radiación permisible depende del tiempo de exposición del personal, por lo tanto se debe considerar el tiempo en que las personas se percatan de una situación de emergencia y el tiempo que tardan para ponerse a salvo.

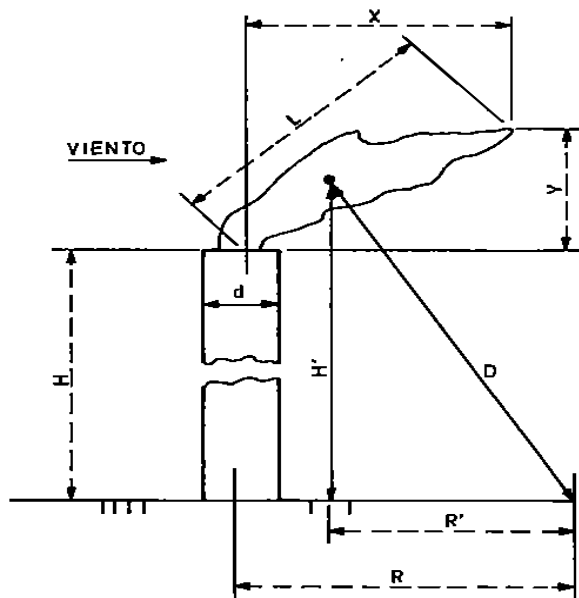
Intensidad BTU/h-ft ²	Umbral del dolor (s)	Ampollamiento (s)
550	60	-----
1500	16	-----
2000	8	20

De acuerdo con la tabla 5 se puede emplear como diseño un valor de $K= 500$ Btu/hft² ya que este valor representa la máxima intensidad de calor radiante en cualquier lugar donde el personal con una ropa adecuada puede estar expuesto continuamente.

- Cálculo de la altura de la antorcha

La determinación de la altura de la antorcha se encuentra calculada de acuerdo a la Figura .

Figura E3 Dimensiones para el cálculo de la altura de la antorcha



Donde:

1: Dirección del viento

Para calcular la altura de la tea se puede seguir el procedimiento empleado según la sección 6.4.2.3 del API 521 como se muestra a continuación

Calcular la distancia horizontal de la llama al punto de referencia (R')

$$R' = R - 0,5 \times \sum \Delta X$$

Conocido el valor de R' y usando el teorema de Pitágoras se puede calcular la distancia vertical de la llama a la base de la tea H'

$$H' = \sqrt{D^2 - R'^2}$$

Como se observa en la figura XX la altura de la tea se puede calcular haciendo la diferencia entre la distancia vertical de la llama a la base de la tea y la elevación vertical de la llama:

$$H = H' - 0,5 \sum \Delta Y$$

ANEXO F SIMULACIÓN HIDRÁULICA DE LAS LÍNEAS DE DE DESCARGA DE LAS VÁLVULAS BDV, SDV Y GAS A PILOTOS

Tabla F1 Línea de Gas de purga

Calculo Línea de Gas de Purga			
Diámetro Nominal (Pulgadas)	Diámetro Interno (Pulgadas)	Velocidad (ft/s)	Caída de Presión (psi/100 ft)
1/4"	0.302	39	2.60
1/2"	0.546	12	0.14
3/4"	0.742	7	0.031
1"	0.957	4	0.00915

Como se observa en la tabla anterior , la tubería de 1/2" presenta una caída de presión que cumple con los criterios establecidos en la Tabla 1. El resultado de la verificación de esta línea coincide con el diámetro calculado para la línea en la ingeniería básica.

Tabla F2 Línea Gas a pilotos

Calculo Línea de Gas para sistema piloto			
Diámetro Nominal (Pulgadas)	Diámetro Interno (Pulgadas)	Velocidad (ft/s)	Caída de Presión (psi/100 ft)
1/4"	0.302	52	4.70
1/2"	0.546	16	0.24
3/4"	0.742	9	0.06
1"	0.957	6	0.016

De acuerdo a los resultados obtenidos, para el gas de sistema piloto se requiere una tubería de 1/2 “, cumpliendo satisfactoriamente con los criterios establecidos en la Tabla 1.

Línea a BDV-502

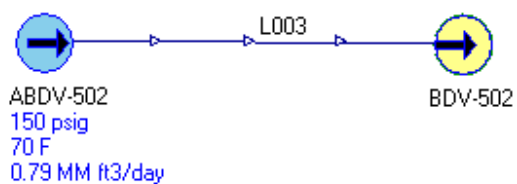


Tabla F3 Resultados Línea a BDV-502

Calculo Línea a BDV-502			
Diámetro Nominal (Pulgadas)	Diámetro Interno (Pulgadas)	Velocidad (ft/s)	Caída de Presión (psi/100 ft)
1"	1.047	142.33	3.1
2"	2.067	36.14	0.1
3"	3.067	16.45	0.015
4"	4.067	9.5	0.00406

De acuerdo a los resultados obtenidos, para el gas de sistema piloto se requiere una tubería de 2 in, cumpliendo satisfactoriamente con los criterios establecidos en la Tabla 1.

Línea de BDV-502 a cabezal de tea

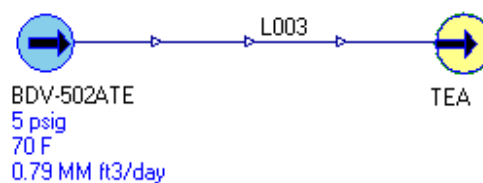


Tabla F4 Línea de BDV-502 a cabezal de tea

Calculo Línea a BDV-502			
Diámetro Nominal (Pulgadas)	Diámetro Interno (Pulgadas)	Velocidad (ft/s)	Caída de Presión (psi/100 ft)
2"	2.067	313.84	0.9
3"	3.067	138.16	0.1
4"	4.067	79.94	0.0327
6"	6.067	35.25	0.00463

De acuerdo a los resultados obtenidos, para el gas de sistema piloto se requiere una tubería de 3 in, cumpliendo satisfactoriamente con los criterios establecidos en la Tabla 1.

Línea a BDV-503

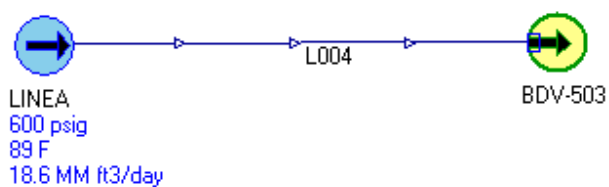


Tabla F5 Resultados Línea a BDV-503

Calculo Línea a BDV-503			
Diámetro Nominal (Pulgadas)	Diámetro Interno (Pulgadas)	Velocidad (ft/s)	Caída de Presión (psi/100 ft)
3"	3.067	119.29	2
4"	4.067	68.42	0.5
6"	6.067	79.94	0.06
8"	6.067	17.20	0.0149

De acuerdo con criterios estipulados en la Tabla 1 se requiere una tubería de 4 in de diámetro.

Línea de BDV-503 a cabezal de tea

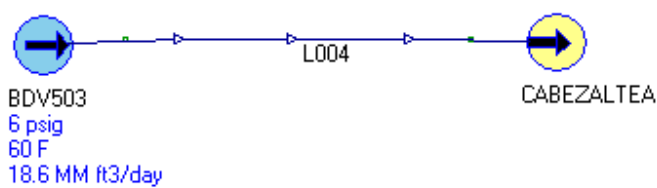


Tabla F6 Resultados Línea de BDV-503 a cabezal de tea

Calculo Línea de BDV-503 a cabezal de tea			
Diámetro Nominal (Pulgadas)	Diámetro Interno (Pulgadas)	Velocidad (ft/s)	Caída de Presión (psi/100 ft)
6"	4.067	812.25	1.4
8"	8.067	448.97	0.3
10"	10.067	282.37	0.1
12"	12.067	198.51	0.0468

Como se observa en la anterior tabla, la tubería de 10 in presenta una caída de presión que cumple con los criterios establecidos en la Tabla 1. El resultado de la verificación de esta línea coincide con el diámetro calculado para la línea en la ingeniería básica.

Línea a BDV-601

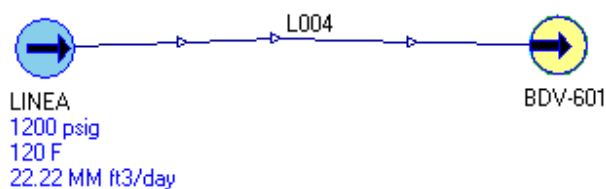


Tabla F8 Resultados Línea a BDV-601

Calculo Línea a BDV-601			
Diámetro Nominal (Pulgadas)	Diámetro Interno (Pulgadas)	Velocidad (ft/s)	Caída de Presión (psi/100 ft)
2"	2.067	172.79	12.2
3"	3.067	76.35	1.5
4"	4.067	43.82	0.4
6"	19.28	35.25	0.045

De acuerdo con criterios estipulados en la Tabla 1 se requiere una tubería de 4 in de diámetro. Este valor calculado coincide con el valor calculado por el departamento de procesos en la ingeniería básica.

Línea de BDV-601 a cabezal de tea

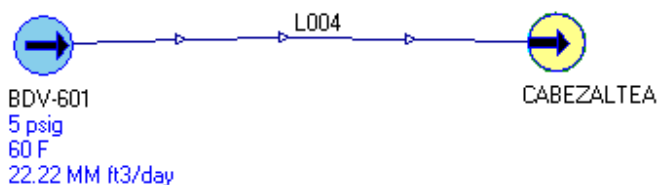


Tabla F9. Resultados Línea de BDV-601 a cabezal de tea

Calculo Línea de BDV-601 a cabezal de tea			
Diámetro Nominal (Pulgadas)	Diámetro Interno (Pulgadas)	Velocidad (ft/s)	Caída de Presión (psi/100 ft)
6"	6.067	1058.97	2.2
8"	8.067	567.74	0.5
10"	10.067	355.02	0.2
12"	12.067	249.18	0.068

Como se observa en la anterior tabla , la tubería de 10 in presenta una caída de presión que cumple con los criterios establecidos en la Tabla 1. El resultado de la verificación de esta línea coincide con el diámetro calculado para la línea en la ingeniería básica.

ANEXO G RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE HYSYS DEL
COMPORTAMIENTO DE LA PRESIÓN A TRAVÉS DEL TIEMPO

Reporte Comportamiento dinamico valvula BDV-400

Depressuring - Dynamics-3 (Depressuring - Dynamics): Performance

Depressuring - Dynamics: Depressuring - Dynamics-3

PERFORMANCE

Results

Initial Pressure (psig)	900.0
Vessel Fluid Final Temperature - Liquid Phase	(F) 13.73
Final Pressure (psig)	4.633
Vessel Fluid Minimum Temperature - Liquid Phase	(F) 13.73
Depressuring Time (seconds)	420.0
Valve Outlet Initial Temperature - Liquid Phase	(F) 18.69
Vapour Cv (USGPM)	4.920e-002
Valve Outlet Final Temperature - Liquid Phase	(F) 18.69
Liquid Cv	---
Valve Outlet Minimum Temperature - Liquid Phase	(F) 18.69
Vessel Fluid Initial Temperature - Vapour Phase	(F) 89.00
Inner Wall Initial Temperature - Liquid Phase	(F) ---
Vessel Fluid Final Temperature - Vapour Phase	(F) 13.73
Inner Wall Final Temperature - Liquid Phase	(F) ---
Vessel Fluid Minimum Temperature - Vapour Phase	(F) 13.73
Inner Wall Minimum Temperature - Liquid Phase	(F) ---

Valve Outlet Initial Temperature - Vapour Phase	(F) 18.69
Initial Mass of Vapour (lb)	2.618
Valve Outlet Final Temperature - Vapour Phase	(F) 18.69
Final Mass of Vapour (lb)	5.277e-002
Valve Outlet Minimum Temperature - Vapour Phase	(F) 18.69
Peak Vapour Flow Through Valve (lb/hr)	78.37
Inner Wall Initial Temperature - Vapour Phase	(F) ---
Initial Mass of Liquid (lb)	0.0000
Inner Wall Final Temperature - Vapour Phase	(F) ---
Final Mass of Liquid (lb)	0.0000
Inner Wall Minimum Temperature - Vapour Phase	(F) ---
Peak Liquid Flow Through Valve (lb/hr)	0.0000
Vessel Fluid Initial Temperature - Liquid Phase	(F) 89.00

Tables/Plots

Time	Vapour - Mass Flow (lb/hr)
0.0000	1.766
20.00	78.37
40.00	70.28
60.00	61.99
80.00	54.31
100.0	47.55
120.0	41.30
140.0	35.75
160.0	30.63
180.0	26.14
200.0	22.01
220.0	18.46
240.0	15.31
260.0	12.55
280.0	10.13
300.0	8.006
320.0	6.167

340.0	4.585
360.0	3.229
380.0	2.047
400.0	0.9893
420.0	0.9893
---	---
---	---
---	---
---	---
---	---
---	---
---	---
---	---
---	---
---	---

Hyprotech Ltd.

HYSYS v3.2 (Build 5029)

Reporte Comportamiento dinamico valvula BDV-401

Depressuring - Dynamics-3 (Depressuring - Dynamics): Performance

PERFORMANCE

Results

Initial Pressure (psig)	1200
Vessel Fluid Final Temperature - Liquid Phase	(F) 33.42

Final Pressure (psig)	5.256
Vessel Fluid Minimum Temperature - Liquid Phase	(F) 33.42
Depressuring Time (seconds)	420.0
Valve Outlet Initial Temperature - Liquid Phase	(F) 38.36
Vapour Cv (USGPM)	4.955e-002
Valve Outlet Final Temperature - Liquid Phase	(F) 38.36
Liquid Cv	---
Valve Outlet Minimum Temperature - Liquid Phase	(F) 38.36
Vessel Fluid Initial Temperature - Vapour Phase	(F) 120.0
Inner Wall Initial Temperature - Liquid Phase	(F) ---
Vessel Fluid Final Temperature - Vapour Phase	(F) 33.42
Inner Wall Final Temperature - Liquid Phase	(F) ---
Vessel Fluid Minimum Temperature - Vapour Phase	(F) 33.42
Inner Wall Minimum Temperature - Liquid Phase	(F) ---
Valve Outlet Initial Temperature - Vapour Phase	(F) 38.36
Initial Mass of Vapour (lb)	3.298
Valve Outlet Final Temperature - Vapour Phase	(F) 38.36
Final Mass of Vapour (lb)	4.866e-002
Valve Outlet Minimum Temperature - Vapour Phase	(F) 38.36
Peak Vapour Flow Through Valve (lb/hr)	102.0
Inner Wall Initial Temperature - Vapour Phase	(F) ---
Initial Mass of Liquid (lb)	0.0000
Inner Wall Final Temperature - Vapour Phase	(F) ---
Final Mass of Liquid (lb)	0.0000
Inner Wall Minimum Temperature - Vapour Phase	(F) ---
Peak Liquid Flow Through Valve (lb/hr)	0.0000
Vessel Fluid Initial Temperature - Liquid Phase	(F) 120.0

Tables/Plots

Time	Vapour - Mass Flow (lb/hr)
0.0000	2.840
20.00	102.0
40.00	91.20

PERFORMANCE

Results

Initial Pressure (psig)	150.0
Vessel Fluid Final Temperature - Liquid Phase	(F) 56.83
Final Pressure (psig)	4.820
Vessel Fluid Minimum Temperature - Liquid Phase	(F) 56.83
Depressuring Time (seconds)	420.0
Valve Outlet Initial Temperature - Liquid Phase	(F) 58.11
Vapour Cv (USGPM)	4.014e-002
Valve Outlet Final Temperature - Liquid Phase	(F) 58.11
Liquid Cv	---
Valve Outlet Minimum Temperature - Liquid Phase	(F) 58.11
Vessel Fluid Initial Temperature - Vapour Phase	(F) 70.00
Inner Wall Initial Temperature - Liquid Phase	(F) ---
Vessel Fluid Final Temperature - Vapour Phase	(F) 56.83
Inner Wall Final Temperature - Liquid Phase	(F) ---
Vessel Fluid Minimum Temperature - Vapour Phase	(F) 56.83
Inner Wall Minimum Temperature - Liquid Phase	(F) ---
Valve Outlet Initial Temperature - Vapour Phase	(F) 58.11
Initial Mass of Vapour (lb)	0.4222
Valve Outlet Final Temperature - Vapour Phase	(F) 58.11
Final Mass of Vapour (lb)	4.996e-002
Valve Outlet Minimum Temperature - Vapour Phase	(F) 58.11
Peak Vapour Flow Through Valve (lb/hr)	9.298
Inner Wall Initial Temperature - Vapour Phase	(F) ---
Initial Mass of Liquid (lb)	0.0000
Inner Wall Final Temperature - Vapour Phase	(F) ---
Final Mass of Liquid (lb)	0.0000
Inner Wall Minimum Temperature - Vapour Phase	(F) ---
Peak Liquid Flow Through Valve (lb/hr)	0.0000

Vessel Fluid Initial Temperature - Liquid Phase

(F) 70.00

Tables/Plots

Time	Vapour - Mass Flow (lb/hr)
0.0000	9.353e-002
20.00	9.298
40.00	8.350
60.00	7.373
80.00	6.484
100.0	5.706
120.0	4.957
140.0	4.321
160.0	3.704
180.0	3.183
200.0	2.687
220.0	2.293
240.0	1.899
260.0	1.611
280.0	1.299
300.0	1.079
320.0	0.8338
340.0	0.6705
360.0	0.4705
380.0	0.4120
400.0	0.3671
420.0	0.3671
---	---
---	---
---	---
---	---
---	---
---	---
---	---
---	---

Hyprotech Ltd.

HYSYS v3.2 (Build 5029)

ANEXO H RESULTADOS DIMENSIONAMIENTO DEL K.O DRUM EN FEP

Datos de entrada

```

C:\Windows\system32\cmd.exe
HORIZONTAL VESSEL DESIGN
Date: 12/09/2009
Project Name: CALCULO DEL K.O DRUM DE TEA
Tag Number: 000

INPUT PARAMETERS:
Flow Rate
Gas (kscf/d) .....: 39400
Oil (hbbls/d) .....: 10
Water (hbbls/d) .....: 0
Specific Gravity
Gas (air = 1.0) .....: .059
Oil (water = 1.0) .....: .99
Water (water = 1.0) .....: 0
Operating Pressure (psig) .....: 5
Operating Temperature (Degree F): 60
Design Pressure (psig) .....: 50
Liquid Retention Time (min.) ....: 30
Fraction of Vessel Liquid Filled: .2

PF6 = DEFAULT PANEL
PF1 = HELP; PF10 = EXECUTE; ↑ = SCROLL UP; ↓ = SCROLL DOWN; ESC = EXIT
  
```

Resultados

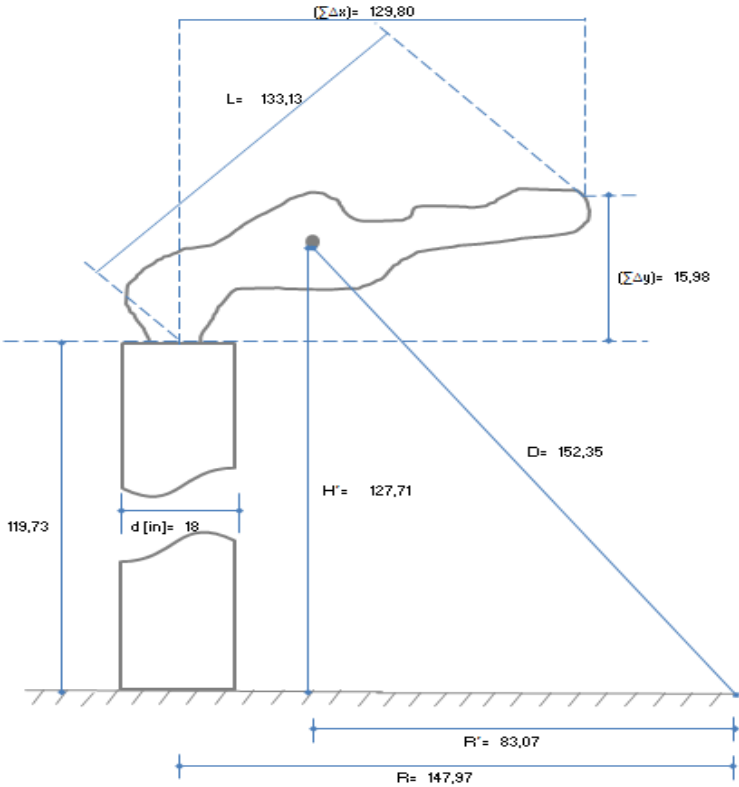
```

C:\Windows\system32\cmd.exe
RESULTS - HORIZONTAL VESSEL DESIGN
Gas Flow Rate Converted to Macf/d ... 29.375
Compressibility Factor ... 1.000
Fluid Density, lb/ft3:
Gas ..... 0.01
Oil ..... 61.75
Water ... 0.00

                2 - Phase          3 - Phase
                Uessel            Uessel
Critical Gas Velocity, ft/sec ..... 34.12 34.12
Gas Flow Area, ft2 ..... 9.96 9.96
Liquid Flow Area, ft2 ..... 0.08 0.10
Gas Capacity, Mscf/d ..... 39.40 39.40
MINIMUM I.D., inches ..... 42.92 42.95
MINIMUM GAS FLOW LENGTH, feet ..... 14.20 14.20
Length to Diameter Ratio ..... 3.97 3.97
Outside Diameter, inches ..... 48.00 48.00
Min. Shell Thickness, inches ..... 0.193 0.193
Ellipsoidal Head Thickness, inches. 0.193 0.193
Estimated Weight Empty, k-lbs..... 1.76 1.76
Water Filled, k-lbs ..... 12.71 12.71

Rerun with new data? (Y, N, or ESC) PF3 = Save PF4 = DSM PF5 = Print
  
```

ANEXO I RESULTADOS OBTENIDOS EN EL DIMENSIONAMIENTO DE LA TEA



Estructura auto-soportada

ANEXO J DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN (P&ID)

