



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

LIBRO DE ACTAS
DE LA COMISION
DE TESIS

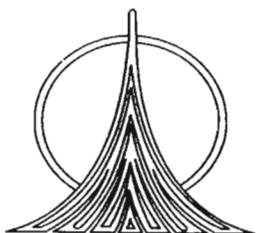
"ESTABLECIMIENTO DE BASES Y CRITERIOS MINIMOS
NECESARIOS PARA UNA ADECUADA FUNCION DE LAS
LINEAS CRITICAS DENTRO DEL PROCESO DE DESTILACION"

T E S I S

PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

DANIEL LOPEZ DE AQUINO



MEXICO, D.F.

2005

m350396



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA**

OFICIO: FESZ/JCIQ/012/05

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNO: LÓPEZ DE AQUINO DANIEL
P r e s e n t e .

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

PRESIDENTE	I.Q. Eduardo Loyo Arnaud
VOCAL	I.Q.P. José Luis Gómez Rodríguez
SECRETARIO	I.Q. Rosario Tapia Aguilar
SUPLENTE	I.Q. Ana Lidia Tlapanco Godar
SUPLENTE	I.Q. Dominga Ortiz Bautista

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

A t e n t a m e n t e
“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”
México, D.F., 9 de Marzo del 2005.

EL JEFE DE LA CARRERA

M. EN C. ANDRES AQUINO CANCHOLA



Dedico este trabajo a:

A mis padres, el Pr. Alejandro López y la Pra. Enriqueta de Aquino, por su trabajo, esfuerzo y sacrificio por sacarme adelante. Que espero haber heredado.

A Samuel, Alma y Hector, por haber soportado las vicisitudes de ser hermanos. Ya que hemos compartido alegrías y desgracias.

A mis abuelos †. A los que siempre recordaré. Una oración eterna por su descanso.

A todos mis amigos, los que ya lograron titularse, los que están por titularse, los que algún día se titularán, a los que se quedaron en el camino y a los que se han ido †. Es y será un gusto haberlos conocido.

Por que sin ustedes no seria quien soy.

Gracias Totales.

Agradecimientos

A mi asesor y director de tesis el Ing. José Luis Gómez Rodríguez por la ayuda prestada en el desarrollo de este Trabajo.

Al Instituto Mexicano del Petróleo, por la beca otorgada a través de su competencia de Ingeniería de Sistemas de Procesamiento y las facilidades otorgadas para su realización.

A todas aquellas personas que contribuyeron de uno u otro modo en la preparación de este trabajo y aprovecho para señalar su aprecio.

A quien leyó este trabajo indicándome un sin número de mejoras.

A la Facultad de Estudios Superiores Zaragoza por permitirme tener mi formación académica.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, por ser la mejor universidad del mundo mundial.

A mi País, México.

A Dios.

A todas estas personas e instituciones, mi más inmenso agradecimiento.

Un triste día del mes de mayo pude, por fin; ver realizados mis sueños. Con una ansiedad casi agónica dispuse a mi alrededor los instrumentos necesarios para infundir vida a este trabajo.

Quisiera poder describir las emociones que hicieron presa de mi ante semejante hecho.

Aunque numerosos, los accidentes de la vida no son tan variables como los sentimientos humanos. Durante casi un año, yo por este trabajo, me había privado del descanso en mi empeño por infundirle vida, y ahora que lo había conseguido, la triste realidad llenaba de incertidumbre mis sueños... Pero estoy seguro de que ya no será lo mismo...

Pero un tiempo estudiando con mucho ahínco. Pero, tengo la sincera esperanza de que todos estos estudios están ya terminados, y que puedo considerarme ya libre.

Daniel López

Mayo, 2005

*Adaptado de la Novela de
Mary W. Shelley*

Índice

Resumen

Capítulo 1

Introducción.

1.1	Planteamiento del Problema.	1
1.2	Objetivos de Trabajo.	4

Capítulo 2

Generalidades.

2.1	Concepto de Fluido.	6
2.2	Propiedades de los Fluidos.	6
2.2.1	Densidad.	7
2.2.2	Peso Específico.	7
2.2.3	Densidad Relativa.	8
2.2.4	Viscosidad.	8
2.2.5	Tensión Superficial.	9
2.2.6	Presión.	10
2.2.7	Presión de Vapor.	11
2.2.8	Comportamiento de Fase.	12
2.2.9	Ecuaciones de Estado.	13
2.2.10	Ecuaciones de Estado y Estado Pseudocrítico para Mezclas.	14
2.3	Flujo de Fluidos.	15
2.3.1	Descripción y Clasificación de los Movimientos de un Fluido.	16
2.3.2	Rapidez de Flujo de Fluido.	18
2.3.3	Conductos y Tuberías Comercialmente Disponibles.	19
2.3.4	Velocidades de Flujo Recomendadas en Tuberías.	20
2.3.5	Ecuación de Bernoulli.	20
2.3.6	Ecuación General de Energía.	23
2.3.7	Número de Reynolds.	24
2.3.8	Pérdidas de Energía debido a la Fricción.	24
2.4	Sistemas de Tuberías.	27

2.4.1	Consideraciones para el Trazado de Tuberías.	28
2.4.2	Diseño de Sistemas de Tuberías.	29
2.4.3	Accesorios de Tuberías.	30

Capítulo 3

Identificación de Líneas Críticas en el Desarrollo de la Ingeniería.

3.0	Destilación.	32
3.0.1	Identificación de Líneas Críticas dentro de la Destilación.	33
3.1	Líneas de Succión de Bombas Centrífugas.	35
3.1.1	Características de los Líquidos Manejados.	35
3.1.2	Factores Hidráulicos.	37
3.2	Líneas con Flujo a Dos Fases (Líquido-Vapor).	49
3.2.1	Correlaciones Desarrolladas.	50
3.2.2	Periodo de los Modelos.	67
3.3	Líneas Asociadas a Rehervidores.	75
3.3.1	Tipo de Rehervidores.	75
3.3.2	Características Hidráulicas de las Líneas Asociadas a Rehervidores.	78
3.4	Línea de Domos y Condensadores.	82
3.4.1	Cambiadores de Tubos y Coraza.	82
3.4.2	Características de Tubería para Domos y Condensadores.	85
3.5	Línea de Transferencia.	89
3.5.1	Equipos de Combustión o Calentamiento a Fuego Directo.	89
3.5.2	Características de la Línea.	92

Capítulo 4

Establecimiento de los Factores de Diseño.

4.1.0	Factores de Diseño y Criterios de Diseño.	97
4.2.0	Línea de Succión de Bombas Centrífugas.	98
4.2.1	Factores de Diseño.	98
4.2.2	Procedimiento de Diseño de la Línea de Succión.	116
4.3.0	Líneas con Flujo a Dos Fases.	122
4.3.1	Factores de Diseño.	122
4.3.2	Diseño de la Línea a Dos Fases.	130
4.4.0	Líneas Asociadas a Rehervidores.	133

4.4.1	Factores de Diseño.	133
4.4.2	Diseño de las Líneas Asociadas a Rehervidores.	140
4.4.0	Líneas Asociadas a Domos y Condensadores.	148
4.4.1	Factores de Diseño.	148
4.4.2	Procedimiento de Diseño de la Línea de Domos y Condensadores.	161
4.5.0	Línea de Transferencia.	164
4.5.1	Factores de Diseño.	164
4.5.2	Procedimiento de Diseño de la Línea de Transferencia.	167
Capítulo 5		
Listas de Verificación para el Adecuado Diseño de Líneas Críticas.		168
5.1.0	Información Requerida.	169
5.2.0	Listas de Verificación.	169
	Línea de Succión de Bombas Centrífugas.	170
	Líneas a Dos Fases Isotérmicas (Líquido-Vapor).	173
	Líneas Asociadas a Rehervidores.	176
	Líneas de Domos y Condensadores.	179
	Línea de Transferencia.	182
5.3.0	Conclusiones.	185
Bibliografía.		186
Anexos.		190

B_x, B_y	parámetros para usar la carta de Baker, para flujo a 2 fases horizontal
c	velocidad del sonido
C_G	fracción de gas en la entrada, de la línea propuesto por Hoogendoorn
D, d	diámetro interno de la línea o tubería, sus unidades son en mm en el SI y in en el sistema Británico
D/ε	rugosidad relativa
du/dy	gradiente de velocidad
ΔP_{100}	caída de presión en 100 metros o pies de tubería
ΔP	diferencia de presión entre la entrada y salida de una línea o tubería, cuando circula un fluido, sus unidades son en <i>PSI</i> o lb_f/in^2
ΔP_{2f}	caída de presión en una tubería con flujo a dos fases
ΔP_L	caída de presión en la fase líquida, en una tubería con flujo a dos fases
ΔP_V	caída de presión en la fase vapor, en una tubería con flujo a dos fases
Δp_e	caída de presión en el rehervido
Δp_p	caída de presión en la tubería
Δp_d	caída de presión en la línea descendente del rehervidor
Δp_r	caída de presión en la línea ascendente del rehervidor
ε	rugosidad del conducto o tubería
E_p	energía potencial, sus unidades son $lb_f ft / lb_m$
E_C	energía cinética, sus unidades son $lb_f ft / lb_m$
E_f	energía de flujo, sus unidades son $lb_f ft / lb_m$
f	factor de fricción, adimensional
f_{1f}, f_{2f}	factor de fricción para fluido a dos fases líquido-gas
γ	peso específico de un fluido, sus unidades son N/m^3 en el sistema SI y lb_f/ft^3 en el sistema Británico.
g	es la aceleración de la gravedad
g_c	es la constante que relaciona masa, fuerza, longitud y tiempo.
G	rapidez de flujo masa por unidad de área y tiempo, sus unidades SI son $kg/m^2 s$ y $lb/ft^2 s$ en el sistema Británico.

GVP	el porcentaje (por el volumen) del gas en las mezclas gas – líquido
h_A	energía añadida o agregada a un fluido mediante un dispositivo mecánico, sus unidades son $lb_f ft / lb_m$
h_R	energía removida o retirada del fluido mediante un dispositivo mecánico como un motor de fluido, sus unidades son $lb_f ft / lb_m$
h_L, h_{fs}	pérdidas de energía por parte del sistema. Debida a fricciones en los conductos, válvulas y accesorios, sus unidades son $lb_f ft / lb_m$
L_B	longitud vertical del nivel mínimo del líquido a la boquilla de recipiente
L_T	longitud total
L_{TR}	longitud de tramo recto
L_{ACC}	longitud en tramo recto de los accesorios
μ	viscosidad, sus unidades dentro SI son $N \cdot seg / m^2$ o $kg / m \cdot seg$ y $lb \cdot seg / ft^2$ en el sistema Británico
M	número de Mach
M	rapidez de flujo de masa, sus unidades SI son kg / s y lb / s en el sistema Británico
MW	peso molecular
N_R, Re	número de Reynolds, adimensional
$NPSH_A$	carga o cabeza neta positiva de succión disponible
$NPSH_R$	carga o cabeza neta positiva de succión requerida
N_{min}	es el nivel mínimo del líquido en el recipiente de succión
Q	rapidez de flujo de volumen, sus unidades SI son m^3 / s y ft^3 / s en el sistema Británico de unidades
ρ	densidad de un fluido, sus unidades son kg / m^3 en el sistema internacional y lb / ft^3 en el sistema Británico
ρ_{NS}	densidad de un fluido, con deslizamiento de fases líquido-gas, sus unidades son kg / m^3 en el sistema internacional y lb / ft^3 en el sistema Británico
R	constante de los gases
R_B	distancia vertical de la tapa del tanque de succión
σ	tensión superficial, sus unidades en el sistema SI son de N / m y lb_f / ft en el sistema Británico
S_g	densidad relativa, adimensional

Símbolos

τ	es el esfuerzo cortante, sus unidades son N/m^2 ó lb/in^2
T_{TV}	longitud de tubería vertical (desconocida)
T_{TH}	longitud de tubería horizontal
ν	viscosidad cinemática, sus unidades SI son m^2/seg y ft^2/seg para el sistema Británico.
v, u	es la velocidad en dirección del fluido,
V_{SL}, V_{SG}	velocidad superficial del líquido o gas (2 fases L-V)
V_M	velocidad de la mezcla L-G, propuesto por Hoogendoorn
W	rapidez de flujo de peso, sus unidades SI son N/s y lb_f/s para el sistema Británico
Z	longitud vertical

Resumen

La Destilación es la operación unitaria ampliamente usada dentro de la Industria Química y especialmente, de la Petroquímica. Dentro de la Destilación, las líneas o tuberías juegan un papel importante en su operación, ya que son las arterias que conectan los equipos que la integran, como la columna, el rehervidor, el condensador, el tanque de acumulación y las bombas centrífugas.

La exactitud en los cálculos, la predicción de la velocidad del fluido y la caída de presión, la fiabilidad de la operación, así como, los costos de capital, energía, mantenimiento y operación dependen en gran medida del diseño de la línea.

Sin embargo, problemas de operación en las líneas de succión de bombas centrífugas, líneas con flujo a dos fases líquido-vapor, líneas asociadas a rehervidores, líneas de domos y condensadores y la línea de transferencia (línea que conecta la salida de calentador a fuego directo con la entrada de la columna de destilación); reflejan un diseño inadecuado.

Las bases y criterios presentados en el presente trabajo, con los cuales se debe estar familiarizado, permitirán realizar diseños adecuados de las líneas antes mencionadas, desde el punto de vista hidráulico. Estos diseños serán económicamente aceptables, de operación segura y libre de problemas. Obteniéndose unidades de destilación mas eficaces y por consiguiente baratas.

Una contribución, es el desarrollo de una lista de verificación la cual compila, la información requerida para el cálculo (la cual se encuentra contenida dentro de los diferentes documentos generados dentro de la Ingeniería Básica), los parámetros y criterios de diseño; los cuales no deben ser ignorados en el diseño de las líneas críticas presentes en el proceso de destilación.

Capítulo 1

Introducción

Este trabajo denominado “Establecimiento de Bases y Criterios Mínimos Necesarios para una Adecuada Función de las Líneas Críticas dentro del Proceso de Destilación” forma parte del “Programa de Becas de Estancias Profesionales para la Realización de Tesis de Licenciatura” del INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO (IMP). Este trabajo se realizó en el IMP, adscrito a la competencia de Ingeniería de Sistemas de Procesamiento durante el periodo comprendido del 15 de Marzo del 2004 al 25 de Febrero del 2005.

1.1 Planteamiento del Problema.

Dentro de la Industria Química, Petroquímica y de Refinación, comúnmente se requiere de separar mezclas de líquidos, para obtener sus componentes puros o en alto grado de pureza, que son valiosos y susceptibles de comercializar, de una manera sencilla y económica. La destilación es una operación unitaria, que permite obtener los resultados antes mencionados.

El diseño Básico y Detallado de la destilación por firmas de Ingeniería, por ejemplo el IMP, es un esfuerzo de especialidades que se muestran la tabla 1.1. Siendo en el diseño Básico, donde el Ingeniero Químico encuentra un buen campo laboral, ya que su formación académica en Ingeniería de Procesos y Flujo de Fluidos se lo permite. Para lo cual deberá optar por una de las dos especialidades.

De realizar la especialidad en Ingeniería de Procesos, sus actividades serían: La definición de las, calcular el balance de masa y energía, los reflujos, el número de platos teóricos, dimensionamiento preliminar de columna, elaboración de hojas de datos, elaboración del diagrama de flujo de proceso, por mencionar algunas.

Tabla. 1.1 Especialidades que participan en el diseño básico y detallado de la destilación.

Básico	Detalle
Ingeniería de Procesos Ingeniería de Sistemas Hidráulicos	Ingeniería de Tuberías Ingeniería de Eléctrica Ingeniería de Mecánica Ingeniería Civil y Arquitectónica Ingeniería de Análisis de Esfuerzo Ingeniería Térmica Ingeniería de Seguridad Industrial Ingeniería de Sistemas Hidráulicos Entre otras

De optar por la especialidad de sistemas hidráulicos, las actividades a desarrollar serían encaminadas a diseñar y dimensionar líneas de proceso y servicios auxiliares, elaboración de lista de líneas e índice de servicios, elaboración de los diagramas de flujo de proceso y de tuberías e instrumentación, etc. De las actividades antes mencionadas, el diseño o dimensionamiento de líneas de proceso y servicios, es una parte primordial, ya que las líneas son las arterias que conectan los equipos que integran el proceso. El diseño de estas se realiza a través de criterios de diseño como la velocidad del fluido y la caída de presión recomendadas. Pero no todas las líneas presentan el mismo comportamiento hidráulico e incluso se dificulta su diseño. A estas líneas, cuyo diseño inadecuado puede limitar la capacidad de procesamiento de equipos o incluso de toda la operación, requieren de un estricto apego a más criterios de diseño hidráulicos. Para que de esta manera, se asegure su apego a consideraciones de proceso y cálculo. A estas líneas se les conoce como críticas. Estas líneas críticas pueden ser diferentes a las que hayan marcado otras especialidades, tal es el caso, de la especialidad de Análisis de Esfuerzos, ya que esta las analiza por presión, temperatura, peso propio y no por condiciones de proceso.

La destilación presenta 5 líneas consideradas como críticas, desde el punto de vista hidráulico, que pueden limitar su capacidad de procesamiento. Estas son:

1. Las Líneas de succión de bombas centrífugas.
2. Las Líneas que conducen flujo dos fases "Vapor - Líquido".
3. Las Líneas asociadas a rehervidores.

4. Las Líneas asociadas a domos y condensadores.
5. Las Línea de transferencia.

En las Fig. 1.1 y 1.2 se muestran las localización de las líneas dentro de la destilación atmosférica y vacío.

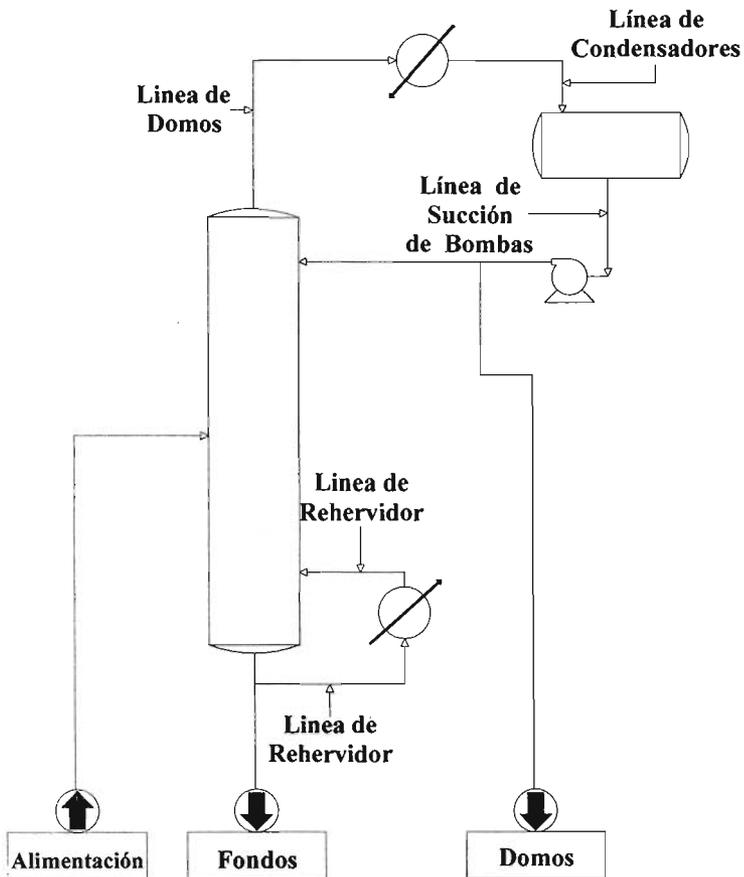


Fig. 1.1 Localización de las Líneas Críticas en la Destilación Atmosférica.

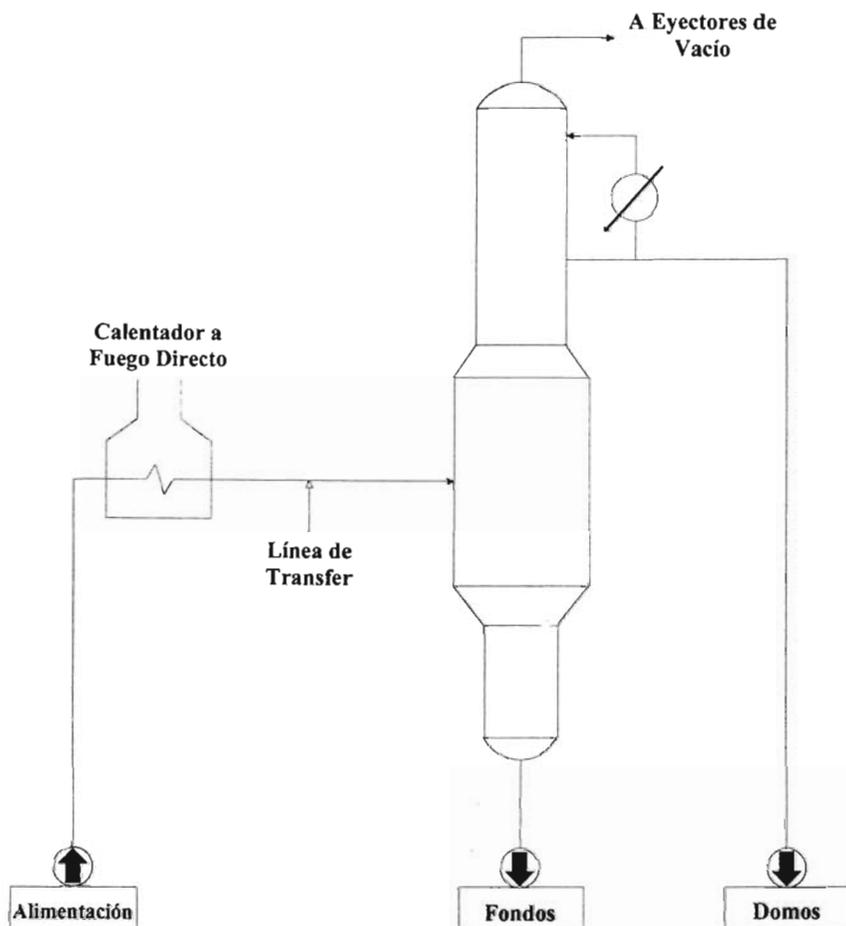


Fig. 1.2 Localización de las Líneas Críticas en la Destilación a Vacío.

1.2 Objetivos del trabajo.

El objetivo principal es presentar las bases y criterios mínimos que permitan asegurar el adecuado funcionamiento de las líneas críticas relacionadas con la destilación. Para que cada una de las líneas antes mencionadas reúna los requerimientos de proceso, consideraciones de diseño, funcionalidad y economía.

Para alcanzar el objetivo principal, se considera necesario realizar los siguientes objetivos particulares:

- 1 Presentar la información básica sobre el diseño hidráulico de las líneas críticas para lograr un mayor entendimiento.
- 2 Realizar la búsqueda Bibliografía, en Revistas Especializadas, e Internet sobre información básica y criterios de diseño sobre las líneas críticas.
- 3 La elaboración de una guía o lista de verificación para un adecuado diseño de las líneas críticas.

Capítulo 2

Generalidades

El concepto de flujo de fluido en términos familiares, se refiere al estudio del comportamiento de los fluidos en movimiento. El flujo de un fluido dentro de las tuberías en las plantas de proceso, está gobernado bajo sus propios fundamentos. Los cuales deben entenderse con el fin de realizar un adecuado diseño de las mismas y elegir adecuadamente el tamaño de tuberías y accesorios. El objetivo de este capítulo es abordar estos fundamentos, para entender el comportamiento de los fluidos. Por lo que, es necesario revisar algunos conceptos, definiciones básicas y ciertas propiedades de los fluidos que están estrechamente relacionadas con el comportamiento de los mismos.

2.1 Concepto de Fluido.

Un fluido se define como una sustancia que se deforma continuamente bajo la acción de un esfuerzo cortante. Un esfuerzo cortante (fuerza por unidad de área) se crea siempre que una fuerza actúa sobre una superficie. Cuando sobre sólidos comunes como el acero u otros metales actúa un esfuerzo cortante, inicialmente se deforma, aunque no lo hace de manera continua (no fluyen). Sin embargo, fluidos comunes como el agua, aceite o aire satisfacen la definición de fluido, es decir, fluyen. Pero algunos materiales como suspensiones, alquitrán, pasta dental, etc., no son fáciles de clasificar, si el esfuerzo cortante es pequeño, pero si este excede un valor crítico, la sustancia fluye.

2.2 Propiedades de los Fluidos.

El comportamiento de los fluidos esta estrechamente relacionado con ciertas propiedades, es obvio que fluidos diferentes poseen, en general características distintas. Por lo que es necesario presentar aquellas propiedades que desempeñan un papel importante en la descripción del comportamiento de los fluidos.

2.2.1 Densidad.

La densidad de un fluido (ρ), se define como la cantidad de masa por unidad de volumen, se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (2.1)$$

donde ρ es la densidad y m es la masa de la sustancia que tiene volumen V . Las unidades de la densidad son kg/m^3 en el sistema internacional y lb/ft^3 en el sistema Británico.

El valor de la densidad puede variar ampliamente entre fluidos, pero para líquidos las variaciones de presión y temperatura en general afectan muy poco el valor de densidad. Al contrario de cómo sucede en los líquidos, la densidad de un gas es fuertemente afectada por la presión y la temperatura.

Otra propiedad que tiene relación con la densidad, es el volumen específico, que se define como el volumen por unidad de masa y, en consecuencia, es el recíproco de la densidad. Esta propiedad no es de uso común en la mecánica de fluidos.

2.2.2 Peso Específico.

El peso específico (γ) de un fluido, se define como el peso de la sustancia por unidad de volumen.

$$\gamma = \frac{w}{V} \quad (2.2)$$

donde γ es el peso específico y w es el peso de la sustancia que tiene el volumen V . Sus unidades son N/m^3 en el sistema SI y lb_f/ft^3 en el sistema Británico.

Frecuentemente, el peso específico está relacionado con la densidad por medio de la ecuación.

$$\gamma = \rho \cdot \frac{g}{g_c} \quad (2.3)$$

donde g es la aceleración de la gravedad y g_c es la constante que relaciona masa, fuerza, longitud y tiempo.

2.2.3 Densidad Relativa.

La densidad relativa (S_g), se define como la densidad del fluido entre la densidad de un fluido de referencia a una temperatura específica. El fluido de referencia es agua a 4 °C.

$$S_g = \frac{\rho}{\rho_{H\ 0a4^{\circ}C}} \quad (2.5)$$

y puesto que es la razón de densidades, el valor de S_g no depende del sistema de unidades utilizado. La densidad relativa se usa frecuentemente para determinar el peso específico o la densidad de un fluido.

Resulta evidente que la densidad, el peso específico y la densidad, se encuentren relacionados y que a partir de cualquiera de ellos es posible calcular los demás.

2.2.4 Viscosidad.

Las propiedades de densidad y peso específico son medidas de la "pesadez" de un fluido. Sin embargo resulta claro que estas propiedades no son suficientes para caracterizar como se comportan los fluidos, ya que dos fluidos pueden tener aproximadamente el mismo valor de densidad pero su comportamiento es bastante diferente al fluir. Aparentemente, existe una propiedad adicional necesaria para describir la "fluidez". Esta propiedad es conocida como viscosidad.

La viscosidad (μ) se define, como la propiedad de un fluido que ofrece resistencia al movimiento relativo de sus moléculas. Cuando un fluido se mueve, es por que se desarrollo en el un esfuerzo cortante, cuya magnitud depende de la viscosidad del fluido y del gradiente de velocidad. Esto se puede expresar matemáticamente como:

$$\tau = \mu \frac{du}{dy} \quad (2.5)$$

donde τ es el esfuerzo cortante, sus unidades son N/m^2 ó lb/in^2 y v es la velocidad en dirección del fluido, la cantidad du/dy es un gradiente de velocidad. En la que la constante de proporcionalidad μ se conoce como viscosidad dinámica del fluido, sus unidades dentro SI son $N.seg/m^2$ o $kg/m.seg$ y $lb.seg/ft^2$ en el sistema Británico. La ecuación anterior se conoce como la Ley de Newton. Los fluidos para los cuales el esfuerzo cortante está relacionado linealmente con la razón de deformación de corte (también denominada velocidad de deformación angular) se denominan fluidos newtonianos.

Los fluidos para los cuales el esfuerzo cortante no está relacionado linealmente con la razón de deformación de corte se denominan no newtonianos,

Muchos cálculos en mecánica de fluidos implican el cociente de la viscosidad dinámica entre la densidad del fluido. Por convención, la viscosidad cinemática ν , se define como:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (2.6)$$

puesto que μ y ρ son propiedades del fluido, la viscosidad cinemática ν también lo es. Las unidades SI para la viscosidad cinemática son m^2/seg y ft^2/seg para el sistema Británico.

Todos los fluidos experimentan o exhiben una variación de la viscosidad por efecto de la temperatura. Un ejemplo, que le resultará familiar, es el aceite para motor, por lo general, es bastante difícil de vaciar cuando está frío, lo cual indica una viscosidad alta. Conforme la temperatura del aceite va aumentando, su viscosidad disminuye notablemente.

Los gases se comportan de manera diferente a los líquidos en el hecho de que la viscosidad aumenta a: tiempo que aumenta la temperatura. También se tiene que la magnitud del cambio es, por lo general, menor que la que se da en los líquidos.

2.2.5 Tensión Superficial.

La tensión superficial es una propiedad que resulta de las fuerzas de atracción entre las moléculas. Como tal, se manifiesta solamente en los líquidos. Las fuerzas entre las moléculas en el seno de

un líquido son iguales en todas direcciones, manteniendo a las moléculas atraídas entre sí. Sin embargo, las moléculas a lo largo de la superficie son solo sometidas a una fuerza neta hacia el interior. Estas moléculas ejercen una fuerza que tiene una resultante en la capa superficial.

La tensión superficial (σ) es una propiedad del líquido y depende de la temperatura, así como del otro fluido con que este en contacto en la interfase. Las unidades para la tensión superficial en el sistema SI son de N/m y lb_f/ft en el sistema Británico. El valor de la tensión superficial disminuye cuando aumenta la temperatura.

2.2.6 Presión.

La presión se define, como la cantidad de fuerza que ejerce una sustancia por unidad de área. Esto puede establecerse mediante la siguiente relación:

$$P = \frac{F}{A} \quad (2.7)$$

donde aplican las siguientes Leyes de Pascal:

- ✓ La presión actúa uniformemente en todas las direcciones sobre un volumen pequeño de fluido.
- ✓ En un fluido confinado por fronteras sólidas, la presión actúa perpendicularmente a dichas fronteras.

Dentro del estudio del flujo de fluidos, existen diferentes términos para denotar la presión observada:

- ✓ Presión atmosférica, presión medida a nivel del mar y equivale a 1 atm en el sistema SI y $14.7 \text{ lb}_f/\text{in}^2$ sistema Británico.
- ✓ Presión atmosférica local, es la presión medida a cualquier altura diferente a la del mar.
- ✓ Presión absoluta (P_{abs}), es aquella presión total verdadera que se ejerce sobre una superficie y que es medida con respecto al vacío total.
- ✓ Presión manométrica (P_{man}), es la presión que se mide con respecto a la barométrica, y por lo tanto dependiendo del caso, puede tomar valores positivos

o negativos. La presión manométrica positiva se caracteriza por tratarse de una presión mayor que la barométrica y la presión manométrica negativa se caracteriza por ser menor que la barométrica, ya que a esta última se le asigna el valor numérico de cero.

- ✓ Presión estática, es la presión ejercida por una columna de fluido cuando este se encuentra en equilibrio estático.

Cabe mencionar, que dentro del Sistema Británico cuenta con tres nomenclaturas de uso frecuente que describen los diferentes tipos de presión. La presión absoluta se conoce como *PSIA*, la presión manométrica como *PSIG* y las caídas de presión como *PSI*.

Para denotar los tres tipos de presión antes mencionados, el Sistema Internacional cuenta con una nomenclatura que consiste en usar una abreviatura, tomando las tres primeras letras, Por ejemplo: para denotar la presión Absoluta está se representa mediante (Abs.) y la presión manométrica como (Man.). Cabe mencionar la restante se debe especificar que se trata de caídas de presión.

2.2.7 Presión de Vapor.

La evaporación de líquidos se lleva a cabo porque algunas moléculas en la superficie poseen una cantidad de movimiento suficiente para superar las fuerzas intermoleculares de cohesión y escapar a la atmósfera. Si el recipiente está cerrado de modo que arriba de la superficie del líquido hay un pequeño espacio de aire y en este espacio se hace vacío, entonces se crea una presión como resultado del vapor que se forma debido a las moléculas que abandonan el líquido. Cuando se alcanza una condición de equilibrio de modo que el número de moléculas que abandonan la superficie del líquido es igual al número de moléculas que entra, se dice que el vapor está saturado y la presión ejercida por el vapor sobre la superficie del líquido se denomina presión de vapor. La presión de vapor está estrechamente ligada con la actividad molecular, el valor depende de la temperatura.

La ebullición, que es la formación de burbujas de vapor dentro de una masa de líquido, se inicia cuando la presión absoluta del líquido alcanza la presión de vapor. Por lo que se hace posible inducir la ebullición a una presión dada que actúa sobre el fluido al elevar la temperatura, o bien, a una temperatura dada del fluido al disminuir la presión.

2.2.8 Comportamiento de Fase.

El comportamiento de fase de una sustancia pura, se puede explicar a través de un diagrama de temperatura-volumen, como el que se muestra en la Fig. 2.1. Tomando como ejemplo al agua, la cual se encuentra a temperatura ambiente y presión atmosférica como líquida (Punto **A**). Se le empieza a transmitir calor, la temperatura comienza a aumentar, el volumen específico aumenta ligeramente y la presión se mantiene constante, se notan pequeñas burbujas que se forman y se rompe en la superficie. A este fenómeno se le llama ebullición, se presenta cuando el agua alcanza los 100 °C (Punto **B**), que se conoce como temperatura de saturación. La temperatura y presión de saturación es donde una sustancia existe como líquida. Una transmisión adicional de calor, provocaría un cambio de fase. Esto es, que parte del líquido se evapora y durante este proceso la temperatura se mantiene constante, pero el volumen específico aumenta considerablemente. Cuando la última gota del líquido se ha evaporado, el agua se encuentra en la fase vapor (Punto **C**), a este vapor se le conoce como saturado. De continuar con la transmisión de energía, este se traduciría en un aumento de temperatura y del volumen específico, Produciendo un sobrecalentamiento del vapor. Hasta que se detenga la transmisión de calor (Punto **D**).

El proceso de calentamiento, representado por la línea **EFG** ya no presentaría la formación de 2 fases, ya que **F** es un punto de inflexión de pendiente 0. **A** este punto se le llama Punto crítico, y en él son idénticos el líquido saturado y el vapor saturado. Para el agua la temperatura, presión y volumen críticos; son 373 °C, 225.4 kg/cm², 0.00315 m³/kg, respectivamente.

Un proceso de calentamiento a presión constante mayor a la presión crítica, como el mostrado por la línea **HI**, nunca estarán presentes las dos fases y solo estará presente una fase con un cambio continuo de volumen específico.

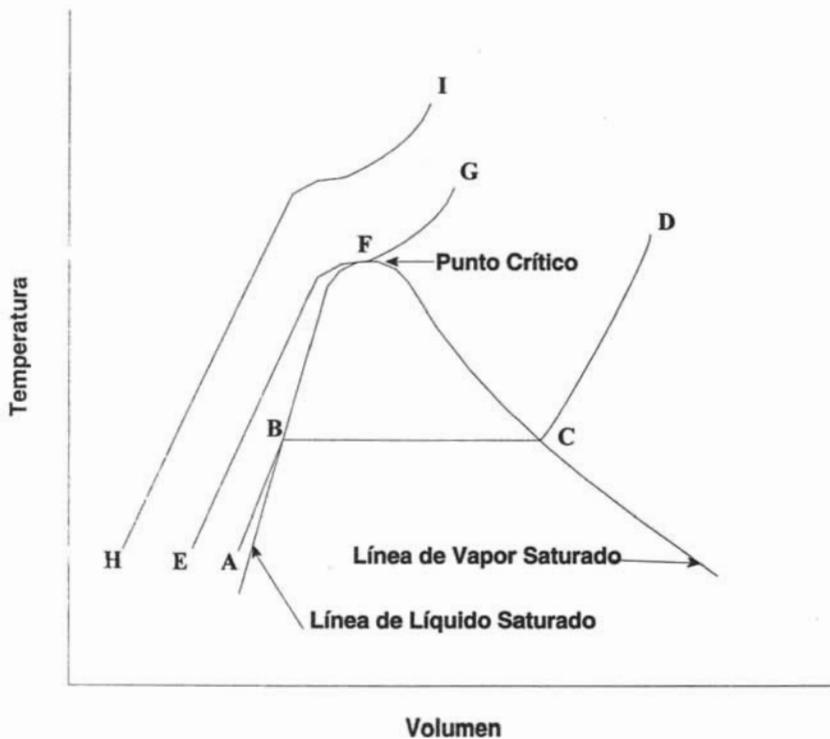


Fig. 2.1 Diagrama de temperatura-volumen. (No escala).

2.2.9 Ecuaciones de Estado.

Las ecuaciones de estado muestran el efecto de la presión y temperatura en el volumen específico (v) del fluido. Esto basado en el hecho de que una sustancia tiene solo dos propiedades independientes. Las ecuaciones de estado son comúnmente explícitas en P ó v . Esto es:

$$P = f(v, T)$$

ó

$$v = f(P, T)$$

Estas ecuaciones tiene gran aproximación al comportamiento real. Hay varias formas de ecuación de estado, siendo la más simple aquella que se usa para gases ideales:

$$PV = nRT \quad (2.8)$$

donde R es la constante de los gases y depende de las unidades que se escojan para Presión (P), Volumen del fluido (V), cantidad de moles (n) y temperatura (T).

Para los propósitos de este trabajo se supone que estas ecuaciones se manejan; tanto para componentes simples o mezclas multicomponentes.

2.2.10 Ecuaciones de estado y estado pseudocrítico para mezclas.

Es conveniente tener una ecuación de estado para mezclas. La cuestión proviene de poder desarrollar ecuaciones de estado para una mezcla a partir de ecuaciones de estado para componentes puros. Para lo cual deben combinarse las constantes de dichos componentes de manera represente el comportamiento P, v, T , de la mezcla.

Dentro de las reglas de combinación, tres de las más usuales son: la lineal, la cuadrática y la cúbica (ver tabla 2.1).

Tabla. 2.1 Reglas de combinación.

Tipo de combinación	Ecuación
Línea:	$K_m = \sum_i y_i \cdot k_i \quad (2.9)$
Cuadrática	$K_m = \left(\sum_i y_i \cdot k_i^{1/2} \right)^2 \quad (2.10)$
Cúbica	$K_m = \frac{1}{8} \sum_i \sum_j y_i \cdot y_j \cdot k_i \left(k_i^{1/3} + k_j^{1/3} \right) \quad (2.11)$

Donde k representa una constante en la ecuación de estado y y la fracción molar.

Un procedimiento alternativo, es definir las constantes Pseudocríticas para la mezcla, a través de las propiedades críticas de los componentes puros, la combinación lineal de las propiedades críticas es la siguiente:

$$(P_c)_{mez} = \sum_i y_i \cdot P_{ci} \quad (2.12)$$

$$(T_c)_{mez} = \sum_i y_i \cdot T_{ci} \quad (2.13)$$

2.3 Flujo de Fluidos.

La mayoría de los problemas concernientes al flujo de fluidos en conductos y tuberías implica la predicción de las condiciones en una sección de un sistema, cuando se conocen las condiciones de alguna otra sección. Esto se ilustra en la figura 2.2, en la que se muestra un sistema de distribución de fluido con el flujo corriendo de la sección 1, en el fondo, a la sección 2, en la parte superior. En cualquier sección del sistema de tuberías se preocupa por conocer la presión del fluido, la velocidad del flujo y la elevación de la sección. Entendiéndose por elevación la distancia vertical desde algún nivel de referencia a un punto de interés, y se representa con la letra z .

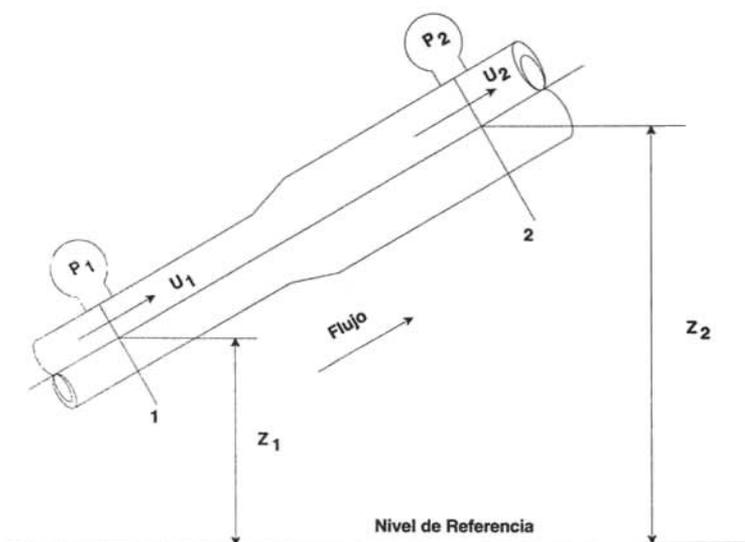


Fig. 2.2 Parte de un sistema de distribución.

2.3.1 Descripción y Clasificación de los movimientos de un fluido.

En secciones anteriores, se mencionó una amplia variedad de conceptos fundamentales y se revisaron importantes propiedades de los fluidos. Antes de proceder con el estudio del flujo de fluidos, **se realiza** una clasificación general, sobre la base de las características observables. Dado a que existen coincidencias entre unos y otros tipos de flujo, no existe una clasificación aceptada. Esta clasificación fue propuesta en el año de 1989 por *Robert W. Fox* y *Alan T. McDonald*, en el libro de *Introducción a la Mecánica de Fluidos*. Que es la que se muestra en la Fig. 2.3,

La subdivisión principal señalada se tiene entre los fluidos viscosos y no viscosos. En fluidos no viscosos la viscosidad vale cero. Evidentemente, tales flujos no existen dentro de la industria, por lo que no son tomados en cuenta. Dentro de la subdivisión de flujos viscosos se consideran tres clases de problemas principales:

- ✓ Los flujos llamados incompresibles, en los cuales las variaciones de densidad son pequeñas y poco importantes.
- ✓ Flujos conocidos como compresibles donde las variaciones de densidad juega un papel predominante.
- ✓ El flujo a Dos fases, el cual se presenta cuando por un mismo ducto o tubería fluyen simultáneamente una fase líquida y una gaseosa.



Fig. 2.3 Posible Clasificación General del flujo de fluidos.

Los flujos en los cuales las variaciones en la densidad son despreciables se denominan incompresibles; cuando las variaciones de densidad no se pueden despreciar, se llama compresibles. Debido a que estas fases cumplen con la definición de fluido realizada en la sección 2.1. Se puede caer en un grave error al generalizar que los flujos líquidos son incompresibles y

que los flujos gaseosos son compresibles. La primera parte de la generalización es correcta, debido a que todos los líquidos son esencialmente incompresibles. Por otra parte, los flujos gaseosos se pueden considerar incompresibles si las velocidades son pequeñas con relación a la velocidad del sonido. A esta relación se le conoce como número de Mach (M) de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$M = \frac{V}{c} \quad (2.14)$$

donde c es la velocidad del sonido y V la velocidad del fluido. Los cambios en la densidad son del orden del 2% para valores de $M < 0.3$. Por lo que se pueden considerar como incompresibles.

El problema relacionado con los fluidos compresibles, es la determinación exacta de la caída de presión en una tubería. Para lo cual se requiere un conocimiento de la relación entre presión y volumen específico. Lo cual propone dos casos extremos que son el flujo adiabático y el flujo isotérmico. El primer caso ocurre en tuberías cortas y bien aisladas. Esto debido a que no hay transferencia de calor, excepto aquella se produce por la fricción de la tubería. El flujo isotérmico o flujo a temperatura constante se presenta en tuberías largas y bien aisladas, presenta grandes caídas de presión. Además de ser el tipo de flujo compresible que más se acerca a las condiciones de lo que ocurre en tuberías.

El flujo a Dos fases, el cual se presenta cuando un flujo compresible o incompresible, es transportado a través de una tubería, en la cual se presentan variaciones de presión y temperatura, provocando la formación de una segunda fase. La formación de esta nueva fase presenta una Mezcla Líquido - Gas.

Debido a que muchos problemas de flujo a dos fases en tuberías implica la formación de vapor o condensado, solo se abordará el flujo de mezclas líquido-gas. Este tipo de fluido implica un gran número de problemas como son: caídas de presión y variación los coeficientes de transferencia de calor en intercambiadores. Ejemplo de esto es la cavitación en bombas.

Otra característica del flujo a dos fases es el gran número de patrones o regímenes de flujo que pueden presentarse, los cuales se clasifican en horizontales y verticales. Estos son de vital

importancia para el estudio del fenómeno. Para lo cual se han efectuado muchos trabajos experimentales y teóricos para predecir la caída de presión y el tipo de patrón de flujo que se produce en las tuberías en las cuales circula una mezcla líquidos-gas, pero hasta ahora, no se ha encontrado una correlación general, similar a las gráficas del factor de fricción contra el número de Reynolds, que son tan útiles para calcular caídas de presión para el flujo a una fase, porque hay un cierto número de complicaciones que hacen que sea difícil el uso de una sola correlación. La mayor complicación en el flujo a dos fases es la variedad de patrones de flujo que pueden presentarse. El tipo de patrón de flujo encontrado depende de las propiedades de los flujos de los fluidos, los gastos y la geometría del equipo.

Aunque no se ha encontrado una correlación general que trabaje bien para todos los patrones de flujo, se han desarrollado correlaciones para patrones de flujo específicos. Estas correlaciones están en función de los gastos y de las propiedades de los fluidos.

Para concluir esta sección se establecen las características de los flujos viscosos. Los flujos viscosos se clasifican en laminares o turbulentos teniendo en cuenta la estructura interna del fluido. El flujo que se caracteriza por el movimiento de láminas o capas se conoce como laminar, mientras que el flujo turbulento se caracteriza por un movimiento aleatorio de sus partículas. El tipo de flujo se puede predecir mediante el cálculo de un parámetro adimensional, el número de Reynolds, que relaciona los parámetros que describen el fluido como son: velocidad del fluido, densidad y viscosidad. Del cual se discutirá a detalle en la sección 2.5.7.

2.3.2 Rapidez de Flujo de Fluido.

La cantidad de flujo que fluye en un sistema por unidad de tiempo, se puede expresar mediante los tres términos que se definen a continuación:

- ✓ La rapidez de flujo de volumen designado por la letra Q ; representa el volumen de flujo de fluido que pasa por una sección por unidad de tiempo.
- ✓ La rapidez de flujo de peso designado por la letra W ; representa el peso de fluido que fluye por una sección por unidad de tiempo.
- ✓ La rapidez de flujo de masa designado por la letra M ; que es la masa del fluido que fluye por una sección por unidad de tiempo.
- ✓ La rapidez de flujo masa por unidad de área y tiempo, designada por la letra G :

La rapidez de flujo de volumen es quizás el más importante de los términos antes mencionados, que se calcula con la ecuación:

$$Q = A \cdot u \quad (2.15)$$

donde A es el área de la sección y u es la velocidad promedio del flujo. Las unidades SI son m^3/s y ft^3/s en el sistema Británico de unidades.

La rapidez de flujo de peso, está relacionada con Q mediante la ecuación:

$$W = \gamma \cdot Q \quad (2.16)$$

en la que γ es el peso específico del fluido. Las unidades SI son N/s y lb_f/s para el sistema Británico de unidades.

La rapidez de flujo masa, esta relacionada con Q mediante la ecuación:

$$M = \rho \cdot Q \quad (2.17)$$

en donde ρ es la densidad del fluido. Las unidades SI son kg/s y lb/s en el sistema Británico de unidades.

La rapidez de flujo masa por unidad de área y tiempo. Se puede calcular a través de la siguiente ecuación:

$$G = \rho \cdot u \quad (2.18)$$

en la que se relacionan la densidad del fluido con la velocidad promedio del flujo. Las unidades SI son kg/m^2s y lb/ft^2s en el sistema Británico de unidades.

2.3.3 Conductos y Tuberías comercialmente disponibles.

Los Conductos y Tuberías comercialmente disponibles, presentan diámetros reales internos y externos, bastante diferentes del tamaño nominal dado. Los tamaños nominales se pueden

consultar en el libro *Flujo de Fluidos a Través de Válvulas, Accesorios y Tuberías* de Crane Engineering Division Paper 410. Estos se encuentran en unidades del sistema SI; Así como del sistema Británico.

Dentro de los conductos y tubos ampliamente usados se encuentran:

- ✓ Los tubos de acero comercial se utilizan en condensadores, intercambiadores de calor y en sistemas industriales de procesamiento.
- ✓ Los tubos de cobre de uso común dentro de la plomería doméstica, refrigeración y aire comprimido.
- ✓ Los tubos de hierro dúctil se utilizan en líneas de agua, gas y drenaje. Debido a su resistencia, ductilidad y relativa facilidad de manejo.
- ✓ Otros tipos de tuberías son los elaborados de latón, acero inoxidable, aluminio, plomo, estaño, arcilla vitrificada, concreto, y muchos tipos de plásticos, como el polietileno, el nailon y el cloruro de polivinilo (PVC).

2.3.4 Velocidades de flujo recomendadas en tuberías.

Este tipo de velocidades recomendadas permite realizar el cálculo del diámetro de tubería adecuado. Las velocidades recomendadas en tuberías se encuentran tabuladas en el libro "*Design For Chemical And Petrochemical Plants, Volumen I*" páginas 54 y 55 de Ernest E. Ludwig. Estas velocidades recomendadas son sólo para estimar el diámetro de la línea, como punto de partida para el cálculo de caídas de presión. (Consulte apéndice tabla A-1).

El diámetro final de la línea también puede ser obtenido mediante un balance económico entre la caída de presión y una razonable velocidad en la tubería. Por lo que sí requiere realizar una evaluación económica a detalle se sugiere revisar el libro "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*" de los autores Peters and Timmerhaus.

2.3.5 Ecuación de Bernoulli.

Los problemas de flujo de fluidos en tuberías presentan tres tipos de energía que deben tomarse en consideración. Estas formas de energía son:

- ✓ Energía potencial. Debido a su elevación con respecto de algún plano de referencia.

$$E_p = w \cdot z \frac{g}{g_c} \quad (2.19)$$

- ✓ Energía cinética. Debido a la velocidad del fluido.

$$E_c = \frac{wu^2}{2g_c} \quad (2.20)$$

- ✓ Energía de flujo. Debido a que es necesario mover el fluido a través de una sección en contra de su presión. La cual se calcula a partir de la ecuación:

$$E_f = \frac{wP}{\gamma} \quad (2.21)$$

La suma de estas tres energías, representa la cantidad total de energía de una sección de tubería y se designa la letra E :

$$E_I = E_p + E_c + E_f \quad (2.22)$$

Cada término tiene unidades de energía, las unidades son lb_{ft} / lb_m para el sistema Británico.

Retomando la Fig. 2.3, si no se agrega energía al fluido o se pierde entre las secciones 1 y 2, se establece que la energía que posee el fluido que fluye por la sección 2 es igual a la del fluido que circula por la sección 1. Esto se puede representar mediante la ecuación 2.21:

$$E_1 = E_2 \quad (2.23)$$

A esta se le conoce como ecuación de Bernoulli. De la cual se elimina w por ser un término común, tomando la siguiente forma:

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 \frac{g}{g_c} + \frac{u_1^2}{2g_c} = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{u_2^2}{2g_c} \quad (2.24)$$

Los términos de la ecuación se conocen como cabezas. La energía de flujo se conoce como cabeza de presión, la energía cinética se le conoce como cabeza de velocidad y la energía

potencial se conoce como cabeza de elevación. La suma de estas tres cabezas se conoce como cabeza total. Esto se representa en la Fig. 2.4:

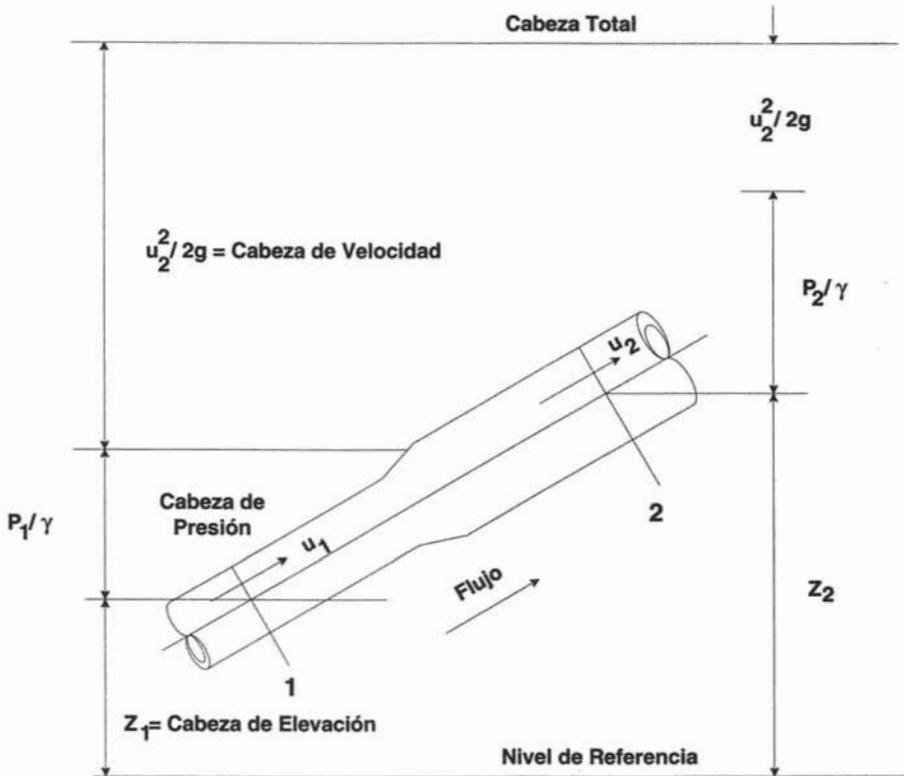


Fig. 2.4 Cabeza de Presión, Elevación, Velocidad y Total.

La ecuación de Bernoulli es aplicable a gran variedad de problemas, pero existen algunas limitaciones que deben tomarse al utilizarse:

- ✓ Aplica solamente en líquidos incompresibles.
- ✓ No puede haber dispositivos mecánicos.
- ✓ No puede haber transferencia de calor hacia dentro o fuera del fluido
- ✓ No puede haber pérdidas de energía por fricciones.

Cabe mencionar que ningún sistema de tuberías en operación cumple con estas restricciones.

En resumen, la ecuación de Bernoulli explica el cambio de cabezas de elevación, de presión y de velocidad entre dos puntos en un sistema de flujo de fluidos.

2.3.6 Ecuación General de la Energía.

La ecuación de Bernoulli, tiene cuatro restricciones para su uso. Pese a que, un sistema presenta pérdidas y adiciones de energía entre las secciones de interés. Para los cuales esta ecuación pierde validez.

Las causas generales por la que se presentan pérdidas o adiciones de energía son: Dispositivos mecánicos, fricción de fluido, válvulas y accesorios. Las pérdidas o adiciones de energía por unidad de peso o de un fluido que fluye, también se le conoce como cabeza y se representa con el símbolo h . Los diferentes tipos de cabeza son:

- ✓ La energía añadida o agregada a un fluido (h_A) mediante un dispositivo mecánico.
- ✓ Energía removida o retirada del fluido (h_R) del fluido mediante un dispositivo mecánico como un motor de fluido.
- ✓ Pérdidas de energía por parte del sistema (h_L). Debida a fricciones en los conductos, válvulas y accesorios.

Al tomar en cuenta estas cabezas, dentro de la ecuación de Bernoulli, se expande a la ecuación general de energía. Por lo que se hace posible resolver problemas en los que se presentan pérdidas y adiciones de energía. La ecuación toma entonces la siguiente forma:

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 \frac{g}{g_c} + \frac{u_1^2}{2g_c} + h_A - h_R - h_L = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{u_2^2}{2g_c} \quad (2.25)$$

Esta es la forma que se utiliza con mas frecuencia. Es de suma importancia que la ecuación esté escrita en la dirección del flujo. Cada término tiene unidades de energía, en $lb_f \cdot ft / lb_m$ para el sistema Británico. Además en problemas particulares, no todos los términos se requieren debido a que algunos pueden ser ceros o despreciables, reduciendo la ecuación general de energía.

2.3.7 Número de Reynolds.

Cuando analizamos un fluido en una corriente, es importante determinar el carácter del flujo entre laminar y turbulento. Para poder calcular la cantidad de energía perdida debido a la fricción. Osborne Reynolds fue el primero en demostrar que se puede predecir un flujo laminar o turbulento a través de un número adimensional. Este número correlaciona cuatro variables: la densidad del fluido ρ , la viscosidad del fluido μ , el diámetro de la tubería D y la velocidad promedio del flujo u . A través de la siguiente ecuación:

$$N_R = \frac{u \cdot D \cdot \rho}{\mu} \quad (2.26)$$

Para aplicaciones en flujos en tuberías, tenemos que un número de Reynolds es menor que 2000, el flujo será de laminar. Si tenemos un número de Reynolds mayor que 4000, se puede suponer que el flujo es totalmente turbulento. En el intervalo de número de Reynolds comprendido entre 2000 y 4000, es imposible prever que tipo de flujo existe; a este intervalo se le conoce como región crítica. Algunos autores le denominan flujo en transición. En la Fig. 2.5 se muestran los diferentes tipos regímenes de flujo en tuberías.

2.3.8 Pérdidas de Energía debido a la Fricción.

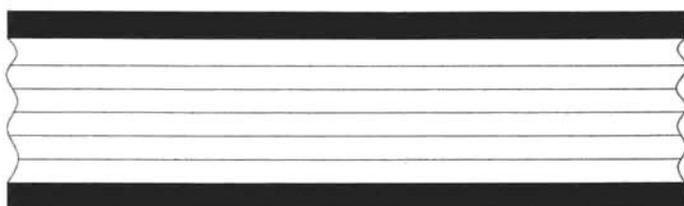
El término h_L dentro de la ecuación de energía general, representa la energía perdida por fricción en un fluido en movimiento. Por lo que en 1858 Darcy dedujo una ecuación que correlaciona la velocidad del fluido, la longitud y diámetro de la tubería. Para ductos circulares, la cual se expresa:

$$h_L = f \times \frac{L}{D} \times \frac{u^2}{2g} \quad (2.27)$$

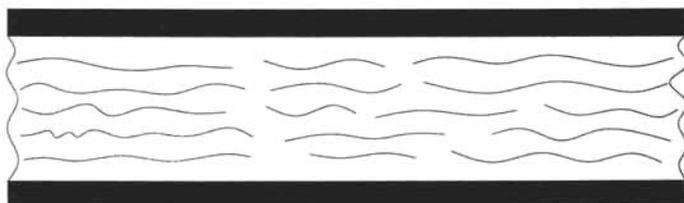
donde f es el factor de fricción. La cual se emplea para calcular pérdidas de energía, tanto en flujo laminar como turbulento.

Pero el estudio de las pérdidas por fricción en flujo turbulento, no se podía debido a que es bastante caótico. Se debió confiar en datos experimentales para determinar el valor de f . Los cuales demostraron que factor de fricción depende de otros dos números adimensionales, el número de Reynolds y la rugosidad relativa de la tubería. Esta última es el cociente del diámetro

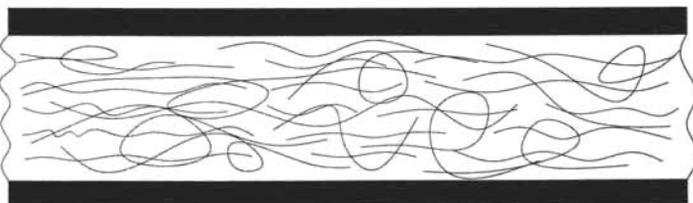
(D) y la rugosidad promedio (ϵ). Para tuberías comerciales el valor de (ϵ), se ha determinado y se encuentran tabuladas en el libro *Flujo de Fluidos a Través de Válvulas, Accesorios y Tuberías* de Crane Engineering Division Paper 410.



FLUJO LAMINAR
No. $Re < 2000$
FIG. A



FLUJO EN TRANSICIÓN
No. $2000 < Re < 4000$
FIG. B



FLUJO TURBULENTO
No. $Re > 2000$
FIG. C

Fig. 2.5 Diferentes tipos de regímenes de flujo.

Uno de los métodos más extensamente empleado para evaluar el factor de fricción. Es el diagrama de Moody. El diagrama muestra el factor de fricción, graficado contra el número de Reynolds, con la rugosidad relativa que son una serie de curvas paramétricas.

El diagrama de Moody es un medio lo suficientemente preciso para determinar el factor de fricción. No obstante, los cálculos deben ser a través de ecuaciones.

Las ecuaciones para el cálculo del factor de fricción se clasifican en tres, que corresponden a los tres diferentes tipos de flujo que son: Laminar, transición y turbulento.

Para flujo laminar, valores de N_R por debajo de 2000, puede emplearse la ecuación 2.40:

$$f = \frac{64}{N_R} \quad (2.28)$$

Por encima del número de Reynolds de 4000, para flujos turbulentos se puede emplear la siguiente 2.41:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \log_{10} \left(3.7 \frac{D}{\epsilon} \right) \quad (2.29)$$

donde se puede observar que el valor de f no depende del número de Reynolds, sino solo de la rugosidad relativa.

El tipo de flujo en transición, la línea que se identifica por conductos lisos del diagrama de Moody se puede utilizar la ecuación 2.42:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \log_{10} \left(\frac{N_R \cdot \sqrt{f}}{2.51} \right) \quad (2.30)$$

En la zona de transición, el factor de fricción es función tanto del número de Reynolds como de la rugosidad relativa. C. F. Colebrook desarrolló una relación para esta zona:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left(\frac{1}{3.7(D/\epsilon)} + \frac{2.51}{N_R \sqrt{f}} \right) \quad (2.31)$$

La siguiente ecuación produce valores de f que se encuentran entre $\pm 1\%$, con rugosidades relativas comprendidas entre 1000 y 1×10^6 , y números de Reynolds que van de 5×10^3 hasta 1×10^8 . Toma virtualmente la zona de turbulencia.

$$f = \frac{0.25}{\left[\log \left(\frac{1}{3.7(D/\varepsilon)} + \frac{5.74}{N_R^{0.9}} \right) \right]^2} \quad (2.32)$$

Dentro de las ecuaciones que se pueden emplear en todo el rango entero de número de Reynolds y rugosidades relativas de tuberías se encuentran la ecuación de Colebrook-White:

$$\frac{1}{f} = -4 \log \left[\frac{k/D}{3.7065} + \frac{1.2613}{\text{Re} \sqrt{f}} \right] \quad (2.33)$$

donde k es la rugosidad absoluta de la tubería, D es el diámetro interno.

La ecuación desarrollada por Chen (1979), no es una ecuación compleja ni difícil de usar:

$$\frac{1}{f} = -4 \log \left[\frac{k/D}{3.7065} - \frac{5.0452}{\text{Re}} \log A_4 \right] \quad (2.34)$$

donde:

$$A_4 = \frac{(k/D)^{1.1098}}{2.8257} + \left(\frac{7.149}{\text{Re}} \right)^{0.8981} \quad (2.35)$$

Para un estudio mas a detalle de las ecuaciones desarrolladas para el calculo del factor de fricción se recomienda consultar la siguiente bibliografía: Gregory G. A. Y Fogarasi M. *Alternate to standard friction equation*. Oil and Gas Journal, April 1, 1985, p.p. 120.

2.4 Sistemas de Tuberías.

Los sistemas de tuberías en Plantas de Proceso son arreglos que consisten de tubos, bridas, empaques, válvulas, accesorios y otros componentes de la tubería. [Tomado de la tesis "Criterios de Selección de Códigos y Normas Aplicables a Sistemas de Tuberías en Plantas de la Industria Petrolera". De Fernando Hernández Guzmán (2000). FES Zaragoza-UNAM.]

Los sistemas de tubería de las plantas se clasifican en:

- ✓ Tubería de Proceso.
- ✓ Tubería de desfogue.
- ✓ Tubería de servicios auxiliares.
- ✓ Tubería de instrumentos.

Las tuberías de Proceso son aquellas que: interconectan equipos de proceso, tubería de alimentación de materia prima las cuales llegan a límite de planta y la tubería de productos que lleva el producto a las zonas de almacenamiento.

Las tuberías de desfogue son: Tuberías individuales o cabezales de alivio, tuberías de purga y colectoras de drenaje automático, que descargan a tanques separadores y quemadores.

Las tuberías de servicios auxiliares son aquellas tuberías que distribuyen los servicios de vapor, agua de enfriamiento, condensado, aire de instrumentos, y combustible a todos los equipos de la planta.

Las tuberías de instrumentos son tuberías que transmiten señales para indicación, neumáticas o eléctricas para registro y control.

2.4.1 Consideraciones para el trazado de tuberías.

Las consideraciones que se deben tomar en cuenta en el trazo de las tuberías dentro de la planta de proceso, las clasificó Howard F. Rase en el libro "*Ingeniería de Proyectos*", en el siguiente orden, donde se toman las siguientes razones:

- ✓ Necesidades del proceso.
- ✓ Transmisión de esfuerzos y vibraciones.
- ✓ Accesibilidad.
- ✓ Mantenimiento y reposición.
- ✓ Economía.
- ✓ Esfuerzos en tuberías.

Las necesidades del proceso nos indican las necesidades de cambio de dirección, la altura vertical de las tuberías del nivel de piso y mantenimiento. Esto con ayuda de criterios de trazado, distancias mínimas entre equipo, el plano de localización general, isométricos y planos de tuberías.

La transmisión de esfuerzos y vibraciones, se refiere, a la transmisión de fuerzas de la tubería a los equipos, provocada por tuberías conectadas a máquinas en movimiento.

La accesibilidad se refiere a espacio libre alrededor de los equipos, válvulas y accesorios para una mejor inspección y mantenimiento.

El mantenimiento y reposición se refiere, a que se debe realizar un análisis para localizar la tubería, equipo, válvula y accesorio, expuesta a condiciones extremas, que permitan remplazarlo para su mantenimiento y reposición de un modo fácil.

La economía se refiere al costo monetario, pero este se encuentra en función de las necesidades del proceso. Debido a que no existen reglas generales y precisas para el trazado de tuberías. Lo único recomendable sería evitar el uso indebido de accesorios y soportes.

2.4.2 Diseño de sistemas de tuberías.

El diseño de sistemas de tuberías, se realiza considerando la Norma PEMEX, para el diseño del "Sistema de tuberías de transporte de petróleo" e Internacionales como la Norma ANSI (*American National Standards Institute*), ASME (*American Society Mechanical Engineering*) y ASTM (*American Society for Testing And Materials*).

La Norma PEMEX considerara los siguientes aspectos para el diseño de tuberías, como son: las presiones, temperaturas y diferentes fuerzas aplicables en el diseño. También toma en cuenta las consideraciones que se darán al ambiente y a las influencias mecánicas y a las diferentes cargas.

Con lo que respecta a la *Presión*, se establecen tipos: *la presión de diseño interna y la presión de diseño externa*. La presión de diseño interna en cualquier punto de la tubería debe ser menor a la presión de operación máxima y la presión de diseño externa, se refiere a que el componente de la

tubería debe estar diseñada para soportar la diferencia máxima posible entre las presiones externas e internas a las cuales se vea expuesto.

La *Temperatura de diseño* es la temperatura del metal que se espera en operación normal. Se advierte al ingeniero preste mucha atención sobre las propiedades a bajas o altas temperaturas de los materiales empleados para los sistemas de tuberías.

Las *Influencias ambientales* que pueden provocar cargas de expansión y contracción del fluido provocadas por cambios bruscos de temperatura.

Los *efectos dinámicos* implican diseñar la tubería para que soporte impactos, viento, terremotos, vibraciones, asentamientos.

Los efectos del peso combinados con cargas y fuerzas provenientes de otras causas, deben tomarse en consideración en el diseño de tubería expuesta, suspendida y con soportes discontinuos. Estas pueden ser cargas vivas, muertas y de prueba. Las cargas vivas incluyen el peso del líquido transportado y cualquier otro material. Las cargas muertas incluyen el peso del tubo, componentes, recubrimientos, rellenos y uniones no soportadas.

Ahora bien, la aplicación de las Normas Internacionales en el diseño de sistemas de tuberías asignan al propietario o Ingeniero la clasificación de los servicios de los fluidos. Por ejemplo, el servicio de fluido de categoría D, definido como "un servicio que se aplica a las siguientes condiciones: 1) el fluido a manejar no es inflamable ni tóxico; 2) la presión manométrica de diseño no es mayor de 1 *Mpa* (150 *psi*); 3) la temperatura de diseño se encuentra entre $-29\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $182\text{ }^{\circ}\text{C}$ ". El siguiente paso es la consulta de los requisitos de diseño y fabricación en las Normas. Cabe mencionar que esto último se encuentra fuera del alcance del trabajo.

2.4.3 Accesorios de Tuberías.

Los accesorios son dispositivos que permiten realizar una determinada función como: cambio de dirección en tuberías, realizar cambio de diámetro, crear un ramal, unir y bloquear una línea.

Este tipo de accesorios produce pérdidas por fricción, que deben agregarse a la ecuación de energía. Este se calcula a través del término k es el coeficiente de resistencia. Se puede encontrar tabulado ó correlaciones, como en el libro de *Flujo de Fluidos a Través de Válvulas, Accesorios y Tuberías* por Crane Engineering Division Paper 410.

En la actualidad, hay un sin número de fabricantes que se dedican a producir este tipo de accesorios en los materiales y diseños mas variados.

Válvulas.

Una válvula es un elemento de control de flujo, temperatura, presión y nivel en el proceso. Se ubican dentro de los sistemas de tuberías donde tiene las siguientes funciones:

- ✓ Cierre o apertura del sistema, para lo cual se puede emplear válvulas de compuerta, macho o bola.
- ✓ Control de presión de operación, para lo cual se puede emplear las válvulas reguladoras de presión, las válvulas de pistón y las válvulas de seguridad.
- ✓ Control de flujo, para lo cual se emplean las válvulas de globo, pellizco, diafragma, ángulo, aguja y mariposa.
- ✓ Para prevenir retrocesos, se usa la válvula de retención.
- ✓ Las válvulas de control, entre las que se encuentran las válvulas de selenoide, reguladora de temperatura y reguladora de flujo.

Las pérdidas de energía por fricciones son directamente proporcionales a la velocidad de fluido. Lo anterior se expresa matemáticamente como:

$$h_f = K \left(\frac{u^2}{2g} \right) \quad (2.36)$$

donde el término k es le coeficiente de resistencia. Se puede encontrar tabulado ó correlaciones, en el libro *Design of Fluids Thermal System* de Jana W. Ed. International Thompson Publishing, 1993.

Capítulo 3

Identificación de Líneas Críticas en el Proceso de Destilación.

En el Capítulo 2 se revisaron conceptos básicos y ciertas propiedades que están estrechamente relacionadas con el comportamiento de los fluidos. Así como también, las ecuaciones que gobiernan el flujo de fluidos en tuberías, con los cuales, el diseñador debe estar familiarizado.

En el presente Capítulo, se presenta la importancia del diseño del sistema de tuberías de la destilación, ya que un correcto diseño de los internos de la columna no es suficiente para garantizar la operación libre de problemas. El cálculo de las velocidades de flujo, caídas de presión, así como la fiabilidad de la operación, capital y los costos de operación y mantenimiento dependen de la configuración y componentes de la tubería. Pero antes revisaremos el concepto de destilación

3.0 Destilación.

El proceso de separación denominado destilación alcanza sus objetivo de separar una mezcla, mediante la creación de dos o más zonas que coexisten y que tienen diferencias de temperatura, presión, composición y fase. Cada especie de la mezcla que se vaya a separar reaccionará de modo único ante los diversos ambientes presentes en esas zonas. En consecuencia, conforme el sistema se desplaza hacia el equilibrio, cada especie establecerá una concentración diferente en cada zona y esto da como resultado una separación entre las especies.

La destilación utiliza las fases de vapor y líquido, esencialmente a la misma temperatura y presión, para las zonas coexistentes. Se utilizan varios tipos de dispositivos, como, por ejemplo, los empaques vaciados u ordenados y las bandejas o platos, para que las dos fases entren en contacto íntimo. La destilación utiliza las fases de vapor y líquido, esencialmente a la misma temperatura y presión, para

las zonas coexistentes. Se utilizan varios tipos de dispositivos, como, por ejemplo, los empaques vaciados u ordenados y las bandejas o platos, para que las dos fases entren en contacto íntimo. Los platos se colocan uno sobre otro y se encierran con una cubierta cilíndrica para formar una columna.

El material de alimentación que se debe separar se introduce en uno o más puntos a lo largo de la coraza de la columna. Debido a la diferencia de gravedad entre la fase de vapor y líquido, el líquido corre hacia la parte baja de la columna, cayendo en cascada de plato a plato, mientras que el vapor asciende por la columna, para entrar en contacto con el líquido en cada uno de los platos.

El líquido que llega al fondo de la columna se vaporiza parcialmente en un rehervidor calentado para proporcionar un vapor que asciende por la columna. El resto del líquido se retira como producto del fondo. El vapor que llega a la parte superior de la columna se enfría y condensa como líquido en el condensador superior. Parte de este líquido regresa a la columna como reflujo, para proporcionar un derrame líquido. El resto de la corriente superior se retira como producto destilado o superior.

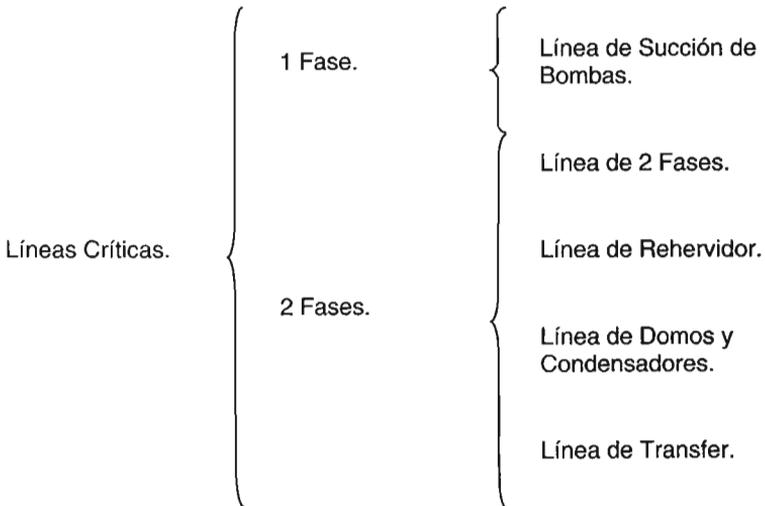
Los componentes más ligeros (de punto de ebullición más bajo) tienden a concentrarse en la fase vapor, mientras que los más pesados (de punto de ebullición más alto) tienden a la fase líquida. El resultado es una fase vapor que se hace más rica en componentes ligeros al ir ascendiendo por la columna, y una fase líquida que se va haciendo cada vez más rica en los componentes pesados conforme descienden en cascada. La separación general que se logra entre el producto superior y el fondo depende primordialmente de las volatilidades relativas de los componentes, el número de platos de contacto y de la relación de reflujo de la fase líquida a la de vapor.

3.0.1 Identificación de Líneas Críticas.

Una línea crítica se pueden definir como aquella cuyo diseño requiere un estricto apego a criterios: hidráulicos, termo-hidráulicos, de ubicación, de localización; por mencionar algunos, para asegurar su estricto apego a las consideraciones de proceso y de cálculo.

Una posible clasificación de las líneas críticas presentes en la destilación, se presenta en la Fig. 3.0.1, la cual se realiza tomando en cuenta el número de fases presentes fluyendo a través de la línea. La principal razón de esta clasificación radica en el hecho de que se debe comprender lo que ocurre en el flujo a dos fases, ya que es esencial en el diseño y operación de Líneas Críticas donde se presenta este tipo de flujo. Por lo que, los reactores, reboiler's, varios tipos de intercambiadores de calor, entre otros; son ejemplos típicos de equipos de donde ocurre el flujo a dos fases.

Fig. 3.0.1 Líneas Críticas Presentes en la Destilación



3.1.0 Línea de Succión de Bombas Centrifugas.

Las tuberías de bombas, por conveniencia; se han clasificado en tres categorías: línea de succión, descarga y auxiliares. Desde el punto de vista de importancia, la tubería de succión merece más atención, debido a que pueden presentarse dificultades mas serias derivadas de las líneas de succión mal diseñadas, que las que pueden producir en la tubería de descarga. Las tuberías auxiliares se refieren a que algunas bombas requieren de algún tipo de servicio que va desde drenaje simple hasta aceite, agua o líquido de lubricación y/o enfriamiento.

Por esta razón, se deben comprender las características del fluido, los factores hidráulicos del sistema, para que se pueda realizar un mejor diseño y/o disposición de la tubería. Cabe señalar, que en presente trabajo es menester el diseño de la línea de succión y no la selección de la bomba centrífuga.

3.1.1 Características de los líquidos a ser manejados.

Las características del líquido a ser manejado afecta algunos factores hidráulicos, tales como: la carga, el *NPSH* (que será discutido mas adelante), por mencionar algunos. Además de afectar de manera directa la capacidad, potencia y materiales de construcción de la bomba. En los problemas de bombeo se pueden presentar 4 clases de líquidos: (1) Viscosos, (2) Volátiles y Saturados, (3) Con gas disuelto o arrastrado y (4) Químicos. De los cuales a continuación se presenta una descripción de cada uno de las clases:

Viscosos

Esta es una propiedad que requiere consideración cuando se tiene líquidos viscosos. Esto se debe a que dos de las principales pérdidas: la fricción del líquido y las pérdidas de presión, varían según la viscosidad del líquido, por lo cual tanto, la capacidad de carga como la salida mecánica difieren de los valores que tienen cuando se maneja agua.

Volátiles y Saturados

Los líquidos volátiles son aquellos que vaporizan fácilmente a temperaturas y presiones atmosféricas normales. Sin embargo, cualquier líquido cerca de su temperatura de ebullición se encuentra en su estado saturado o volátil y puede considerarse como tal.

El problema principal que se encuentra para bombear líquidos volátiles es la vaporización del líquido en el tubo de succión, provocando cavitación. La vaporización del lado de la descarga rara vez representa un problema porque la presión es generalmente lo bastante alta para producir una temperatura de ebullición mucho más alta.

La cavitación de la bomba presenta una o más de las siguientes señales: ruido, vibración, caída en las curvas de capacidad de carga y eficiencia y, con el paso del tiempo, por los daños en el impulsor por picadura o erosión. Cabe señalar que todas estas señales son inexactas.

Gas arrastrado o Disuelto

Si se deja que entre el aire o gas arrastrados en el líquido a la bomba centrífuga, éstos perjudicaran el rendimiento de la misma. La forma más frecuente en que el aire entre a la succión de la bomba es por la formación de vórtices o remolinos en la superficie libre del líquido. A veces, el aire se infiltra en la bomba por el prensaestopas¹ sino esta bien sellado.

Muchos de los líquidos manejados contienen gases atrapados o disueltos. Por ejemplo, la gasolina bajo condiciones atmosféricas puede contener hasta 20 % volumen de gas disuelto. Cuando la presión de entrada de una bomba es inferior a la atmosférica, el gas atrapado se expande, ocupando parte del volumen de desplazamiento de la bomba y reduciendo su capacidad.

Productos Químicos

Muchos de los líquidos ácidos y básicos que deben manejarse en los sistemas de bombeo. Comparados con el agua, frecuentemente son más difíciles de manejar debido a que corroen y reducen la vida útil de la tubería y equipos. El diseño de este tipo de líquidos exige que se tomen todas las precauciones especiales.

¹ El prensaestopas tiene por objeto evitar la entrada del aire en la carcasa cuando la presión dentro de ella se encuentra bajo la atmosférica y limita el escape de la carcasa a un mínimo cuando es superior a la atmosférica.

3.1.2 Factores Hidráulicos

En el diseño de la línea de succión hay muchos elementos que deben considerarse, sin importar que tipo de bomba finalmente se escoja. Estos elementos incluyen la carga, la naturaleza de los líquidos, la disposición de la tubería. Así que, se presentan los factores hidráulicos que afectan desde un punto practico, considerando como afecta la disposición de la tubería.

Columna de Líquido

Una columna de agua fría de 2.31 *ft* de altura producirá una presión de 1 *psi* en su base. Por lo que, el agua a temperatura ambiente, cualquier presión calculada en *lb_f/in²* se puede convertir a una carga equivalente en pies de agua al multiplicarla por 2.31. Para líquidos que no sean agua fría, la columna de líquido equivalente a una presión de 1 *psi* se puede calcular al dividir 2.31 entre la densidad del líquido. El efecto de la densidad relativa en la altura de una columna de diversos líquidos a presiones iguales se ilustra en la Fig. 3.1.1.

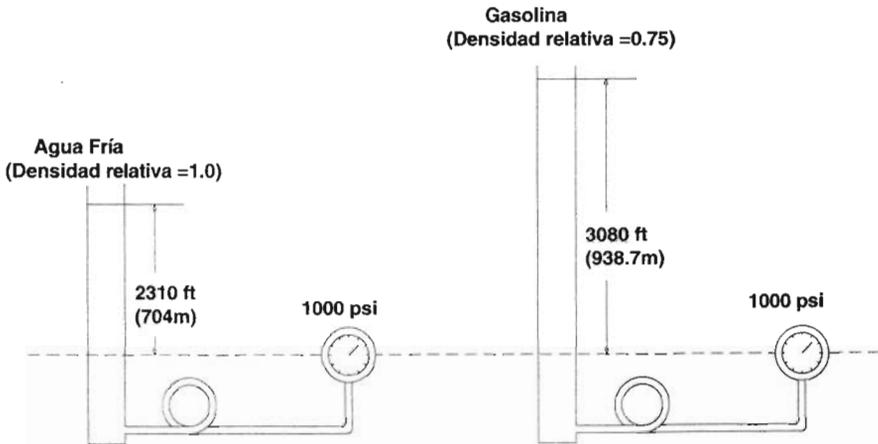


Fig. 3.1.1 Influencia de la Columna en la Carga Estática.

Carga del Sistema

Una bomba centrífuga transforma la energía mecánica de un impulsor rotatorio en la energía cinética y potencial requeridas. La cantidad de energía que se aplica por libra de líquido es independiente de la densidad del líquido. La carga o energía de la bomba en *lb_f ft / lb* se debe expresar en *ft* de líquido.

En términos estrictos, para que una bomba pueda funcionar dentro de un sistema, debe aplicar una energía integrada por los siguientes componentes: Carga estática, Carga de fricción y Pérdidas en la entrada y la salida. Los cuales a continuación se describen.

Carga Estática.

La carga estática significa una diferencia en elevación. Por lo que, la carga estática total de un sistema es la diferencia en elevación entre los niveles del líquido en los puntos de descarga y de succión de la bomba (ver Fig. 3.1.2 y 3.1.3). Si la carga estática de succión tiene valor negativo es porque el nivel del líquido para succión se encuentra debajo de la línea de centros de la bomba, a esta se le suele llamar "altura estática de aspiración". Si el nivel de líquido de succión o descarga esta sometido a una presión que no sea la atmosférica, ésta se debe considerar como parte de la carga estática o como una adición por separado a la carga estática.

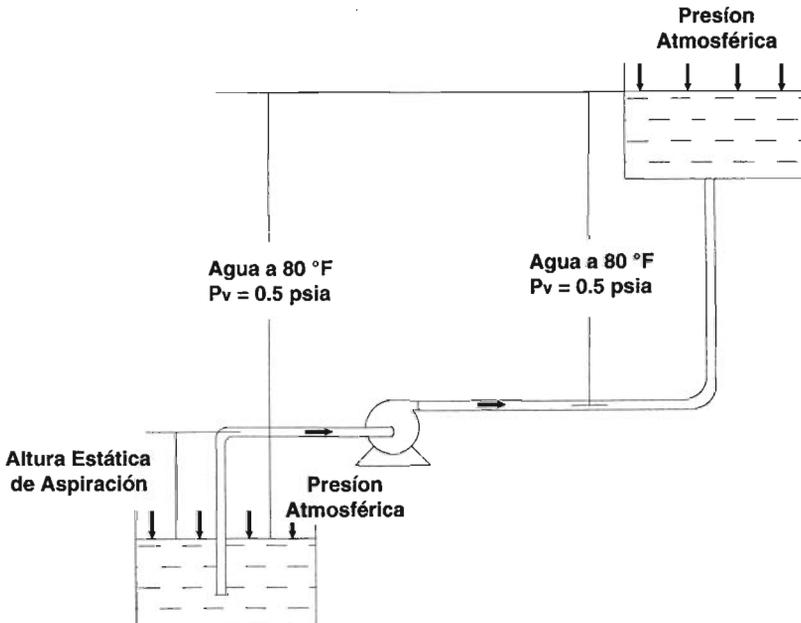


Fig. 3.1.2 Nivel de succión debajo de la línea de centros de la bomba.

Carga de Fricción.

La carga de fricción es la necesaria para contrarrestar las pérdidas por fricción ocasionadas por el flujo del líquido en la tubería, válvulas, accesorios y otros componentes. Estas pérdidas varían más o menos proporcionalmente al cuadrado del flujo en el sistema. También varían de acuerdo con el tamaño, tipo, condiciones de las superficies de tubos, accesorios y las características del líquido bombeado.

Pérdidas en la Entrada y en la Salida.

Si la toma de la bomba está en un depósito, tanque o cámara de entrada, las pérdidas ocurren en el punto de conexión de la tubería de succión con el suministro. La magnitud de las pérdidas depende del diseño de la entrada del tubo. Así mismo, en el lado de descarga del sistema cuando el tubo de descarga termina en algún cuerpo de líquido, se pierde por completo la carga de velocidad del líquido y se debe considerar como parte de las pérdidas totales por fricción en el sistema.

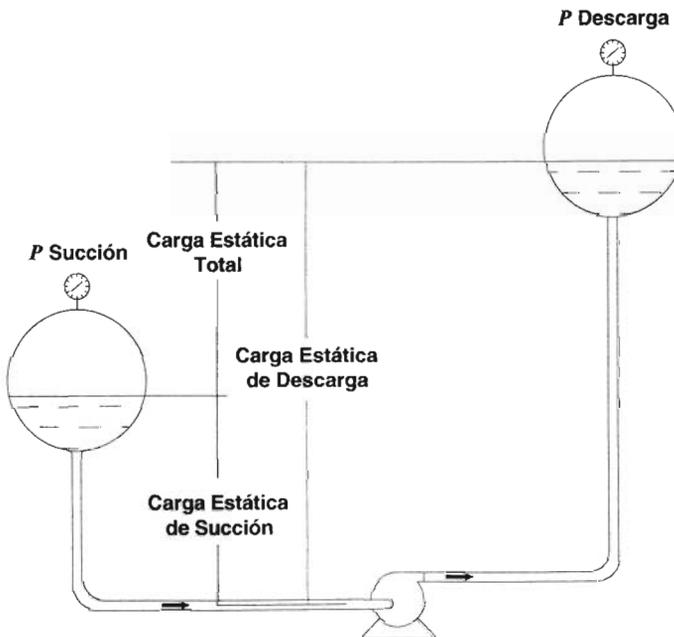


Fig. 3.1.3 Niveles de succión y descarga bajo presión.

Carga de Succión.

La carga de succión (h_s), es la carga estática en el tubo de succión de la bomba por encima de la línea de centros de la misma, menos todas las pérdidas por carga de fricción para la capacidad que se estudia, más cualquier presión (un vacío es una presión negativa) que haya en el suministro de succión.

En vez de expresar la carga de succión como valor negativo, se utiliza el término "altura de aspiración" cuando la bomba tiene succión en un tanque abierto a la presión atmosférica, la altura total de aspiración es la suma de la altura estática de aspiración medida hasta la línea de centros de la bomba y las pérdidas por carga de fricción antes definidas.

En las Figuras 3.1.4, 3.1.5 y 3.1.6 se ilustran las tres condiciones más comunes de suministro de succión.

En el caso I incluye un suministro de succión a una presión diferente a la atmosférica y que está arriba de la línea de centros de la bomba. Incluye todas las componentes de la carga de succión h_s , y si está se puede expresar como lectura del manómetro y P_s es un vacío parcial, el vacío expresado en pies de líquido sería una carga de presión negativa y llevaría el signo negativo. Si la presión P se expresa en valores de presión absoluta, h_s también estará en esos mismos valores.

El caso II incluye un suministro de succión a presión atmosférica y colocado arriba de la línea de centros de la bomba. Dado que la carga de succión (expresada como valor manométrico) tiene un valor de P de cero, entonces el valor de P_s se elimina de la fórmula.

El caso III incluye un suministro de succión a presión atmosférica colocado debajo de la línea de centros de la bomba. Es opcional que la carga de succión se exprese como carga negativa de succión o con valor positivo como altura de aspiración. Debido a que la fuente de suministro está debajo de la línea de centros de la bomba, Z es un valor negativo. La fórmula para la altura de aspiración es la misma que para la carga de succión excepto que ambos lados se han multiplicado por (-1). Un vacuómetro conectado en la brida de succión de la bomba y corregido para la línea de centros, registrará vacío parcial o sea presión negativa.

Carga Neta Positiva de Succión (NPSH).

El empleo de los términos “altura de aspiración” o “carga de succión”, tiene serios inconvenientes. Sólo se pueden aplicar para agua, porque indican la energía de la presión barométrica expresada en *ft* de agua. Los cambios en la presión barométrica, sean por la diferencia en altitud o por el clima, modifican los valores de estos términos. Los cambios en la temperatura de bombeo también influyen porque alteran la presión de vapor del líquido.

La carga neta positiva de succión disponible, $NPSH_A$, es la energía potencial de una instalación, expresada en pies de carga del líquido y se calcula con

$$(NPSH)(\rho) / 144 = P \tag{3.1}$$

en donde ρ es la densidad del líquido a la temperatura de bombeo, lb/ft^3 y P = presión superior a la del vapor en el centro de la brida de succión, en *psi*.

Si se supone que $\rho = S_g \rho_w$, en donde ρ_w es la densidad del agua a 60 °F y S_g es la densidad relativa del líquido a la temperatura de bombeo, la ecuación se convierte en

$$(NPSH_A) = 2.31 P / S_g \tag{3.2}$$

A la ecuación 3.2, se le resta el efecto de la presión de vapor del líquido, para obtener la presión disponible. Además, se debe sumar la carga estática Z (*ft*), por la diferencia en elevación entre el nivel del líquido y al línea de centros de la bomba, menos la carga por fricciones, h_{fs} (*ft*), resultando en la ecuación 3.2A (Para unidades Británicas). Para cambiar el Sistema de unidades a SI, deberá sustituir el equivalente de presión y carga de 2.31 *ft/PSI* a 10.2 *m/bar* del sistema SI

$$(NPSH_A) = \frac{2.31(P_s - P_v)}{S_g} + Z - h_{fs} \tag{3.2A}$$

Significado de Carga Neta Positiva de Succión.

Para tener funcionamiento confiable de la bomba, la $(NPSH)_A$ debe ser igual o mayor que la $(NPSH)_R$. Por lo tanto hay, que elevar el equipo de proceso, cuando menos, a una altura igual a la suma de la $(NPSH)_R$ de la bomba más las pérdidas por fricción en el tubo de succión cuando se bombean líquidos saturados.

Es necesario distinguir entre la carga neta positiva de succión disponible $NPSH_A$ y la requerida $NPSH_R$. La primera, es una característica del sistema en que se emplea la bomba centrífuga, representa la diferencia entre la carga absoluta de succión existente y la presión de vapor a la temperatura prevaleciente. La $NPSH_R$, es función del diseño de la bomba, representa el margen mínimo requerido entre la carga de succión y la presión de vapor.

Tanto la $NPSH_A$ como la $NPSH_R$ varían según la capacidad. Con una presión estática o diferencia en elevación dadas con el lado de succión de una bomba centrífuga, la $NPSH_A$ se reduce cuando hay caudales grandes, debido a las pérdidas de fricción en el tubo de succión. Por otra parte, ya que la $NPSH_R$ es función de las velocidades en los conductos de succión de la bomba y en la entrada al impulsor, aumenta en razón directa con el cuadrado de su capacidad.

Según las normas del *Hydraulic Institute*. Los requisitos de $NPSH$ de las bombas centrífugas se suelen determinar para manejo de agua. Se reconoce que al bombear hidrocarburos, la $NPSH$ para obtener funcionamiento satisfactorio se puede reducir en ciertas condiciones. Pero utilice los datos del fabricante para la $NPSH_R$ mínima cuando se manejan hidrocarburos de densidad menor que 1.

En las Fig. 3.1.4, 3.1.5 y 3.1.6 se presenta, como debe ser estimado el $NPSH_A$ para los tres tipos de succión mas comunes.

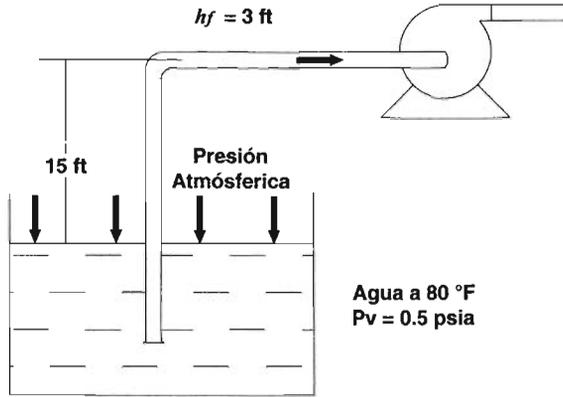


Fig. 3.1.4 Altura de Aspiración

Calculo de la $NPSH_A$

$$(NPSH)_A = \frac{2.31(P_s - P_v)}{S_g} + Z + h_f$$

A nivel del mar:

$$(NPSH)_A = \frac{2.31(14.7 - 0.5)}{1.0} - 15 - 3 = 14.8 \cdot \text{ft}$$

A 5 000 ft sobre el nivel del mar:

$$(NPSH)_A = \frac{2.31(12.2 - 0.5)}{1.0} - 15 - 3 = 9.0 \cdot \text{ft}$$

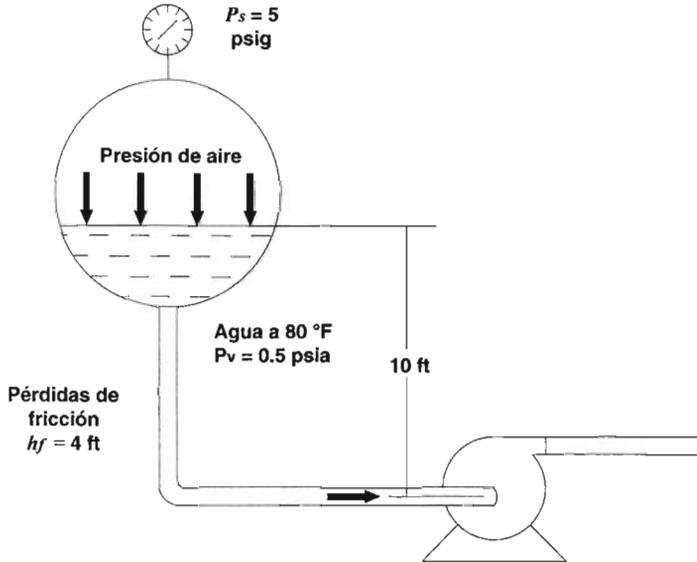


Fig. 3.1.5 Succión en un tanque a presión

Calculo de la $NPSH_A$

$$(NPSH)_A = \frac{2.31(P_s - P_v)}{S_g} + Z + h_f$$

Sustituyendo Valores:

$$(NPSH)_A = \frac{2.31(14.7 + 5 - 0.5)}{1.0} - 10 - 4 = 50.3 \cdot ft$$

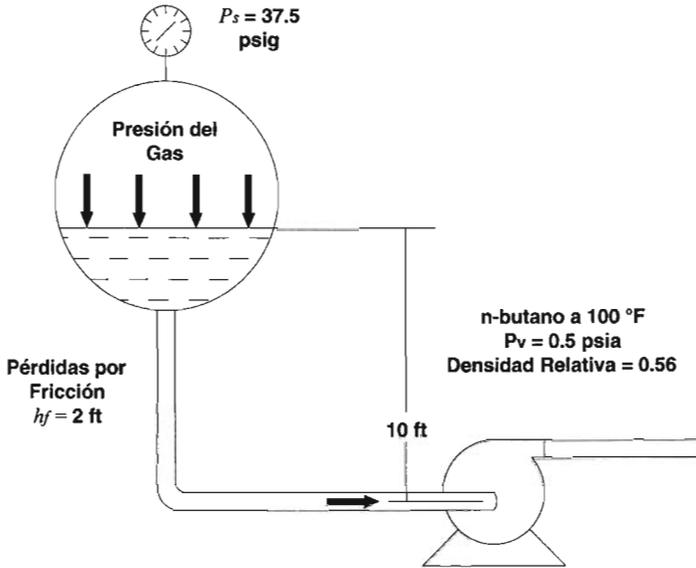


Fig. 3.1.6 Succión con líquido a su punto de ebullición.

Calculo de la $NPSH_A$

$$(NPSH)_A = \frac{2.31(P_s - P_v)}{S} + Z + h_f$$

Sustituyendo Valores:

$$(NPSH)_A = \frac{2.31(37.5 + 14.7 - 52.2)}{0.56} + 10 - 2 = 8.0 \cdot ft$$

Alturas de Aspiración en Bombas Centrífugas.

Con una instalación como la presentada en la Fig. 3.1.7, encontrará que la bomba no puede manejar líquidos saturados. Si se hacen los cálculos necesarios encontrará que hay una presión negativa de succión y una $NPSH_A$ de cero.

El agua a temperatura ambiente y presión atmosférica se puede elevar alrededor de 15 a 22 ft. En la Fig. 3.1.7, $H = 15$ a 22, según sean el tipo de bomba y el volumen del flujo. Cuando aumenta la temperatura, también sube la presión absoluta de vapor del líquido, con lo que se reducirán la $NPSH_A$ y la dimensión H .

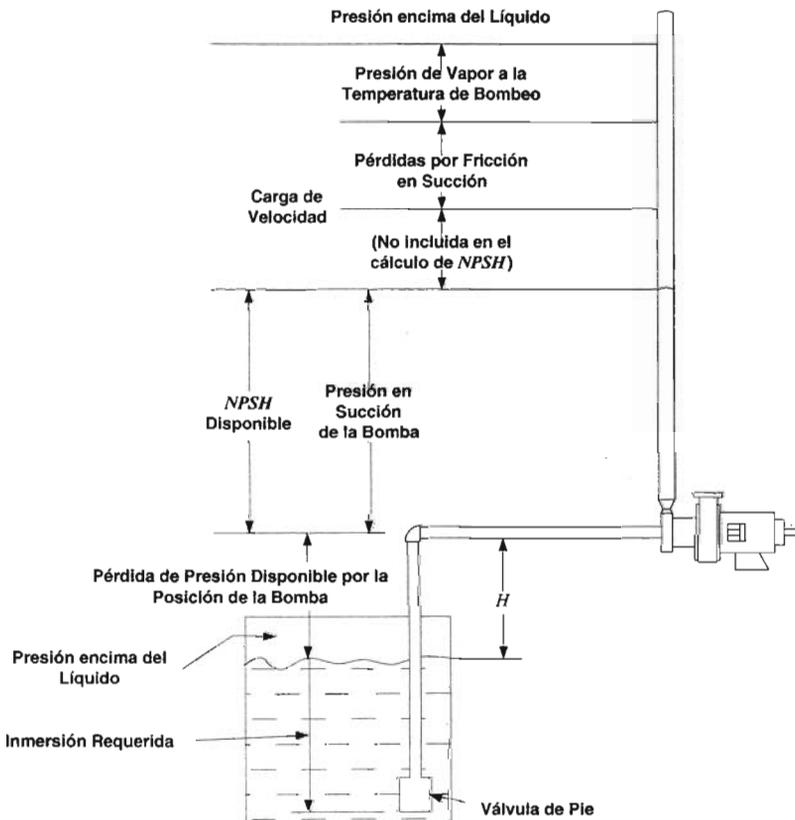


Fig. 3.1.7 Altura de Aspiración (Requiere Cebiar la Bomba).

Cuando se requiere altura de aspiración, suele haber una válvula de pie o un filtro en el extremo del tubo de succión para evitar que el líquido se salga de la bomba y del tubo cuando esta parada la bomba. De igual manera, hay que proveer algún método de cebado, porque los cuerpos extraños o el desgaste pueden impedir el cierre hermético de la válvula de pie. En la Fig. 3.1.8 se ilustran cuatro métodos de cebado; los cuales son:

1. Tanque de succión.
2. Derivación desde el tubo de descarga al de succión.
3. Un tubo llenador separado desde otra fuente de líquido.
4. Un expulsor o eyector para hacer entrar líquido a la bomba, en instalaciones grandes se puede utilizar una bomba de vacío en lugar del expulsor.

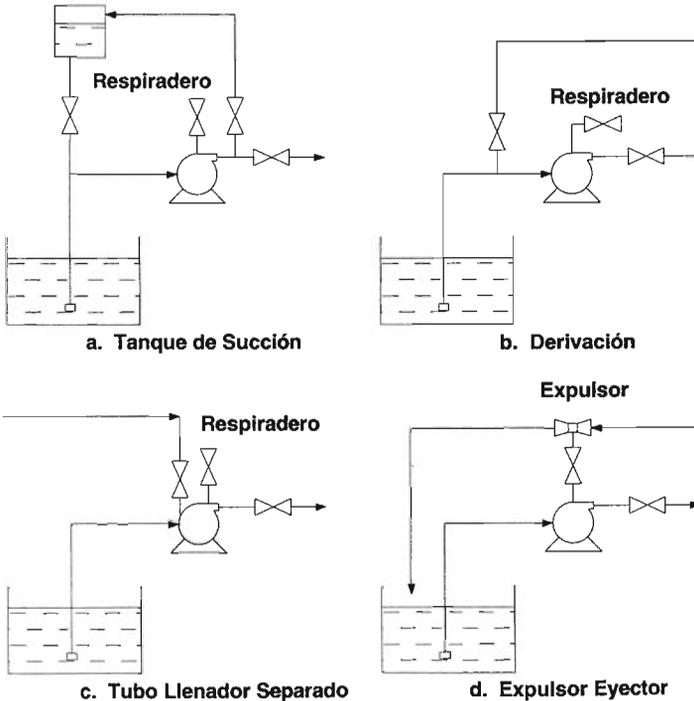


Fig. 3.1.8 Sistemas de Cebado.

Rompedor de Vórtices.

Un vórtice es un remolino que se forman en la boquilla de succión de un recipiente como efecto de la Carga Mínima de Succión, se puede producir un vórtice cuando el nivel del líquido esta muy bajo, porque la bomba no tiene tubo de succión o este es muy corto y sencillo. Este vórtice cual succiona aire o vapores, los cuales al mezclarse con el líquido que abandona el recipiente, incrementando la caída de presión, flujo a dos fases que provoca vibraciones y perdidas de vapor o gas; por lo que es importante evitar su formación. Para lo cual se debe instalar, un aparato llamado rompedor de vórtices elimina la posibilidad de entrada de aire o vapores a la bomba.. En la Fig. 3.1.9 se ilustran los rompedores de vórtices y sus aplicaciones en diferentes equipos de succión.

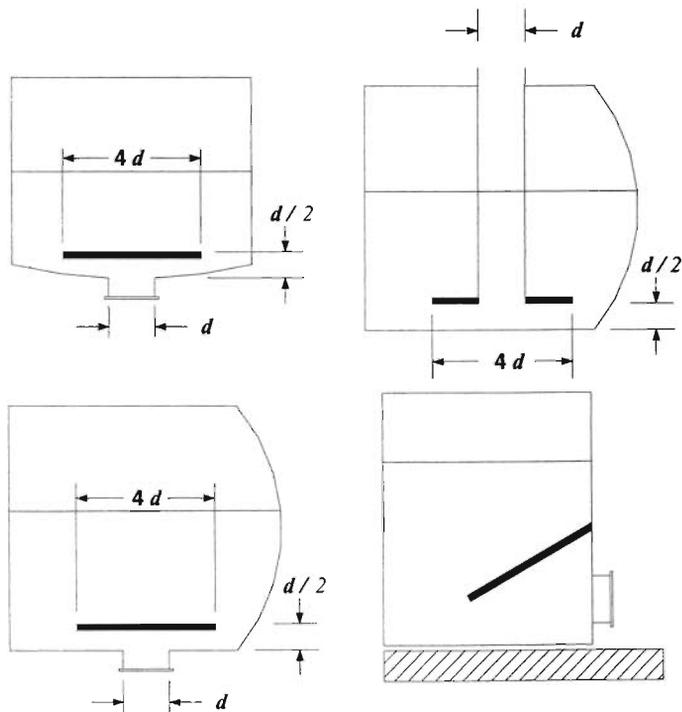


Fig. 3.1.9 Rompedores de vórtice en diversos equipos de succión.

3.2.0 Línea con Flujo a Dos Fases (Gas – Líquido).

Cuando dos fases se mueven de manera simultánea en la misma dirección a través de una línea. La presencia de la segunda fase incrementa la caída de presión, que la que podría presentarse si solo fluyera una fase, con la misma masa velocidad.

Numeroso investigadores, que han estudiado este problema han establecido correlaciones empíricas y modelos matemáticos para predecir el patrón de flujo y caída de presión. Estos modelos y correlaciones asumieron en un principio que el flujo a dos fases es isotérmico, para así de esta manera, establecer que la masa velocidad del líquido o gas es constante. En otras palabras, no se presenta vaporización del líquido o condensación de gas.

Debido a que no todas las mezclas dos fases analizadas bajo el flujo isotérmico se comportan de la misma manera. Se establecieron dos casos, en el primero se dice que una de las fases, por lo regular la más densa se mueve más lentamente y tarda más tiempo en recorrer la misma distancia, y la segunda, contempla el flujo a dos fases como homogéneo, estableciendo que la fase gaseosa y líquida se mueven a la misma velocidad.

El flujo a dos fases, a través de líneas o equipos, es susceptible a fluctuaciones de presión y temperatura, debido a las condiciones de operación. Esto debate la asunción del flujo a dos fases isotérmico, ya que se presenta condensación del gas o vaporización del líquido, provocando que la fracción del líquido sea diferente a la entrada y a la salida de la línea. Este fenómeno no puede ser ignorado.

El estudio del flujo a dos fases tuvo sus comienzos en la industria del petróleo en los años de 1950, desde entonces ha sufrido grandes avances, los cuales sucedieron en los años de 1980. El desarrollo de la tecnología en flujo a dos fases se divide en varios períodos. Como lo es

1. Período de las Empírico (Correlaciones).
2. Período de los Modelos.

Período Empírico.

Este período se caracteriza por el empleo de datos como la fracción de flujo volumétrico de gas y del líquido, propiedades físicas de cada fase, diámetro de la tubería, ángulo de

inclinación, presión a la entrada y de salida de la línea, datos obtenidos en laboratorio y campo. El flujo a dos fases es tratado como una mezcla homogénea, si las fases viajan a diferentes velocidades, el efecto del deslizamiento, es medido a través de correlaciones del holdup-líquido empíricas. Los mapas de patrones de flujo se encuentran basados en grupos adimensionales. Los gradientes de presión fueron desarrolladas al estado estable sobre los principios de conservación de masa, momentum, y energía. Las pérdidas por fricción se apoyaron en la ecuación para una sola fase, resultando en la extensión del número de Reynolds de la mezcla. Algunos otros investigadores emplearon un factor de corrección para representar el efecto de la segunda fase.

Se puede establecer tres parámetros, que caracterizan el flujo a dos fases en tuberías, estos son; el patrón de flujo desarrollado, el Holdup (fracción de líquido) y la caída de presión. A continuación se presentan algunas correlaciones. Las cuales están agrupadas de acuerdo a la orientación de la línea.

3.2.1 Correlaciones Desarrolladas.

3.2.1.1 Líneas Horizontales.

Patrones de Flujo en Líneas Horizontales

Existen básicamente siete tipos de patrones de flujo en las tuberías horizontales (Ver Fig. 3.2.1). Estos son los siguientes:

Flujo burbuja.

Este flujo se caracteriza por burbujas de gas dispersas en el líquido y que se mueven en la parte superior de la tubería aproximadamente a la misma velocidad que el líquido. Si las burbujas se dispersan a través de todo el tubo se le conoce como flujo espuma.

Flujo Tapón.

Como la velocidad del gas se incrementa, las burbujas de gas tienden a formar tapones o pistones alternados de líquido y gas. El gas se mueve en la parte superior de la tubería. También se suele llamar flujo de burbuja alargada o flujo pistón.

Flujo Estratificado.

En este caso el líquido fluye en la parte inferior de la tubería y el gas en la parte superior, produciéndose una interface gas-líquido, y la fracción ocupada por cada fase permanece constante.

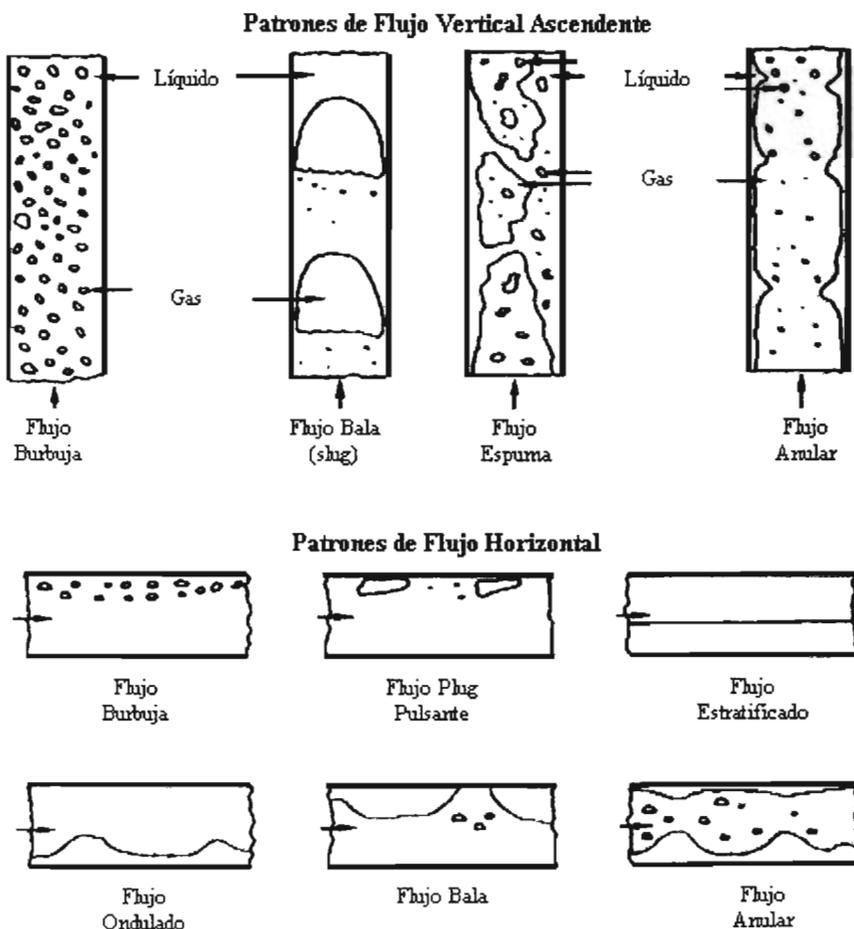


Fig. 3.2.1 Esquemas de Patrones de Flujo a Dos Fases Flujo Horizontal y Vertical

Flujo en Ondas.

Es similar al flujo estratificado, solo que en este caso hay ondas u olas viajando en la dirección del flujo. También se le suele llamar estratificado ondulado.

Flujo Anular.

El líquido fluye formando una película alrededor del tubo, con el gas en el centro. Una parte del líquido es arrastrada como una lluvia en el centro gaseoso.

Flujo disperso.

En este tipo de flujo prácticamente todo el líquido es arrastrado en forma de gotitas en el gas. También suele llamarse flujo niebla o spray.

Determinación Patrón de Flujo Horizontal.

Dentro de la literatura existe una amplia variedad de mapas de patrones de flujo horizontal.

Donde la selección de las coordenadas en las cuales fue presentado se clasifica en dos tipos:

1. Un grupo presenta coordenadas dimensionales V_{SL} y V_{SG} . Dentro de los cuales podemos enunciar:

Bergelin y Gazley (1949) introducen el primer mapa de patrones de flujo para flujo horizontal, Johnson y Abou-Sabe (1952) presentaron un mapa similar.

En 1954 Alves desarrollo un mapa de patrones de flujo simple. Su mapa se presenta en la Fig. 3.2.2.

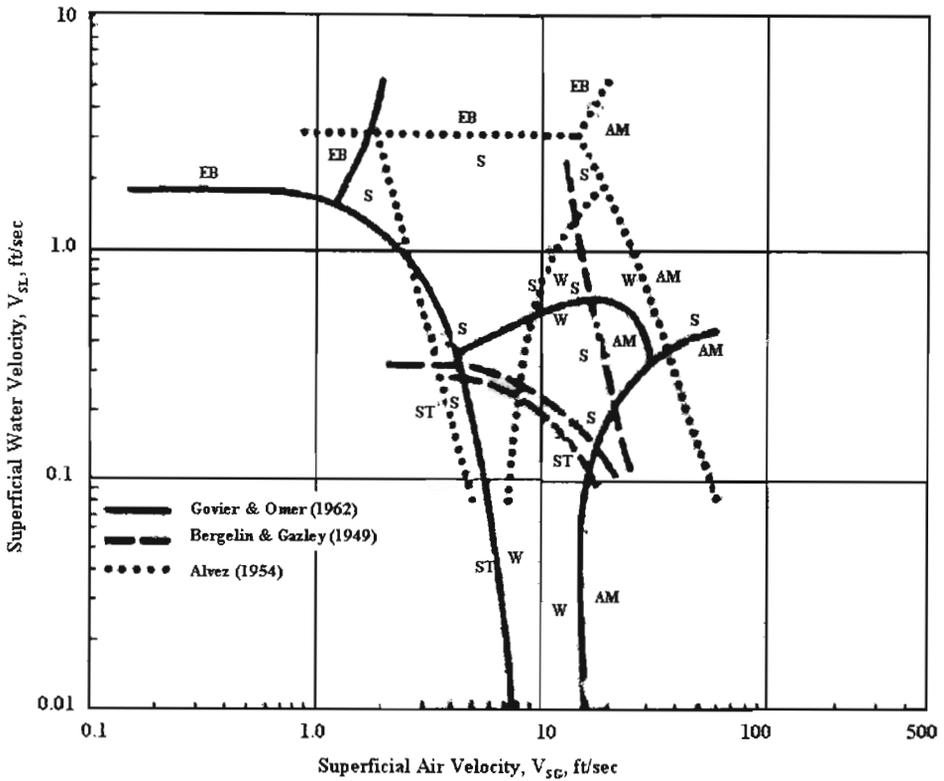


Fig. 3.2.2 Comparación de los Diversos Patrones de Flujo.

Govier y Omer (1962) desarrollaron un mapa con líneas de transición son presentadas en la Fig. 3.2.2.

Hoogendoorn (1959) y Hoogendoorn y Buitelaar (1961) usaron las coordenadas propuestas por Kosterin (1949) para describir las regiones de flujo en diferentes sistemas de fluidos y encontraron la influencia del diámetro y de las propiedades del Líquido y el gas.

La Fig. 3.2.3 reproduce el mapa de Hoogendoorn.

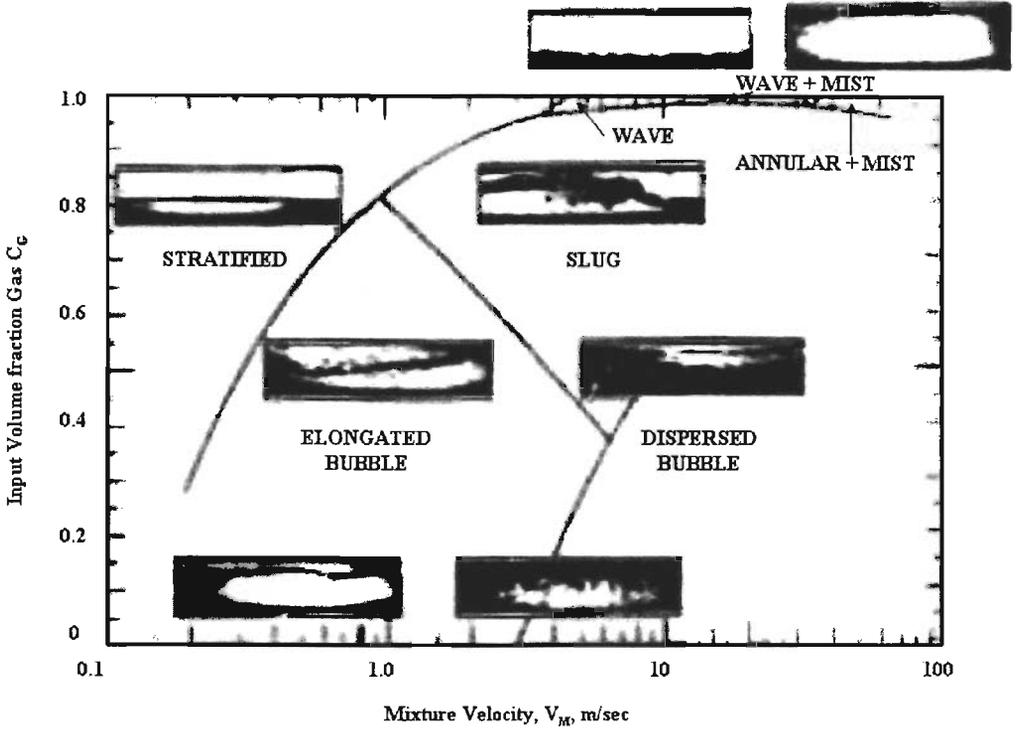


Fig. 3.2.3 Mapa de patrones de Flujo de Hoogendorn.

Dentro de los mapas que presentan con mayor precisión las fronteras de los diferentes regímenes de flujo. Se encuentra el de Govier.

La Fig. 3.2.4 resume los resultados de los patrones observados visual y fotográficamente por Govier y Omer (1962) en un sistema de aire-agua.

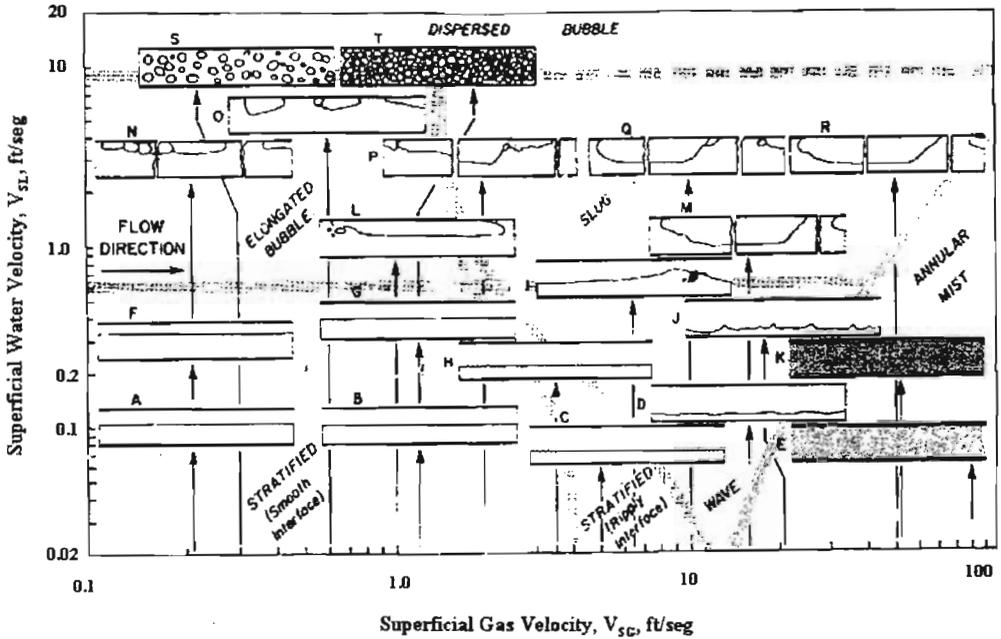


Fig. 3.2.4 Patrones de flujo Observados por Govier y Omer (1962).

2. Un segundo grupo represento las coordenadas a través de coordenadas adimensionales. El cual se auxilia de las dimensiones de las líneas y de propiedades de las fases. Baker (1954) propone un mapa basado en dos coordenadas de G/λ y $L\psi/\lambda G$ los cuales son proporcionales, a la velocidad másica del gas y la razón de velocidad másica del líquido a la del gas. Los valores de λ y ψ son definidos como:

$$\lambda = [(\rho_G / 0.075)(\rho_L / 62.3)]^{1/2} \tag{3.3}$$

$$\psi = \frac{73}{\sigma} \left[\left(\mu_L \left(\frac{62.3}{\rho_L} \right) \right)^{1/3} \right] \tag{3.4}$$

Scott (1963) modifico las correlaciones de Baker (Fig. 3.2.5) al presentar regiones de transición o de incertidumbre, empleando datos de Hoogendorn (1959), de Govier y Omer (1962).

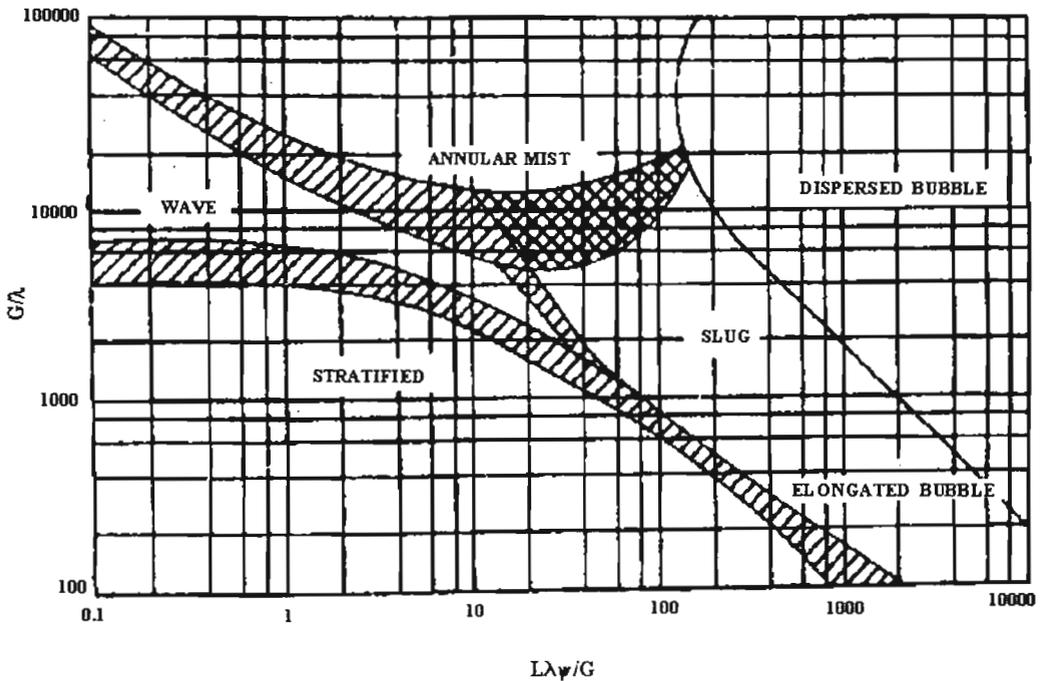


Fig. 3.2.5 Mapa de Baker modificado por Scott.

Baker (1958) presenta un nuevo mapa (ver Fig. 3.2.6) para flujo horizontal. Donde emplea dos parámetros que son B_x , B_y y la frontera que separa las regiones son en realidad zonas de transición. Los Parámetros B_x , B_y están dados por las siguientes ecuaciones:

Sistema Británico
$$B_x = (531) \left(\frac{W_L}{W_g} \right) \left(\frac{\sqrt{\rho_L \times \rho_G}}{\rho_L^{2/3}} \right) \left(\frac{\mu_L^{1/3}}{\sigma_L} \right) \tag{3.5}$$

Sistema Británico
$$B_y = 2.16 \left(\frac{W_G}{A \sqrt{\rho_L \cdot \rho_V}} \right) \tag{3.6}$$

De donde ρ_L , ρ_G es la densidad de líquido y gas; μ_L , μ_G es la viscosidad de líquido y gas; σ_L es la tensión superficial del líquido; W_L , W_G son los flujos máscicos del líquido y el gas; y por último A es el área de la sección transversal de la tubería.

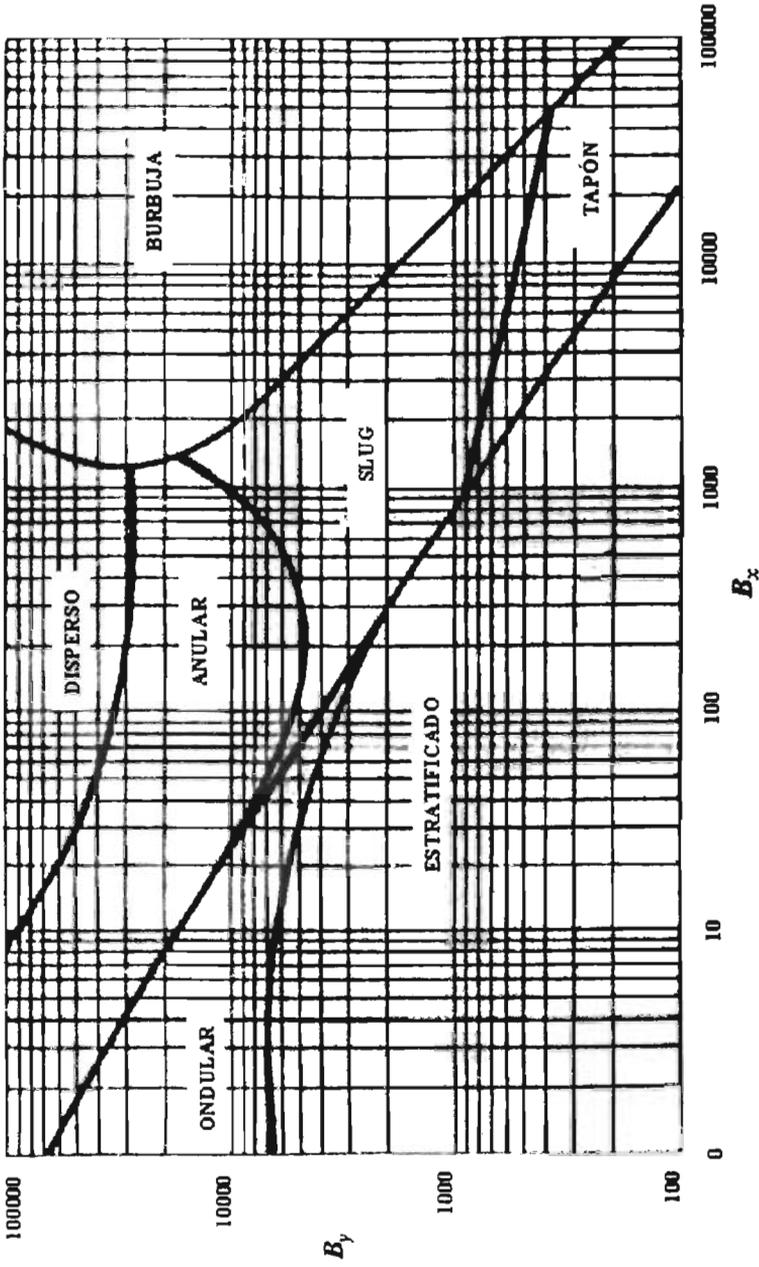


Fig. 3.2.6 Carta de Baker.

Las fronteras del mapa Baker se aproximan mediante ecuaciones; las que se emplean como base para determinar la región prevaleciente

Determinación de la Caída de Presión.

El cálculo más simple está basado en los trabajos de Lockhart y Martinelli. Ellos encontraron que la ecuación general para el cálculo de las pérdidas de presión estaba dada por:

$$\Delta P_{2f} = \Delta P_v \phi^2 \quad (3.7)$$

En donde ΔP_{2f} es la caída de presión en flujo a dos fases; ΔP_v es la caída de presión en la fase vapor; ϕ es función que depende del modulo de Martinelli X , sí $X = (\Delta P_l / \Delta P_v)^{0.5}$.

La idea básica de esta correlación es que la caída de presión en flujo a dos fases, se puede calcular empleando las ecuaciones y gráficas que comúnmente se utilizan en una sola fase, una vez que se conocen las velocidades cada fase. En base en la suposición de que las dos fases estén fluyendo por la línea totalmente separadas, es posible definir sus respectivas velocidades en términos de un diámetro hidráulico y de un factor de forma.

El método de Martinelli solo da soluciones aproximadas de las caídas de presión, la más satisfactoria disponible, a partir del cual se han desarrollado numerosos trabajos y correlaciones.

Correlaciones de Baker.

Siguiendo los pasos de Martinelli, Baker elaboró una serie de ecuaciones (para cada patrón de flujo), cada una de las cuales, relaciona de manera diferente al parámetro X con el parámetro ϕ , de tal modo que su aplicación constituye un método más exacto que el de Martinelli para el cálculo de la caída de presión. La caída de presión en la fase líquida y en la fase gaseosa se calculan a partir de las ecuaciones de Darcy. En donde; f_D es el factor de fricción de Darcy para el líquido el cual es función de la rugosidad y del número de Reynolds y que puede obtenerse a partir del gráfico de Moody o mediante las ecuaciones propuestas por Chen.

$$1/\sqrt{fD} = -2 \log\left\{\left[(\epsilon/D)/(3.7065)\right] - (5.0452/Re) \log A\right\} \quad (3.8)$$

$$A = \left\{[(\epsilon/D)^{1.1098}]/2.8257 + (5.8506)/Re^{0.8981}\right\} \quad (3.9)$$

Dependiendo del patrón de flujo, el líquido contenido en el flujo se puede acelerar hasta alcanzar las velocidades de la fase gaseosa. En ciertos casos, estas velocidades son mayores de las deseables en las tuberías de proceso. Las velocidades altas producen un fenómeno conocido como de erosión, corrosión en donde la velocidad de corrosión se acelera por la fuerza erosiva de las altas velocidades de los líquidos,

Un índice basado en las cargas o cabezas de velocidades es el que indica si la erosión-corrosión puede ser importante en una velocidad particular y se utiliza para determinar el rango de densidad y velocidad de mezcla por debajo de las cuales no produce la erosión-corrosión este índice es:

$$\rho_M V_M \leq 15000 \quad (3.10)$$

En donde la densidad de la mezcla es:

$$\rho_M = \frac{(G+L)}{\left[\frac{L}{\rho_L} + \frac{G}{\rho_v}\right]} \quad (3.11)$$

Y la velocidad de la mezcla está dada por:

$$V_M = V_L + V_G \quad (3.12)$$

Para el caso general, la velocidad de la mezcla debe ser menor a 15 m/s, la experiencia ha demostrado que la erosión se presenta cuando se excede este valor.

Además de mantener el producto de la velocidad y la densidad dentro de los rangos aceptables, se debe mantener también el régimen apropiado en las líneas. Sobre todo se debe evitar el flujo ariete, porque causa problemas mecánicos serios.

3.2.1.2 Líneas Verticales con Flujo Ascendente.

Patrones de Flujo en Tuberías Verticales Ascendente.

Para el flujo vertical ascendente a dos fases, Nicklin y Davidson han clasificado visualmente los patrones de flujo en cinco categorías. De los cuales se presenta una breve descripción:

Flujo Burbuja.

El fluido que se mueve hacia arriba forma una fase en la que se arrastra el gas disperso como burbujas que aumentan en tamaño y velocidad y número al aumentar el gasto del gas. Este flujo se presenta en diámetros pequeños de tubería. La fase vapor está constituida de burbujas individuales que se distribuyen en una fase líquida continua. También se presenta la unión entre las burbujas con la formación ocasional de pequeñas masas de vapor (en comparación con el ancho de la tubería).

Flujo Bala o slug.

Al aumentar el gasto, se forman tapones alternos de gas y líquido. Se caracteriza por la presencia de grandes masas de vapor cuyo ancho es comparable al de la tubería y cuya longitud varía, aunque siempre es mayor que el ancho del canal. Aparecen con frecuencia y fluyen alternadamente con masas de líquido que contienen a su vez masas pequeñas de vapor (burbujas).

Flujo Espuma o froth.

Al incrementarse el flujo de gas, la película de líquido desaparece y las burbujas se mezclan con el líquido en una forma turbulenta y desordenada.

Flujo anular.

Con mayor gasto de gas, el líquido viaja a menor velocidad que el gas y se adhiere a las paredes del tubo, mientras que el gas viaja por el centro. Parte del líquido es arrastrado por el gas. Al aumentar el gasto del gas el arrastre de líquido aumenta.

Flujo Niebla.

Como la velocidad del gas continua incrementándose, todo el líquido se pega en la pared y es arrastrado por el gas como gotitas.

Mapas para Predecir el Patrón de Flujo Vertical Ascendente.

Debido a la amplia variedad de mapas de patrones para flujo vertical ascendente en la literatura se retoma y se aplica la clasificación para flujo horizontal, la cual esta basada en las coordenadas de los mapas:

1. Coordenadas dimensionales como las velocidades superficiales V_{SL} y V_{SG} o del flux de movimiento superficial $\rho_G U_{SG}^2$ y $\rho_L U_{SL}^2$.

Dentro de los mapas basados en velocidad superficial se encuentra el de Sterling (1965) y Wallis (1969). Ahora bien dentro del mapa que se basa en el flux de movimiento se encuentra el de Hewitt y Roberts (1969).

2. Coordenadas adimensionales.

Govier (1957) distingue seis patrones de flujo diferentes los cuales son: burbuja, slug, espuma, semi-anular, anular y niebla. El cual se muestra en la Fig. 3.2.7.

Griffith y Wallis (1961), presentan un mapa en la Fig. 3.2.8. El cual se compone de tres regiones, I, II y III corresponden al flujo burbuja, slug y espuma (o semi-anular), y la región anular-niebla: el patrón de flujo espuma, puede presentarse como la transición de la región I y II.

Duns y Ros (1963), presentan un diagrama (ver Fig. 3.2.9). El cual presenta tres regiones. En la región I se encuentra el flujo slug y burbuja. En la región se distingue una transición de flujo espuma (froth) y en la tercera se presenta el flujo anular o niebla. Además, distingue una zona de transición.

Un mapa de patrones de flujo basado en los datos de Govier (1957), y generalmente compatible con los mapas de Duns y Ros (1963), y Griffith y Wallis (1961) es presentado en la Fig. 3.2.10.

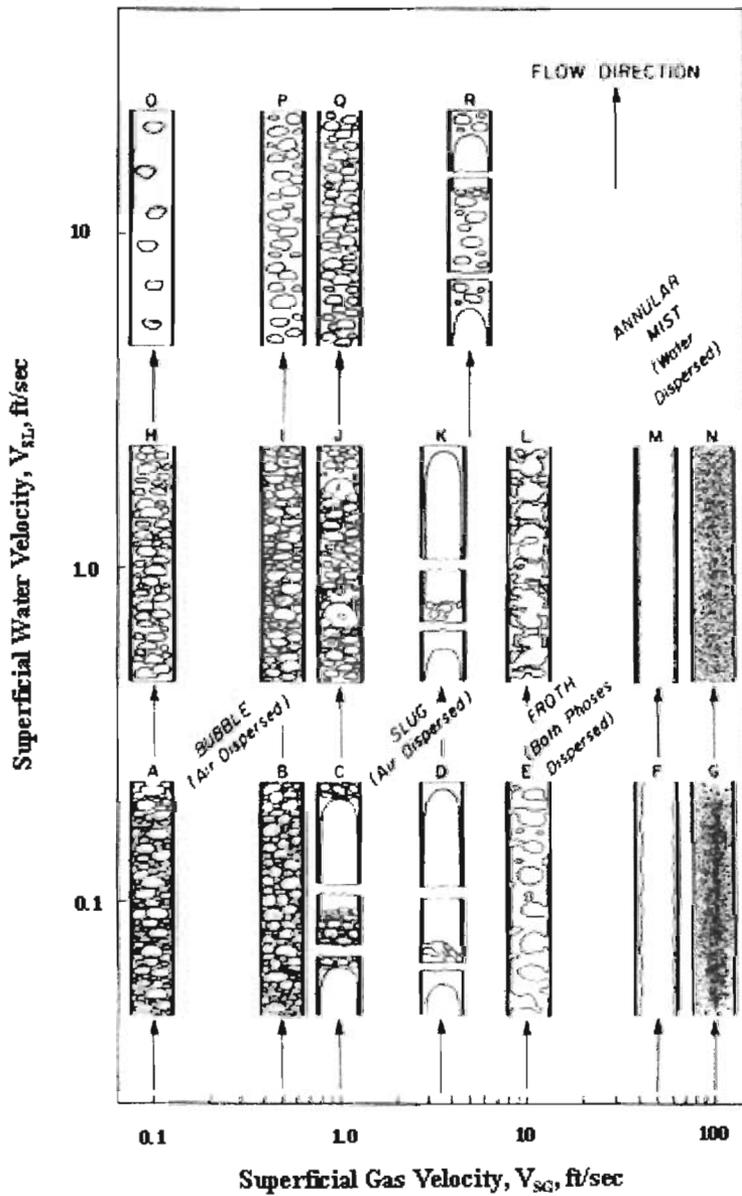


Fig. 3.2.7

Patrones de Flujo basados en observaciones de Govier, Radford, (1957).

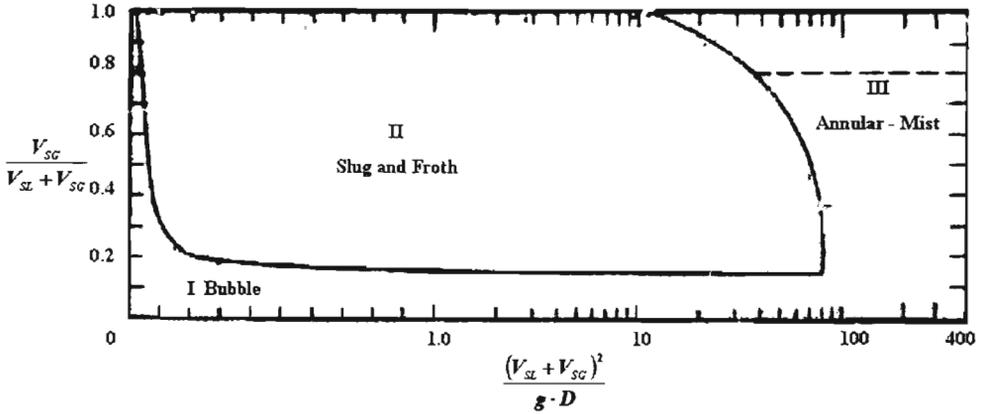


Fig. 3.2.8 Mapa de Patrones de Flujo de Griffith y Wallis.

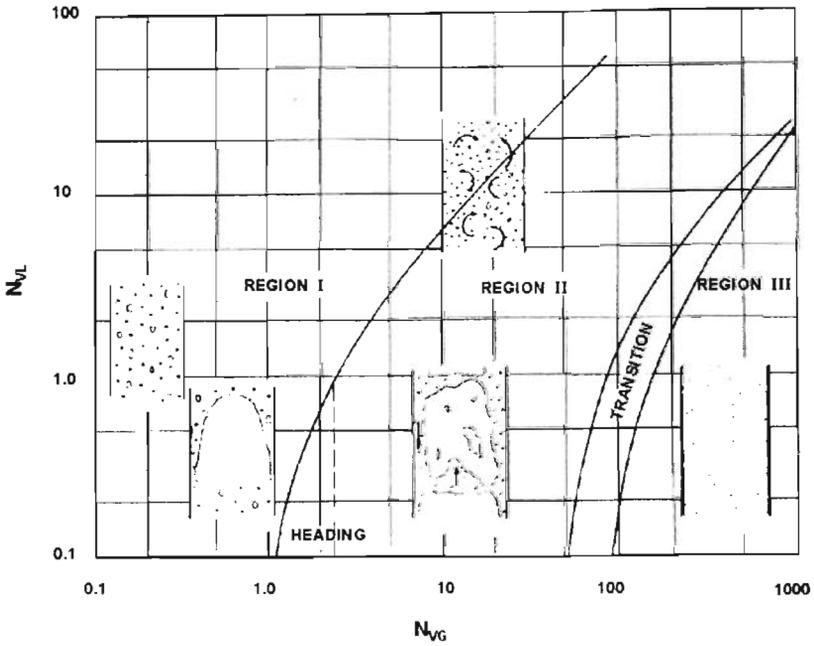


Fig. 3.2.9 Mapa de Patrón de Flujo de Duns y Ros (1963)

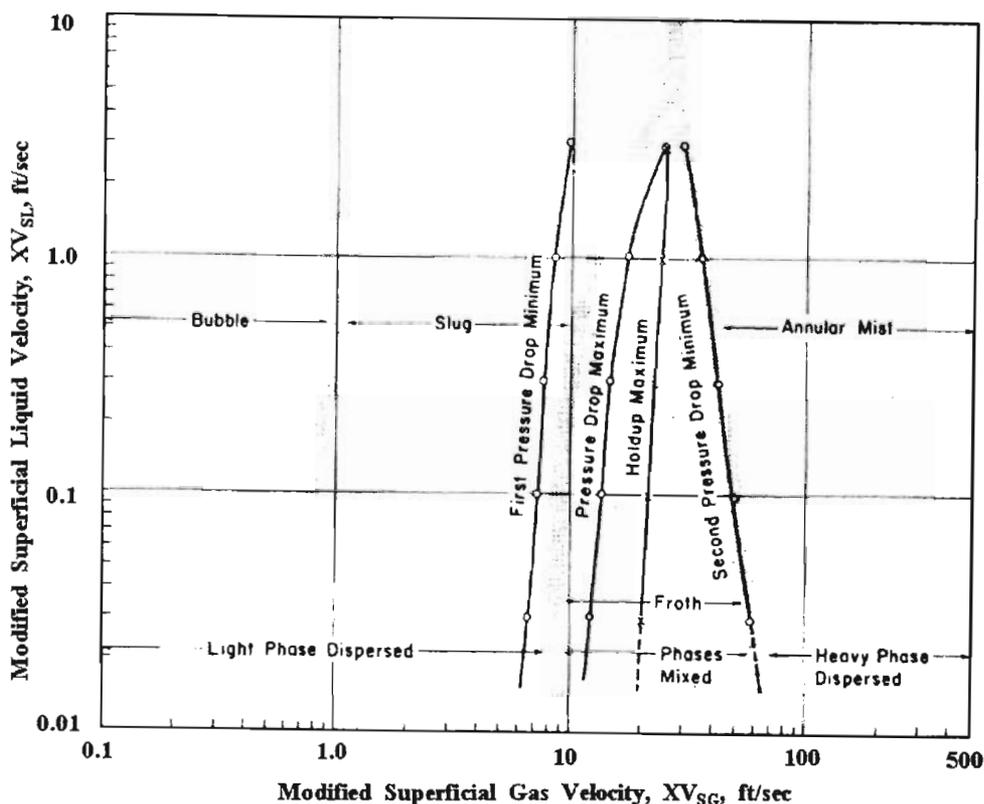


Fig. 3.2.10 Mapa Generalizado para Mezclas Gas-Líquido.

Holdup

Las correlaciones empíricas para el cálculo del Holdup han relacionado las cantidades de la fracción de volumen de la fase gas y la velocidad deslizamiento (slip), de igual manera un gran número de investigadores desarrollaron correlaciones. Galegar (1954) presentó una de las primeras, aunque con restricciones. Pero en esta sección sólo se menciona la correlación de Hughmark y Pressburg (1961) debido a que aplica a todo el rango de patrones de flujo, propiedades físicas y diámetros.

Correlaciones para Caída de Presión

Un gran número de correlaciones se ha desarrollado para predecir la caída de presión. Estas pueden dividirse en dos grupos dependiendo si la correlación se basó en un balance de energía omitiendo los efectos de la energía cinética

Correlaciones que involucran la energía mecánica.

Las correlaciones de este tipo incluyen los trabajos pioneros de Poettman y Carpenter (1952); las modificaciones y ampliaciones de Baxendell y Thomas (1961) al trabajo Poettman y Carpenter; Fancher y Brown (1963), y Hagendorn y Brown (1964); los trabajos de Govier de (1957), Govier y Short (1958), y Brown (1960); la correlación de Hughmark y Pressburg (1961), la correlación de Tek (1961). Dentro de las más importantes se encuentran: Poettman y Carpenter (1952); las modificaciones y ampliaciones de Baxendell y Thomas (1961) al trabajo Poettman y Carpenter, Govier de (1957), la correlación de Hughmark y Pressburg (1961)

Correlaciones que involucran la energía mecánica.

El trabajo pionero es de Ros (1961); el cual fue ampliado por Duns y Ros (1963). Otra correlación bien conocida basada en este acercamiento es la de Hagendorn y Brown (1965). Donde la ecuación de Ros (1961) y Duns y Ros (1963) es la mejor correlación empírica.

Correlación de Orkyszewsky.

La correlación de Orkyszewsky (1967) predice la caída de presión para el flujo de mezclas gas-líquido con una precisión del 10 % de error para un amplio rango de condiciones de operación. Este autor, encontró que la caída de presión está fuertemente influenciada por la diferencia de velocidades de los fluidos y por los patrones de flujo. Los patrones de flujo considerados son: Flujo Niebla, Flujo bala, Flujo de transición y Flujo anular y niebla.

3.2.1.3 Líneas Inclinas.

Muchos trabajos se han publicado sobre el efecto de la inclinación en el flujo a dos fases en las tuberías. Pero la caída de presión causada por el cambio de elevación solo puede ser calculada si se puede determinar el Holdup líquido, Dentro de los primeros trabajos, realizados se caracterizan por emplear las correlaciones verticales como es el caso de Hagendorn y Brown o de Orkiszewski.

Pero solo aplican, cuando se encuentra ligeramente inclinado. También puede ser calculada usando las correlaciones para flujo horizontal como la de Duckler.

Beggs y Brill (1973) presentan la primera correlación que predice el Holdup líquido y caída de presión que ocurre durante el flujo a dos fases en líneas a todos los ángulos. Además desarrolla una correlación para las pérdidas por fricción en flujo a dos fases. Al ser este el mejor y más completo de los estudios, en esta sección se presentan las correlaciones desarrolladas para él cálculo de Holdup, factor de fricción y caída de presión.

Patrón de Flujo.

El mapa de patrón de flujo, retoma la división realizada por Duckler en tres regiones que son flujo segregado, flujo intermitente y flujo distributivo. En el cual se correlaciona el número de Froude contra dos correlaciones que involucran el contenido de líquido en la entrada (λ).

Holdup.

Beggs y Bill (1973) establecen que el ángulo de inclinación de la tubería que transporta flujo a dos fases definitivamente afecta el Holdup. Este fenómeno lo explican considerando el efecto de la gravedad y la viscosidad de la fase líquida. Como si se incrementara el ángulo de la tubería horizontal en flujo ascendente (se fuera incrementando), la fuerza de gravedad actúan en el líquido causando un decremento en la velocidad, esto incrementa el deslizamiento entre fases (slippage) y el Holdup líquido. En corriente descendente, en el cual siempre se presenta el flujo segregado, un incremento negativo del ángulo, resulta en un incremento en la velocidad del líquido y un decremento del Holdup. Si se sigue incrementado el ángulo negativo, se presenta el patrón de flujo semianular y finalmente el anular.

El cálculo del Holdup a cualquier ángulo lo realiza a través del Holdup horizontal al cual aplica un factor de corrección por inclinación (ψ). Para él cálculo de Holdup horizontal Beggs y Brill desarrollaron unas correlaciones las cuales están en función del patrón de flujo.

Factor de fricción.

Beggs y Brill desarrollaron una correlación para calcular el factor de fricción a dos fases dividido entre el factor de fricción sin deslizamiento (slip), el factor de fricción sin

deslizamiento se obtiene del diagrama de Moody o de una correlación para tubería lisa. La cual aplica si el flujo fluye a la misma velocidad.

Caída de Presión.

El desarrollo de la ecuación para caída de presión se basa en un balance de energía para un fluido entre dos puntos. Asumiendo que el fluido no realiza trabajo externo o en el fluido, y realizando un balance de energía mecánica. Se obtiene una ecuación que expresa la caída de presión en una tubería, la forma simplificada es:

$$\left[\frac{\Delta P}{\Delta L} \right]_{2f} = \left[\frac{\Delta P}{\Delta L} \right]_{ac} + \left[\frac{\Delta P}{\Delta L} \right]_{elev} + \left[\frac{\Delta P}{\Delta L} \right]_{fric} \tag{3.13}$$

Basados en la ecuación 3.13, Beggs y Brill desarrollaron una ecuación para caída de presión cuando gas o líquido, o ambos, fluyen en una tubería es

$$-\frac{dp}{dZ} = \frac{\frac{g}{g_c} \sin\theta [\rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L)] + \frac{f_p G_m v_m}{2g_c d}}{1 - \frac{[\rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L)] v_m v_{sg}}{g_c P}} \tag{3.14}$$

La ecuación 3.14 se reduce para fase líquida o gas si H_L tiende a 1 o si tiende a 0, respectivamente. También si el ángulo de la tubería θ llega a 0, +90, o -90, la ecuación aplica para flujo horizontal o vertical.

3.2.2 Período de los Modelos.

Las correlaciones anteriores para la caída de presión junto con la introducción de la PC mejoraron dramáticamente las herramientas del ingeniero. Nuevas Técnicas de integración numérica mejora el cálculo de la caída de presión. Además, permitió a la mayoría de las compañías el desarrollo de su propio programa para caída de presión o fracción del flujo tanto en pozos como en tuberías. Desgraciadamente se empezaron a reconocer algunos problemas como: los patrones empíricos eran inadecuados y el modelo de mezcla homogéneo fue sobre simplificado. Los investigadores reconocieron que el entendimiento del flujo a dos fases requiere de una aproximación combinada, de la parte experimental y teórica. El uso de nuevos instrumentos de medición y la adquisición de

una base de datos de alta calidad permitió mejorar el entendimiento en flujo a dos fases, la aplicación de modelos involucra escribir por separado ecuaciones que describen la conservación de la masa, momentum y energía para cada fase. El resultado son seis ecuaciones que deben resolverse que deben resolverse con técnicas de simulación numérica. Por lo que resultaron convenientes la aplicación de simplificaciones, tal como el empleo de una sola ecuación de energía, el empleo de correlaciones empíricas, fueron transformando en modelos mecánico.

El modelo mecánico fue introducido recientemente para aproximaciones donde el modelado es suficientemente simple y puede resolverse sin un gran esfuerzo numérico. Debido a que muchos procesos que implican flujo a dos fases son muy complejos, es necesario simplificar tomando en cuenta los efectos más importantes y despreciando los menos importantes. El modelo mecánico esta basado en numerosas simplificaciones que se verifican experimentalmente. Pero a diferencia de las correlaciones que se encuentran limitadas a un rango de aplicación, los resultados de modelos mecánicos pueden extrapolarse con razonable aproximación a regiones mas allá de los datos experimentales.

Donde la aplicación de modelos mecánicos resulta en la predicción de patrones de flujo para todos los ángulos de inclinación.

Patrón de Flujo.

Los modelos desarrollados para la predicción del patrón de flujo se enfocan en la transición de estos. Los mecanismos para la transición basan en conceptos físicos y son completamente predictivos.

Dentro de los mapas de patrones de flujo basado en modelos mecánicos se encuentra el presentado por Taitel y Duckler (1976) para flujo horizontal y ligeramente inclinado. Este modelo teórico es desarrollado relacionando las siguientes variables como son: los flujos másicos del líquido y el gas, las propiedades del fluido, el diámetro de la tubería y el ángulo de inclinación de la tubería. Este modelo considera cinco patrones de flujo que son: Estratificado liso, estratificado ondulado, intermitente (slug y plug), anular con líquido disperso, y burbuja disperso. En este modelo no hace distinción entre el flujo slug y plug.

El proceso de análisis del patrón de flujo establece la existencia del flujo estratificado como punto de partida, y así establecer la transición a otros patrones de flujo.

La carta generalizada para flujo horizontal es presentada en la Fig. 3.2.11.

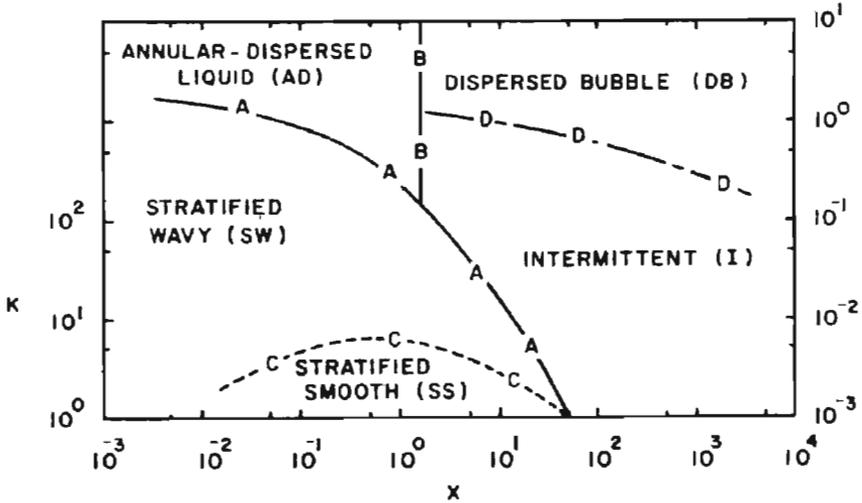


Fig. 3.2.11 Carta Generalizada para flujo horizontal.[Alche Journal Vol. 22, No.1]

En donde:

Curva	A & B	C	D
Coordenada	F vs. V	K vs. X	T vs. X
	$X = \left[\frac{(dP/dX)_L^S}{(dP/dX)_G^S} \right]^{1/2}$	$F = \sqrt{\frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)}} \frac{U_G^S}{\sqrt{D \cdot g \cdot \cos \alpha}}$	$K = \left[\frac{\rho_G (U_G^S)^2 U_L^S}{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot v_L \cdot \cos \alpha} \right]^{1/2}$
	$T = \left[\frac{ (dP/dX)_L^S }{(\rho_L - \rho_G) g \cdot \cos \alpha} \right]^{1/2}$		

El efecto de la inclinación aparece en la transición aparece en las Fig. 3.2.12 y 3.2.13. Donde una ligera inclinación hacia abajo causa que el líquido se mueva más rápido. Ahora bien, una ligera inclinación hacia arriba provoca que el flujo estratificado cambie a flujo intermitente.

Taitel, Barnea y Duckler (1980) presentan un modelo para tuberías verticales con flujo ascendente. El modelo desarrollado reconoce cuatro patrones de flujo que son: burbuja, slug, churn y anular. La Fig. 3.2.13 muestra la predicción de transición que toma lugar en tuberías de 1 y 2 in.

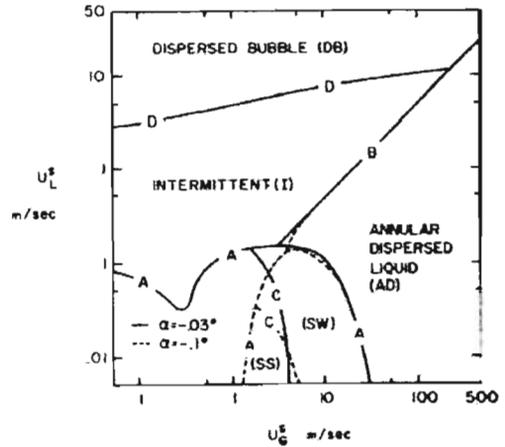
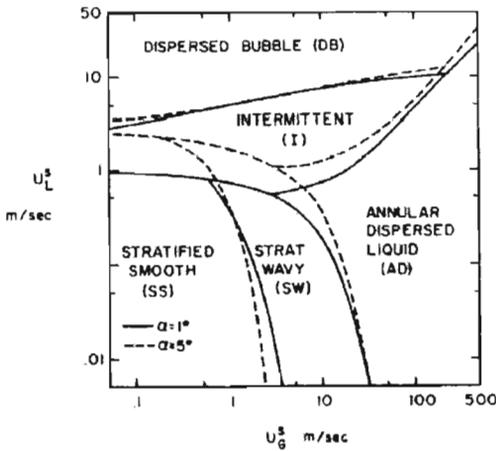


Fig. 3.2.12 Efecto de la Inclinación en flujo descendente en las fronteras de transición. (Aiche Journal Vol. 22, No 1)

Fig. 3.2.13 Efecto de la Inclinación en flujo ascendente en las fronteras de transición. (Aiche Journal Vol. 22, No 1)

Barnea, Shoham y Taitel (1981) presentan un modelo para flujo vertical descendente. En este modelo reconocen tres patrones de flujo que son: anular, slug y burbuja. El mapa del modelo se presenta en la Fig. 3.2.14.

Barnea (1987) presenta un modelo unificado el cual predice la transición de los diversos patrones de flujo; incorporando el efecto de las velocidades de los flujos, las propiedades de los fluidos, el tamaño del tubo y el ángulo de inclinación de tubería, lo cual lo hace valido para determinar varios patrones de flujo y todo ángulo de inclinación de tuberías. La Fig. 3.2.15 presenta el mapa generalizado y las ecuaciones.

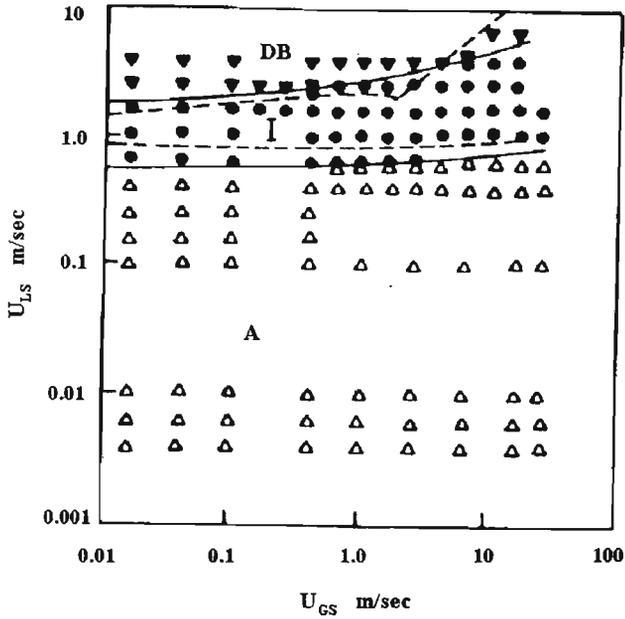


Fig. 3.2.14 Mapa de Patrones de Flujo con Flujo Vertical Descendente (Chemical Engineering Science Vol. 37, No 5).

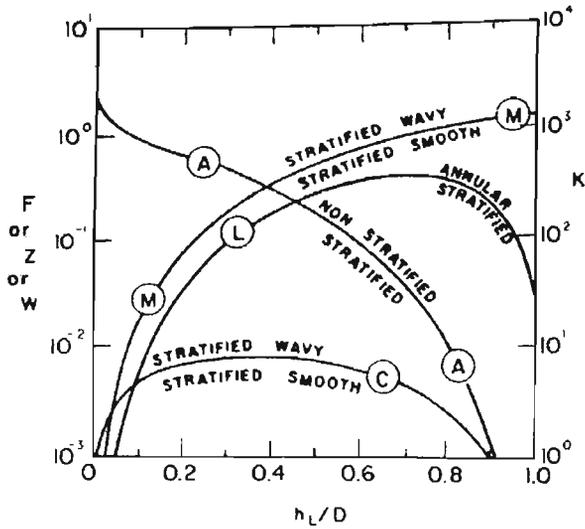


Fig. 3.2.15 Fronteras de transición Generalizada. (Int. J. Multiphase Flow Vol. 13, No 1)

En donde:

Curva
Coordenada

$$F = \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \frac{U_{GS}}{\sqrt{D \cdot g \cdot \cos \beta}}}$$

Curva
Coordenada

$$K = \frac{U_{LS}}{\sqrt{g \cdot D}}$$

$$K = \frac{\rho_G \cdot U_{GS}^2 \cdot U_{LS}}{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot v_L \cdot \cos \beta}$$

$$Z = \frac{(dp/dx)_{LS}}{\rho_L \cdot g \cdot \cos \beta}$$

Modelos para el Cálculo de Caída de Presión.

El problema de flujo a dos fases se complica por la presencia de un fenómeno llamado slip o deslizamiento entre fases. Es evidente que el Holdup líquido no se puede determinar a partir de los gastos de entrada, por lo que para determinación se utilizan correlaciones especiales que son el resultado de las mediciones experimentales.

Modelo Homogéneo.

Es también posible considerar el fenómeno mediante el concepto de flujo homogéneo, que supone que el gas y el líquido se pueden considerar como un material homogéneo, y que no existe una diferencia entre las velocidades de una fase y otra.

En el modelo homogéneo, se parte del postulado esencial de que la velocidad de la fase líquida es continuamente igual a la velocidad promedio de la fase gaseosa.

El modelo homogéneo tuvo aportaciones de diversos investigadores como Dukler, quien propuso una ecuación para calcular la densidad promedio ρ_M , también define una viscosidad media de la mezcla

Para el estudio de la caída de presión Dukler obtiene cuatro casos, siendo dos los más empleados:

Caso I (no-slip). No hay deslizamiento relativo entre las fases y se considera al flujo como homogéneo.

Y la caída de presión debida a la fricción es:

$$\Delta P_f = \frac{2 f_{NS} G_M^2}{(g_c \rho_{NS} D)} \quad (3.15)$$

Caso II. En este caso hay deslizamiento constante, pero la razón de la velocidad de las fases a la velocidad promedio es constante a través de la sección. Dukler, a través de experimentos, encontró una relación entre el factor de fricción supuesto f_o y el obtenido f_{2f} , los cuales están relacionados mediante la siguiente ecuación:

$$f_{2f} = f_o F(Y_1) \quad (3.16)$$

De aquí, se puede calcular la caída de presión debida a la fricción en el flujo a dos fases:

$$\Delta P_f = \frac{2 G_M^2 f_o \beta F(Y_1) L}{g_c D \rho_{NS}} \quad (3.17)$$

El problema principal con la correlación de Dukler es el cálculo de Holdup.

Además de la caída de presión por fricción, es importante considerar las pérdidas por aceleración debidas a la expansión de la fase gaseosa de la mezcla, conforme esta avanza por la tubería horizontal:

En este caso a partir de la ecuación de Bernoulli, para una tubería horizontal, los efectos del cambio de velocidad sobre la presión serían:

$$\frac{\Delta V^2}{2 g_c} = \frac{\Delta P}{\rho} \quad (3.18)$$

Por lo que:

$$\Delta P = \frac{\Delta V^2 \rho}{2 g_c} \quad (3.19)$$

Si se despeja ΔP y se desarrolla la ecuación, poniendo la velocidad en términos del gasto de la mezcla (W_M) y aplicando el término de densidad promedio y combinándola se obtiene la ecuación:

$$\Delta P_{ac} = \frac{16W_M W_g}{\pi^2 g_c D^4} \left[\frac{1}{\rho_{g1}} - \frac{1}{\rho_{g2}} \right] \tag{3.20}$$

Finalmente si la ecuación 3.20 se divide por la pérdida total de presión a dos fases $(\Delta P)_{2f}$ y si se usa la ley de los gases ideales se obtiene la ecuación dada por Dukler:

$$\frac{\Delta P_{ac}}{\Delta P_{2f}} = \frac{16W_M W_g}{\pi^2 g_c D^4} \left[\frac{P_{av}}{P_1 P_2 \rho_{av}} \right] \tag{3.21}$$

en donde P_{av} y ρ_{av} son los promedio aritméticos de la presión y la densidad del gas.

Si encontramos que la caída total de presión es igual a la suma de los efectos de fricción y aceleración tendremos que:

$$\Delta P_{2f} = f_H \frac{32W_M^2 L}{\pi^2 g_c \rho_M D^5} + \frac{16W_M W_g}{\pi^2 g_c D^4} \left[\frac{P_{av}}{P_1 P_2 \rho_{av}} \right] \Delta P_{2f} \tag{3.22}$$

a partir de lo cual, es posible, deducir una ecuación de caída total que incluya ambos efectos, el resultado final es:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{2f} = \frac{1}{1 - \frac{G_M G_g P_{av}}{g_c P_1 P_2 \rho_g}} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_f \tag{3.23}$$

En problemas del orden práctico, el término de la aceleración suele tener poca importancia. Sin embargo, cuando se manejan flujos a presiones bajas o gastos de consideración, la caída de presión por aceleración tendrá un efecto sustancial sobre la caída de presión total.

La correlación de Dukler ha sido mejorada con las aportaciones de Hughmark utilizadas para calcular del holdup.

3.3.0 Líneas Asociadas a Rehervidores

De las operaciones de vaporización dentro de la industria de procesos, una de las más comunes, es la que provee el vapor de reflujo a una columna de destilación. Este vapor es proveído por un rehervidor el cual vaporiza el líquido que llega al fondo de la columna, de una manera total o parcial. Donde, el medio de calentamiento puede ser vapor o un fluido caliente proveniente del proceso.

3.3.1 Tipos de Rehervidores

Los tipos de rehervidores más comunes están basados en intercambiadores de tubos y coraza. El rehervidor ofrece la posibilidad de que el fluido a ser vaporizado, pueda hacerlo dentro o fuera de los tubos, y que pueda ser separado en una corriente líquida y vapor, ya sea en el mismo rehervidor o en la columna de destilación. Los tipos de rehervidores comúnmente empleados son:

1. Rehervidor tipo Kettle.

El fluido de proceso es vaporizado en lado de la coraza del intercambiador, donde se lleva a cabo la separación del vapor y el líquido. Por lo que se hace necesaria una coraza mucho mas grande. Que además proporcione el espacio para la retirada de las gotas del líquido lanzadas hacia arriba por efecto de la ebullición. Comúnmente, el banco de tubos ocupa solamente la mitad inferior de la sección transversal de la coraza.

Los rehervidores del tipo Kettle son una buena opción en refinería e industrias químicas por su fiabilidad y flexibilidad de funcionamiento. Los rehervidores Kettle mas empleados de acuerdo a la Norma TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*) son: Tipo AKT empleados donde existe un alto nivel de ensuciamiento del medio de calor como aceite pesado o mezcla de corrientes de proceso. Los construidos con cabeza flotante dan fácil acceso para la limpieza de los tubos. El Tipo BKU se adopta cuando se usa el vapor como el medio de calor para equipo de bajo costo y salida mínima de vapor. El diseño de cambiador de tubos Fijos, como el tipo BKM o NKN son seleccionado para el servicio limpio de vaporización en el lado de la coraza. Ver Fig. 3.3.1.

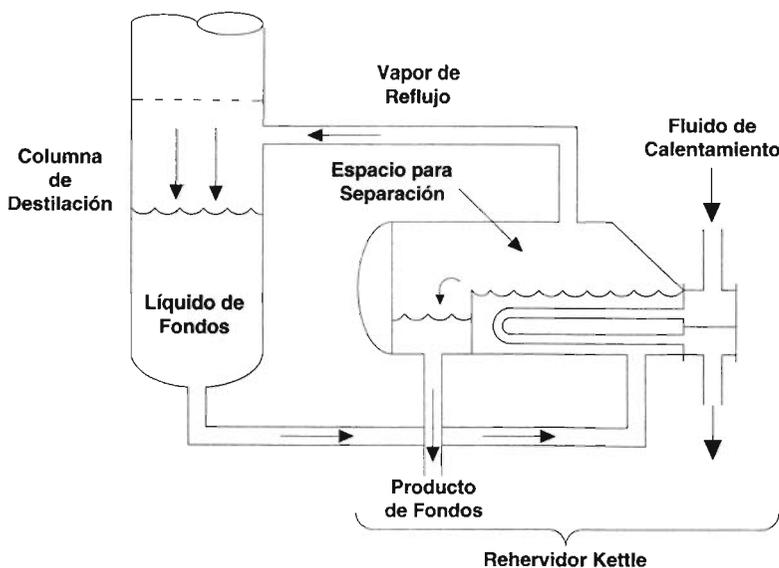


Fig. 3.3.1 Rehevedor Kettle.

2. Rehevedor tipo Termosifón

El Rehevedor tipo termosifón, es un equipo que aprovecha la presión diferencial basada en la cabeza de entrada y salida de la columna para hacer que circule el fluido a través del Rehevedor. Existen dos tipos de rehevedores Termosifón que son:

Rehevedor Tipo Termosifón Horizontal.

En el rehevedor tipo termosifón horizontal, el fluido de proceso vaporiza en el lado de la coraza. Sin embargo, el rehevedor regresa una mezcla de líquido y vapor al interior de la columna donde se separa.

Las corazas TEMA tipo "J," "G" o "H" son comunes para rehevedores tipo termosifón horizontal. Cuando el servicio tiene un rango vaporización grande o el precalentamiento del líquido excede 20% del total, se selecciona la coraza tipo "J". La coraza tipo "G" o "H" no se emplean para los rangos de ebullición por encima de 40 °F. La diseño de la coraza tipo "J" requiere una mayor caída de presión de 1-2 psi, que las corazas "G" y "H", que sólo requieren de 0.5-1 psi. Para caídas de presión sumamente

bajas y rangos de ebullición pequeños, a veces se emplea la coraza "X". Cuando la cabeza líquida es demasiado grande debido a la diferencia de elevación entre la torre y el rehervidor horizontal, una restricción de flujo (válvula del control u orificio de la restricción) se instalará en la línea líquida para reducir la cabeza. Ver Fig. 3.3.2.

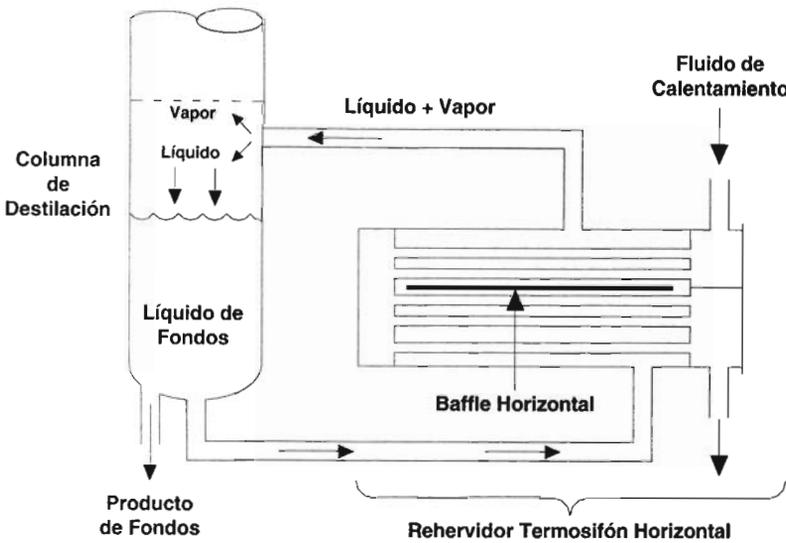


Fig. 3.3.2 Rehervidor Termosifón Horizontal.

Rehervidor Tipo Termosifón Vertical

En este equipo, el fluido de proceso es vaporizado en el lado de los tubos del rehervidor y el tiempo de residencia es muy corto. Esto hace que este tipo de rehervidor sea particularmente conveniente para líquidos sucios y para calor sensible. La desventaja es la dificultad para diseñarlo y problemas estabilización. Otra desventaja es que la columna de destilación tiene que ser levantada para acomodar el rehervidor en la base; sin embargo, comparado con el horizontal requiere un área de instalación menor. Ver Fig. 3.3.3.

La transferencia de calor en este tipo de rehervidor consiste de dos zonas: la zona de transferencia de calor sensible seguida por la ebullición nucleada con convección. La

zona de flujo a dos fases con ebullición nucleada desarrolla el patrón de flujo slug-anular. El porcentaje de vaporización en este tipo de rehervidor es del 5% al 25%.

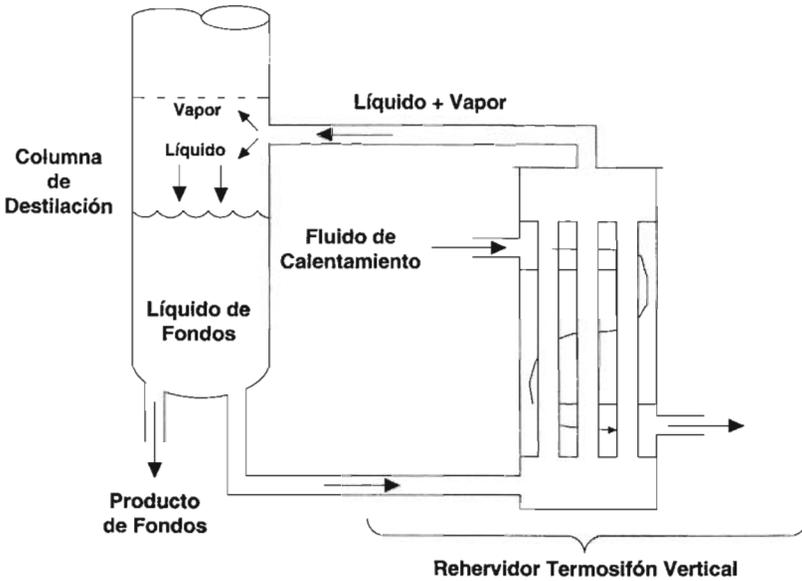


Fig. 3.3.3 Rehervidor Termosifón Vertical.

3.3.2 Parámetros hidráulicos de las líneas asociadas a rehervidores.

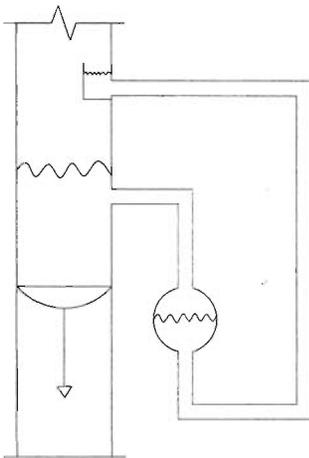
Ahora que estamos familiarizados con los tipos de rehervidores empleados en la destilación. Se procede a presentar ciertas características de las líneas asociadas a los rehervidores. El tipo de rehervidor, el tamaño, los detalles y el arreglo de las boquillas, la dirección de flujo a través de la coraza y los tubos, generalmente se realiza sin considerar la hidráulica del sistema.

Hidráulica del Sistema

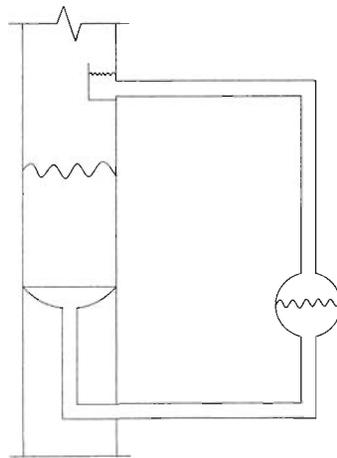
El diseño hidráulico depende del estado del fluido en las líneas y del arreglo físico de la instalación. Los parámetros hidráulicos característicos son los siguientes:

1. Líneas que componen el circuito del rehervidor son:

- Línea descendente o de alimentación al rehervidor. Es la línea que conecta la columna con el rehervidor. Esta línea presenta dos posibles arreglos en sus boquillas: el primero de ellos la localiza en uno de los platos, en la coraza de la columna. El otro posible arreglo localiza esta boquilla en el fondo de la columna. Tal y como se muestra en la Fig. 3.3.4 A/B.
- Línea ascendente o de salida del rehervidor. Es la línea que alimenta la mezcla de reflujo del rehervidor a la columna, su boquilla de alimentación se encuentra localizada en la coraza entre en el primer plato y el fondo de la columna.



A. Entrada por Coraza



B. Entrada por Fondo

Fig. 3.3.4 A/B Arreglo de las Boquillas en el circuito de rehervidor.

2. Tipo de circulación.

Los rehervidores pueden operar en arreglo en circulación natural o forzada, en la línea descendente; independientemente de tipo de rehervidor empleado. (ver Fig.3.3.5 y 3.3.6)

- En Circulación natural, el flujo que desciende de la columna al rehervidor a través de la línea descendente, por la diferencia de presión diferencial basada en la cabeza de salida de la columna y entrada del rehervidor.

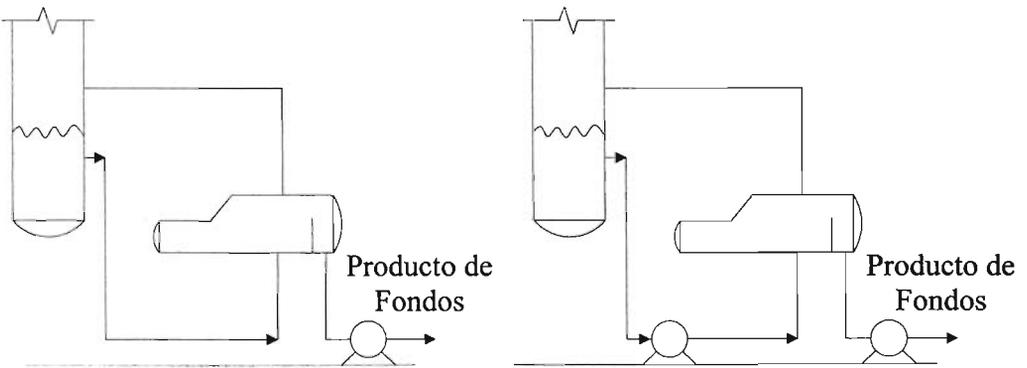
**ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA**

- En Circulación Forzada, el flujo que desciende de la columna a través de la línea descendente, se bombea al rehervidor. Cabe mencionar que este arreglo, requiere de equipo adicional, y no es un arreglo común en rehervidores.

3. Patrón de flujo.

El patrón de flujo presentado depende de la línea y de los requerimientos de proceso, por lo que:

- La línea descendente, no presenta gran dificultad, debido a que circula a través de ella una mezcla saturada de líquidos pesados, producto de la destilación. Donde su circulación es natural o forzada.
- La Línea ascendente, no presenta dificultad cuando se tiene un rehervidor tipo Kettle, debido a que alimenta una mezcla vapor a la columna. La dificultad se presenta cuando por requerimientos de proceso se instala un rehervidor termosifón vertical u horizontal. El empleo de este tipo de rehervidor presenta en la línea ascendente flujo a dos fases.



A. Circulación Natural

B. Circulación Forzada

Fig. 3.3.5A/B Arreglo de acuerdo al tipo de recirculación en el Rehervidor Kettle.

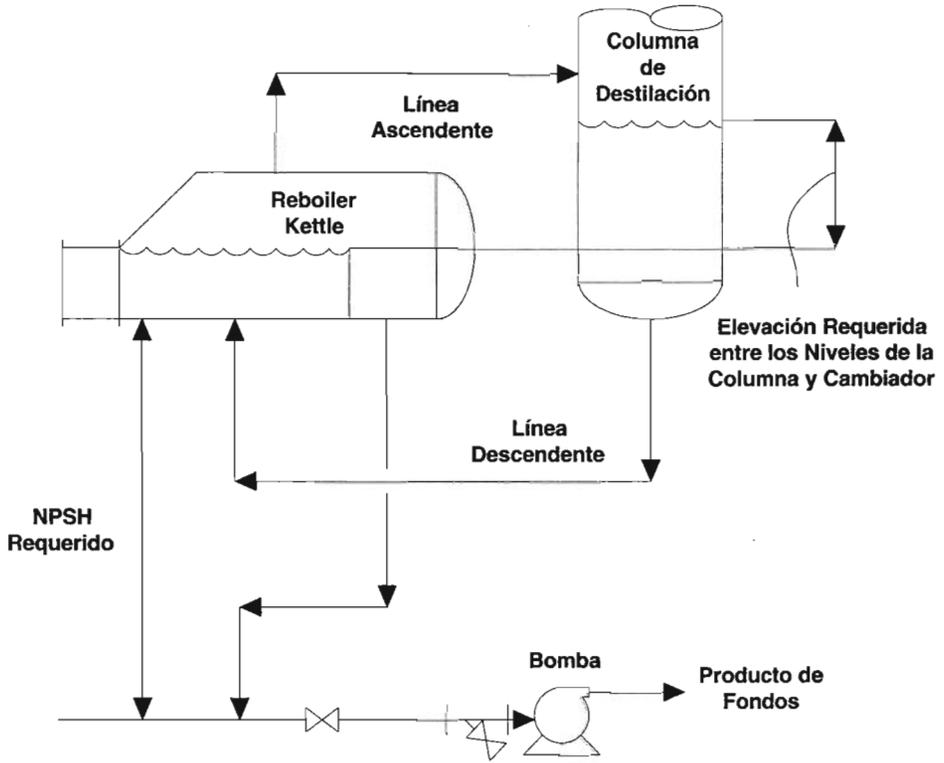


Fig. 3.3.6 Elevación de un Rehervidor Kettle.

3.4.0 Líneas de Domos y Condensadores.

Dentro de los equipos de transferencia de calor empleados en la destilación. Los intercambiadores del tipo tubos y coraza son los más empleados, para realizar la condensación total o parcial de los vapores provenientes de domos de la columna. Enviándolos al tanque acumulador, donde los incondensables se pondrán a disposición y una fracción del líquido se utilizará como reflujo a la torre y el resto será enviado a almacenamiento.

La tubería conectada a intercambiadores del tipo tubos y coraza es generalmente sencilla, cuando se realiza una condensación total del producto de domos. Pero esta afirmación pierde validez, cuando por requerimientos de proceso y/o efecto de una condensación parcial se presenta en la tubería flujo a dos fases.

La variedad de intercambiadores en tipo, capacidad y la aplicación es muy grande; por lo que nuestro análisis se limitará a los cambiadores del tipo tubos y coraza. Para realizar los posibles arreglos alternos de tuberías en cambiadores, se debe estar familiarizado con su construcción, el tipo, las funciones y capacidades. Para lograr el arreglo de tuberías más económico sin descuidar requisitos de operación, mantenimiento y seguridad de la planta.

Por lo que se hace necesario repasar los principios de diseño y construcción de los cambiadores de calor. Para conocer, como éstos afectan el diseño de tuberías.

3.4.1 Cambiadores de Tubo y Coraza.

Los intercambiadores de tubos y coraza, por su gran versatilidad, han ocupado siempre un lugar preponderante dentro de la industria. La posibilidad de disponer de un amplio rango de formas y tamaños de sus partes que lo integran, como son: Longitud de los tubos, diámetros y cabezales, entre otros, hacen posible el manejo adecuado de casi cualquier tipo de fluido, gastos, carga térmica y caída de presión que requiera el proceso.

Códigos de fabricación.

El diseño y fabricación de los cambiadores de calor del tipo tubos y coraza se rige por códigos y estándares internacionales. Cabe mencionar que el cliente puede fijar sus propias

especificaciones y estipularla en el contrato de compra-venta. Dentro de los códigos internacionales con mayor aceptación se encuentran:

1. Código ASME (American Society of Mechanical Engineer's).
Es aceptado por las industrias de refinación y petroquímicas. En su sección II establece la selección de Materiales; en la sección V establece las pruebas de fabricación; y la sección VIII establece las reglas de Construcción de Recipientes a Presión.
2. Estándares de TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association).
Estos estándares son aceptados internacionalmente y puede encontrar todo lo referente a nomenclaturas, tipos de diseño, tolerancias de fabricación, procedimientos de prueba, instalación, operación y mantenimiento, así como el procedimiento para el diseño mecánico.

Servicio de los cambiadores de tubos y coraza en la destilación.

De entre los intercambiadores de tubos y coraza, empleados dentro de la destilación estos se les puede clasificar por el tipo o por su función como se muestra en la tabla 3.4.1:

Tabla 3.4.1 Función de los intercambiadores empleados en la destilación.

Equipo	Función:
Condensador	Condensa un vapor o una mezcla de vapores, ya sea solos o en presencia de un gas no condensable
Condensador Parcial	Condensa vapores a una temperatura suficiente para precalentar una corriente fría de fluido de proceso. Esto ahorra calor y elimina la necesidad de un calentador por separado.
Condensador Final	Condensa los vapores a una temperatura final de almacenamiento de, aproximadamente, 37.8°C (100°F). Utiliza agua de enfriamiento, lo que quiere decir que el calor transferido se pierde.

Tipos de intercambiadores básicos.

Debido a que pueden realizarse muchas combinaciones de coraza, baffles, etc., posibles para los intercambiadores de calor. Solo se presentan las tres configuraciones más empleadas en cambiadores para la condensación, entre los que se encuentran:

1. Banco de tubos fijo. Los tubos se encuentran fijos, encerrados totalmente y se emplean solamente en servicios limpios. Además, no se hace ninguna disposición para la expansión térmica del tubo, se construyen estos cambiadores para el servicio a baja temperatura. Cuando existe una expansión térmica entre los tubos y la coraza, una junta de dilatación se construye en la coraza.
2. Tubos en forma de "U". En este tipo de intercambiador, el paquete de tubos puede expandirse libremente. El banco de tubos es desmontable de la coraza. El mantenimiento del cambiador se lleva acabo en el sitio, por lo que se debe proporcionar el espacio suficiente tanto en la parte delantera y trasera. De manera que permita el retiro de los tubos y todas sus partes móviles. Ver Fig. 3.4.1.

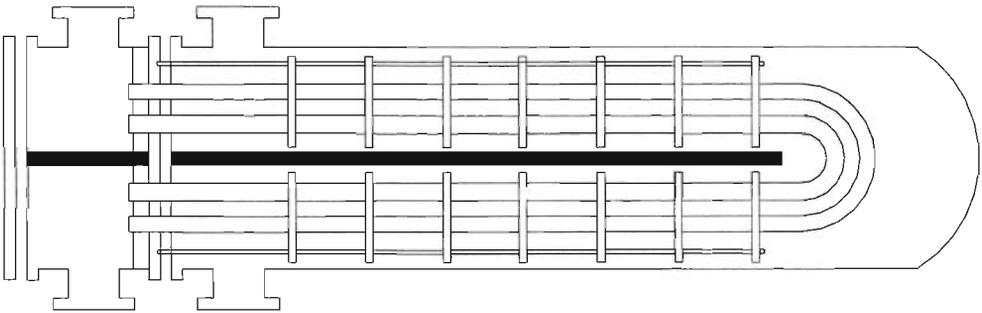


Fig. 3.4.1 Intercambiador de tubos en U.

3. Cabeza Flotante. Este cambiador es el más usado en las plantas químicas, y es más caro que el de tubos fijos o intercambiadores de tubo "U". En este cambiador, el banco de tubos puede moverse fácilmente del equipo, haciendo accesibles los tubos, cabezales, etc., que facilita la inspección, mantenimiento y reemplazo cuando sea necesario. Debido a que la limpieza de los tubos es sencilla, este tipo de cambiador puede emplearse para servicios sucios o incrustantes. Ver Fig. 4.4.2.

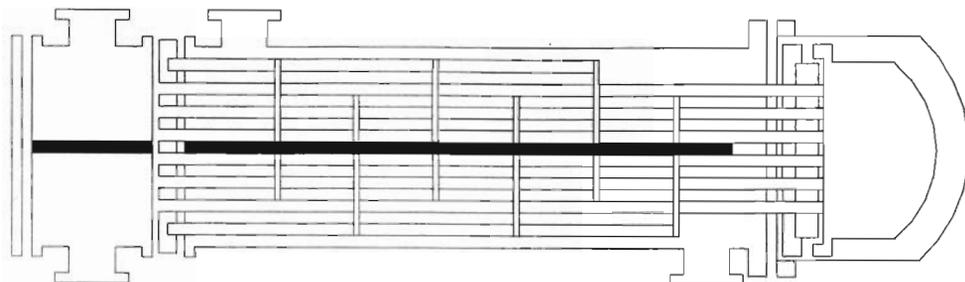


Fig. 3.4.2 Intercambiador de tubos en U.

3.4.2 Parámetros Hidráulicos de la Línea de Domos y Condensadores.

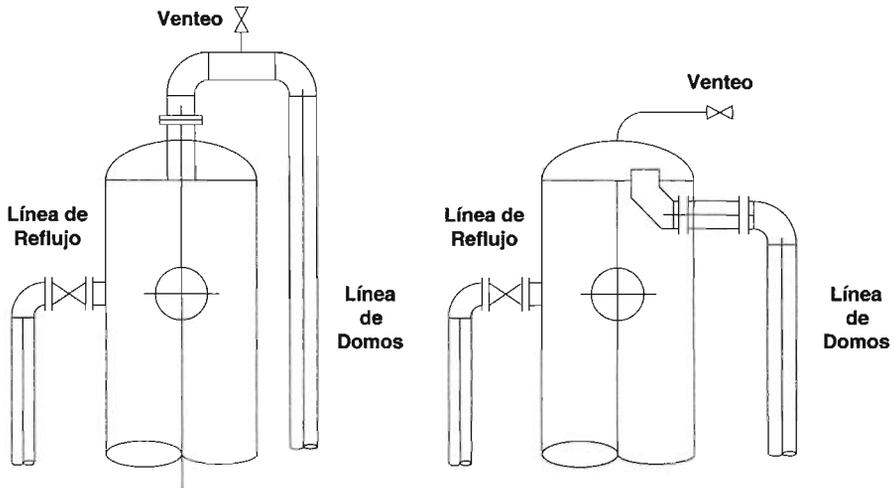
Los intercambiadores antes mencionados demuestran que se deben vigilar ciertos detalles al diseñar la tubería, como: El tipo del intercambiador, el tamaño, los detalles de la construcción, el arreglo de las boquillas, la dirección del flujo a través de la coraza y los tubos. Donde a menudo, el ingeniero de sistemas no influye, sino que se limita a solicitar los flujos y los arreglos alternos de las boquillas, para realizar el diseño de la tubería.

A continuación se enumeran algunas características de las líneas asociadas a condensadores:

1. Las líneas que componen el sistema de condensación dentro de la destilación son: la línea de domos y la línea de condensadores. La primera conecta la columna de destilación con el condensador y la segunda conecta el condensador con el tanque de reflujo o bien alimenta el reflujo a la columna.
2. Patrón de flujo. El patrón de flujo presentado depende de los requerimientos de proceso. Por lo que, la línea de domos puede transportar vapor sobrecalentado o saturado. Este fluido es enfriado en el intercambiador, donde una condensación total o parcial toma lugar. Haciendo que la línea del condensador se pueda presentar líquido saturado, líquido subenfriado o flujo a dos fases.
3. Arreglo de la línea de domos y condensadores. La localización de los internos de la columna, limita la localización física de: boquillas, instrumentos, tuberías y estructuras (escaleras y plataformas). Para el diseño de la línea, se debe prestar atención a estos detalles de la torre:

- ✓ Tipo arreglo para la línea de domos.

La boquilla de vapor en domos, puede ser localizada en la cima (Fig. 3.4.3a), o bien localizarse en el lado de la coraza(Fig. 3.4.3b), con un tubo doblado hacia el centro del domo (Cabeza). El diseñador de tuberías debe permitir mayor flexibilidad en localizar la línea de domos, y arreglar las conexiones de instrumentos y venteo, así como boquilla de inspección en domos.



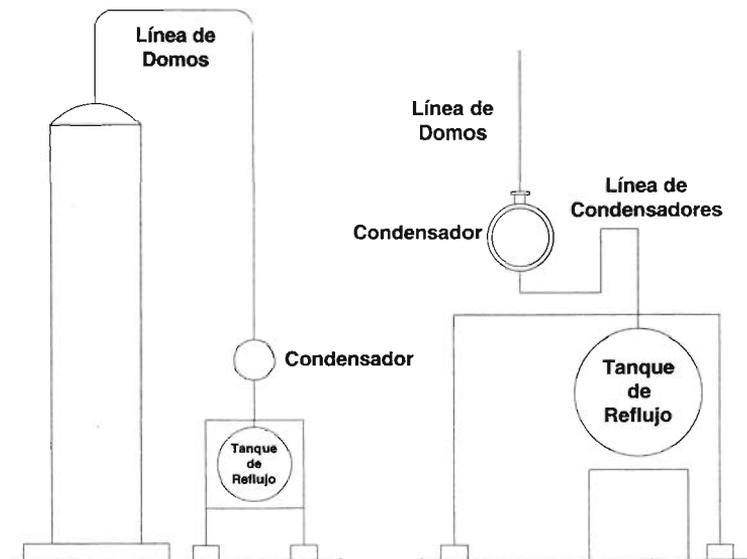
a. Salida de la Línea de Domos en la parte Superior de la Coraza

b. Salida de la Línea de Domos dentro de la Coraza

Fig. 3.4.3 Conexiones Típicas de la línea de Domos y Condensadores.
Tomado de Chemical Engineering Agosto 15, 1977,

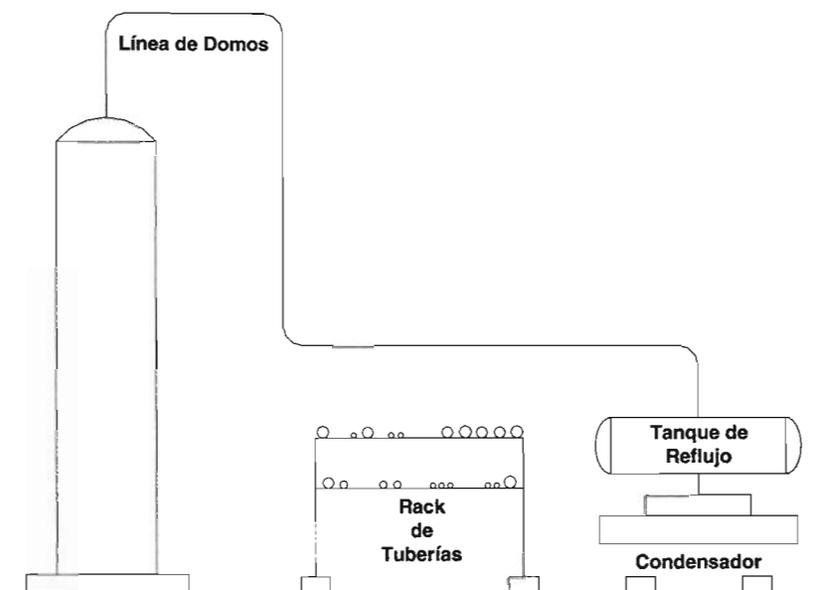
El diseño de la Fig. 3.4.3a presenta una conexión simple de la salida de vapor de domos, además provee el mejor acceso a través de la boquilla de inspección. El diseño de la Fig. 3.4.3b presenta una conexión interna de tubería que hace accesible la boquilla de salida de vapor y las conexiones del conducto de tuberías de venteo desde la plataforma de servicio. Este arreglo elimina la necesidad de una pequeña plataforma arriba de domos de la columna para su acceso.

- ✓ Tipos de arreglo de líneas de condensadores.
El tipo de arreglo en líneas de condensadores empleados dentro de la destilación se clasifica de acuerdo al tipo de reflujo a emplearse en: gravedad y bombeo. El condensador con reflujo a gravedad se encuentra localizado por encima de la columna, permite el uso de condensadores horizontales y verticales. El arreglo para condensadores horizontales y verticales con reflujo a gravedad, depende de donde se lleve a cabo la condensación en el cambiador (tubos o coraza) y el tipo de producto de la condensación, el cual puede ser líquido saturado o líquido subenfriado.
El arreglo con reflujo a bombeo es uno de los más empleados dentro de la destilación, en este arreglo el fluido circula dentro de la tubería como resultado del efecto termosifón en la condensación del reflujo a gravedad. Este arreglo, con reflujo a bombeo presenta dos típicos, que se caracterizan por la localización adjunta o remota de del condensador y el tanque de reflujo (ver Fig. 3.4.4 a, b y c).



a. Localización Adjunta del Condensador y el Tanque de Reflujo. b. Líquido Subenfriado con Salida de Flujo a Gravedad.

Fig. 3.4.4 A y B Arreglo con Reflujo a Bombeo.



c. Localización Remota del Condensador y el Tanque de Reflujo.

Fig. 3.4.4 C Arreglo con Reflujo a Bombeo.

3.5.0 Línea de Transferencia.

Dentro de la destilación, es necesario llevar a cabo como primer paso, un precalentamiento de la mezcla, este es llevado a cabo en un horno a fuego directo, antes de alimentar la columna. La línea que conecta el equipo de calentamiento con la columna normalmente se conoce como línea de transferencia o línea de transfer (ver figura 3.5.2). El diseño de esta línea, aparte de sujetarse a los criterios clásicos de flujo de fluidos, requiere de criterios especiales de diseño para asegurar un adecuado funcionamiento. Cabe enfatizar, que en el concepto de línea de transfer esta relacionado con destilación a vacío, en donde, cumple con la definición de línea crítica. Para destilación atmosférica, la aplicación de los criterios al diseño de esta línea encuentra una mayor flexibilidad.

Antes de enunciar las características de la línea de transfer, resulta conveniente realizar una descripción de los equipos de combustión o calentamiento directos.

3.5.1 Equipos de Combustión o Calentamiento a Fuego Directo.

Las industrias que utilizan energía intensamente dependen de equipo de calentamiento y/o combustión directo o indirecto para secar, calentar, calcinar, fundir y para procesos químicos en general.

Los equipos de combustión de fuego directo son aquellos en que la llama y/o los productos de combustión se utilizan para obtener un resultado deseado por contacto directo con otro material. Los ejemplos comunes de este tipo son los hornos giratorios, los hornos de hogar abierto y los evaporadores de combustión sumergida.

Servicio de los Hornos dentro de la Planta

Los servicios de los hornos dentro de la industria de procesos se puede dividir en 6 categorías que se describen en la tabla 3.5.1.

Clasificación de los calentadores de combustión.¹

La principal clasificación de calentadores por combustión se relaciona con la orientación del serpentín de calentamiento en la sección radiante, es decir, que tenga tubos horizontales y

¹ Para mayor información consultar revista [Chem. Eng., 100-101 (Jun. 19, 1978)]

verticales. En la tabla 3.5.2 se muestra los diferentes tipos de calentadores de acuerdo a la orientación de sus tubos. La configuración de los hornos se muestra en las Fig. 3.5.1 a y b.

Tabla 3.5.1 Servicio de los Hornos en Planta.

Servicio	Función
Recalentadores de Columna	La carga tomada de una columna de destilación es un líquido recirculante que es vaporizado parcialmente en el recalentador. La corriente de líquido y vapores mezclados, vuelven a la columna donde el vapor condensa y libera su calor de vaporización.
Precalentadores de alimentación para columnas fraccionadoras	La carga (líquido) se envía al calentador por combustión, seguido de un precalentamiento en el equipo que no se somete a calentamiento por combustión. Lugar donde realiza una específica vaporización.
Precalentadores de alimentación al reactor	En esta aplicación, los calentadores elevan la temperatura de la carga al nivel necesario para controlar una reacción química que tiene lugar en el reactor la naturaleza de la carga y la presión y temperatura de operación del calentador pueden variar considerablemente conforme al proceso.
Calor suministrado al medio de transferencia de calor	En muchas de las plantas el valor de suministra a los usuarios individuales a través de un medio de transferencia intermedio. Un calentador por combustión se emplea por lo general para elevar la temperatura del medio de recirculación, que suele ser aceite térmico. Los fluidos que pasan por el calentador en estos sistemas permanecen casi siempre en fase líquida a lo largo de todo el recorrido.
Calor suministrado a flujos viscosos	En este tipo de calentador se busca elevar la temperatura con la finalidad de disminuir la viscosidad de un fluido.
Reactores por combustión	En esta categoría se encuentran los calentadores en que ocurre una reacción química dentro de los serpentines. Este tipo de unidades con las tecnologías más complejas que hay calentadores de combustión directa.

Tabla 3.5.2 Clasificación de los Hornos de acuerdo a la orientación de los tubos.

Tipo de Tubos.	Tipo de Calentador.
Verticales	<ol style="list-style-type: none"> 1. Vertical-cilíndrica; toda radiante. 2. Vertical-cilíndrica; serpentín helicoidal. 3. Vertical-cilíndrica, con sección de convección de flujo cruzado. 4. Vertical-cilíndrica, con sección de convección integral. 5. Tubo vertical, hilera sencilla, combustión doble.
Horizontales	<ol style="list-style-type: none"> 1. Cabina. 2. Caja de dos celdas. 3. Cabina con puente de división. 4. Caja de combustión extrema. 5. Caja de combustión extrema, con acoplamiento lateral de la sección de convección. 6. Tubo-horizontal hilera simple, combustión doble.

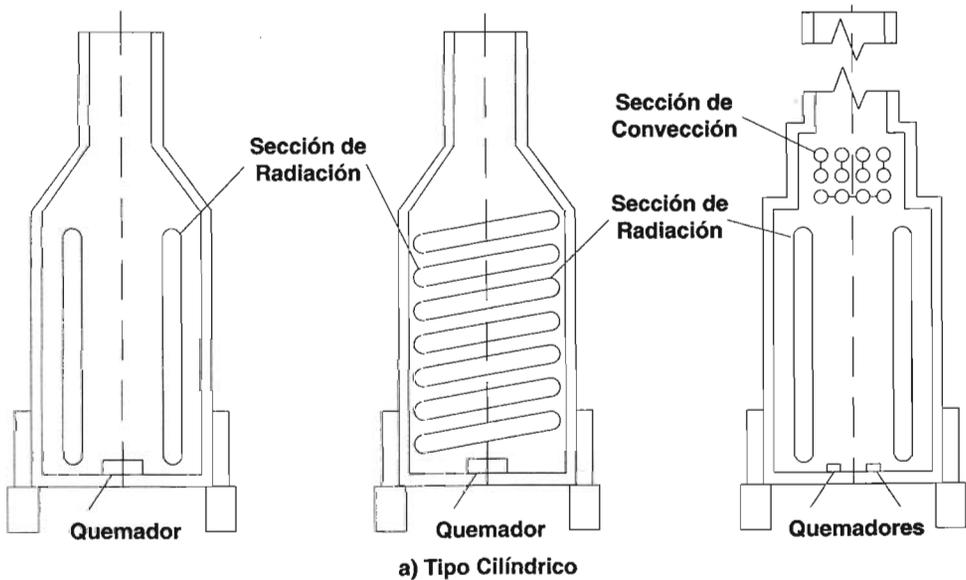


Fig. 3.5.1 a

Configuración de los hornos tipos cilíndrico.

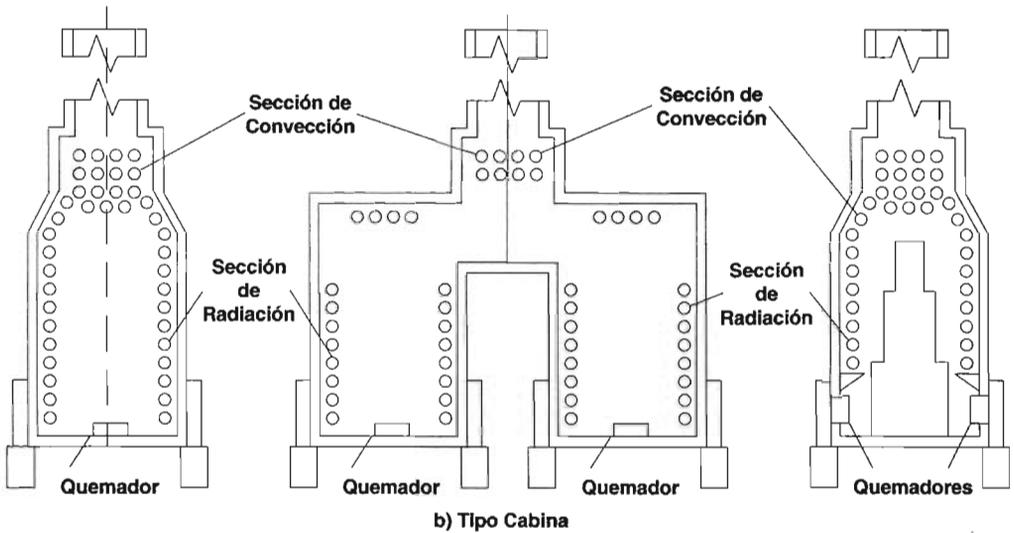


Fig. 3.5.1 b Configuración de los hornos tipos cilíndrico.

3.5.2 Factores Hidráulicos de la línea.

La línea de transfer se define como una tubería vertical y horizontal, que consta de secciones de diámetro variante para acomodar los cambios de fase, resultado de pérdidas de presión en el sistema. La anterior definición nos proporciona algunas de las características más relevantes de la línea transfer. Entre otras características podemos enunciar:

1. Dimensiones de tubería.

Cuando el sistema debe operar a presiones subatmosféricas, el volumen específico de los vapores presentes en la línea crece considerablemente y con ello los diámetros requeridos de la tubería, puesto que la caída de presión se encuentra en el orden de *mm de Hg*, diámetros de 36 a 84 *in*, antes de entrar a la columna.

Lo anterior implica el empleo de soportes especial para dicha línea. Además del efecto del peso de la línea en el arranque de la planta, debido a que se encontrará llena de la mezcla.

2. Altas velocidades.

En consecuencia de la operación al vacío y el aumento del volumen específico del gas, las velocidades que se presentan en estas líneas esta muy cercana a la del sonido en la mezcla y usualmente deben corresponder a un 90 % de dicho valor. Las velocidades en la tubería se encontraran en el orden de 441 *ft/seg* (134.2 *m/seg*) y temperaturas de 275 a 750 °F (135 a 398.89 °C), implicando un diseño estricto en materia de análisis de esfuerzos.

3. Materiales especiales.

Independientemente del tipo de destilación, con el objetivo de lograr la vaporización requerida de los productos que la integran, a temperaturas que no sobrepasen cierto limite arriba del cual se presente descomposición térmica (coquización) de los fluidos. Debido al empleo de temperaturas, se requiere del empleo de materiales especiales, como acero al cromo (Ni-Cr), lo que incrementa notablemente su costo.

El costo de la línea transfer llega a representar el 30 % del costo del horno de calentamiento, y un 23 % de la columna de destilación.

4. Trayectoria de la línea.

Debido a que la caída de presión permisible en sistemas a vacío es del orden de mm de Hg. Es necesaria que la trayectoria de esta línea, sea lo más directa posible; sin embargo debido a las temperaturas elevadas y a los grandes diámetros empleados, la trayectoria que sigue dicha línea es muy irregular para absorber los esfuerzos de tipo mecánico que se presenten. Ver Fig. 3.5.2.

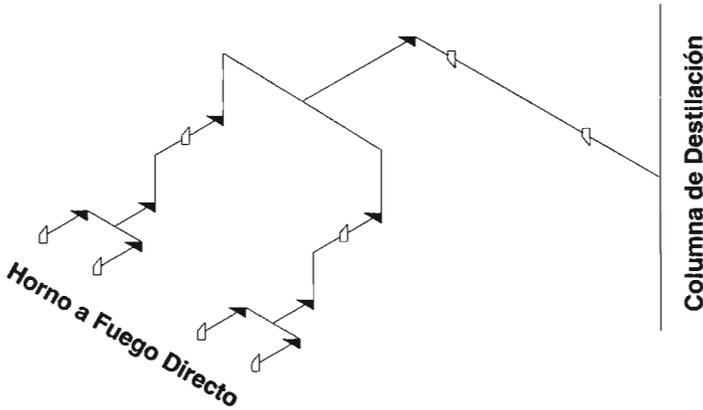


Fig. 3.5.2 Trayectoria típica de la línea de transfer. (No escala).

5. Peso irregular de la Tubería.

El calentador a fuego directo suministra a la mezcla la cantidad de calor necesaria para lograr la separación de los productos. Dentro de la línea de transfer, la vaporización se va incrementando conforme la mezcla se va acercando a la torre de destilación. Por ejemplo en un sistema a vacío, la salida del horno puede tener las siguientes condiciones típicas:

Condición	
Presión:	186 mm de Hg.
Temperatura:	756 °F.
Vaporización:	20 % peso.

Y al final de la línea de transfer (boquilla de la columna):

Condición	
Presión:	33 mm de Hg.
Temperatura:	725 °F.
Vaporización:	46 % peso.

Basándose en los datos antes mencionados, se deduce que el peso de la tubería, en operación, será irregular y deberá tomarse en cuenta para el diseño de los soportes. Además de prever la operación de arranque de la planta, situación en la cual la tubería se encontrara totalmente llena de líquido.

6. Flujo a 2 fases.

Dado que va a presentar una vaporización variable en la línea de transfer, se presentara un flujo a 2 fases. Donde deben vigilarse los patrones de flujo presentes, ya que velocidades bajas presentan el flujo slug o plug que ocasionan problemas de vibración y fatiga mecánica. Por el contrario velocidades elevadas a la salida de la línea ocasionan flujos del tipo disperso o niebla, que presenta problemas de arrastre en la columna.

7. Tiempo de Residencia.

Se denomina así, al tiempo que transcurre entre la entrada y la salida de una corriente, este debe ser suficiente para evitar la descomposición de la mezcla o la formación de incrustaciones debido a la operación a altas temperaturas. El tiempo de residencia es igual a la longitud de la línea entre la velocidad promedio desarrollada por la mezcla.

8. Flujo Critico.

Dentro de un sistema a vacío se debe verificar que no exceda el flujo crítico correspondiente.

Cuando en una sección de tubería, las condiciones son tales que el incremento en el volumen específico que se tendría para un pequeño decremento en la presión es tan grande, que la presión y la entalpia no pueden disminuir mas.

El flujo crítico es análogo al flujo sónico presente en flujo de gases. En otras palabras, el flujo crítico ocurre en un punto del sistema en donde la energía disponible para mover el fluido a lo largo de la tubería es consumida totalmente para la aceleración del fluido y en consecuencia no existe energía disponible para su disipación en forma de fricción. Se requiere más energía para realizar la expansión del gas, que la que se produce por disminución de presión de este. Al llegar al flujo crítico, es virtualmente imposible aumentar el flujo y lo anterior constituye una barrera o límite físico que es necesario vigilar.

El flujo crítico puede presentarse a la salida de la línea de transfer, en donde la presión es mínima, pero puede inclusive ocurrir en los cambios de dirección de la línea de transfer y en los tubos de descarga del calentador.

Como puede apreciarse, tomando en cuenta los aspectos antes presentados, es necesario vigilar y tomar en cuenta para el adecuado diseño de la línea de transferencia, criterios adecuados que permitan anticiparse a los problemas.

Si la línea de transfer se diseña con diámetros insuficientes, la contrapresión a la salida del horno se elevará en consecuencia, lo que originará "cracking" de las fracciones pesadas al requerir una mayor temperatura para su vaporización. Por lo que la eficiencia y la caída de presión del horno se ven en consecuencia afectados. Por el otro lado, la contrapresión a la salida del horno se disminuirá apreciablemente, con el peligro de lograr "flujo crítico en dicho punto. Una vez alcanzada, es prácticamente imposible aumentar la capacidad del horno, de la torre y en consecuencia de la planta.

Capítulo 4

Establecimiento de los Factores de Diseño.

En el capítulo 2 se presentaron las características de las cinco líneas, consideradas como críticas dentro de la destilación. Además, se realizó la definición de la línea crítica como una línea crítica se puede definir como aquella cuyo diseño requiere un estricto apego a criterios: hidráulicos, termo-hidráulicos, de ubicación, de localización; por mencionar algunos, para asegurar su estricto apego a las consideraciones de proceso y de cálculo.

En este capítulo, se presenta de una manera más amplia y detallada los factores y criterios de diseño, los cuales no pueden ser ignorados en el diseño de estas líneas críticas.

4.1.0 Factores de Diseño y Criterios de Diseño.

Debe entenderse como Factor de Diseño, como un parámetro o variable susceptible a medición. De los cuales podemos mencionar la caída de presión y la velocidad del fluido.

Los criterios de diseño son valores a los cuales los factores de diseño deberán ajustarse. Para realizar un diseño económicamente aceptable, de operación segura y libre de problemas. Cabe mencionar que la aplicación de estos criterios no es garantía que se obtenga el diseño óptimo. La aplicación de los criterios que a continuación se presentan tienen por objetivo ayudar en la toma de decisiones y como punto de partida en el diseño (cálculos).

4.1.0 Línea de Succión de Bombas Centrífugas.

Como se estableció en la sección 3.1.1, las líneas de succión de bombas trabajan con carga (+) y (-). Cabe señalar que, las líneas de succión con carga positiva son las más comunes. Las líneas de succión con carga (-) son las menos empleadas dentro de la destilación, por que no permiten el manejo de líquidos volátiles y saturados, debido a que provoca problemas de cavitación, ya que la presión en cualquier punto de la línea se encontraría por debajo de la presión de vapor, por lo que se encuentra limitada a líquidos subenfriados. Por lo que, esta sección se limita al estudio de líneas de succión con carga (+), de la cual se presentan los parámetros y criterios para su adecuado diseño.

4.2.1 Factores de Diseño.

Dentro de los factores hidráulicos que deben tomarse en cuenta para un adecuado diseño de la línea de succión de bombas, se encuentra fundamentalmente el $NPSH_A$, factor que limita el diseño, el cual depende de:

1. Tipo de líquido manejado.
2. La elevación de equipo, bomba y tubería.
3. Las trayectorias o arreglo de la línea de succión.
4. El espaciamiento entre equipos.
5. Accesorios permitidos.
6. Configuración de la línea de succión.
7. La cantidad de gases disueltos presente.
8. Caída de presión.

Tipo de líquido manejado en la línea.

El tipo manejado repercute en el diámetro de la línea y la caída de presión.. Dentro de la destilación, solo se presentan 3 de los 4 mencionados en la sección 3.1.3, los cuales son. Viscoso, Saturados y volátiles, con gas disuelto. A los cuales se debe anexar el líquido subenfriado.

Conocer que tipo de líquido es manejado sirve como punto de partida en la selección del criterio de dimensionamiento para determinar el diámetro de la línea. El dimensionamiento se realiza mediante dos criterios que son la velocidad del líquido (ft/seg o bien, m/seg) y la caída de presión

en 100 metros o pies de tubería. En la tabla 4.1.1 se presentan los criterios para tres de los líquidos antes mencionados [Ludwing, Ernest E (1984). *Design For Chemical And Petrochemical Plants, Volumen I.*(2da ed). U.S:A: Gulf Publishing C.C]. El dimensionamiento de para líquidos con gases disueltos se presenta mas adelante.

Tabla 4.1.1 Criterios de Velocidad y ΔP_{100} Recomendadas.

Tipo de líquido	Velocidad <i>Recomendada</i>	ΔP_{100} <i>Recomendada</i>
Líquido Saturado	0.5-3 <i>ft/seg</i>	0.3 <i>PSI</i>
Líquido Subenfriado	1-5 <i>ft/seg</i>	1 <i>PSI</i>
Líquido Viscoso (>10 cp)	2 <i>ft/seg</i>	

Elevación de equipo, bomba y tubería.

a) Elevación del equipo.

Las líneas de succión de bombas dentro de la destilación se encuentran asociadas a equipos como columnas, tanques e intercambiadores. Donde es evidente la carga (+). La elevación de los equipos antes descritos esta limitada por el $NPSH_A$.

Las elevaciones típicas de los equipos antes mencionados, respecto al nivel de piso se muestran en la tabla 4.1.2. [F. Rase. H. *Piping Design for Process Plants*, Ed. John Wiley and Son, 1963, U.S.A.]

Tabla 4.1.2 Elevación de Equipos de Succión y Bombas (*ft*).

Equipo	Elevación
Columnas	3 – 5 <i>ft</i> del faldón
Tanques	3 – 5 <i>ft</i> del faldón
Tanques de Almacenamiento	Al nivel de piso
Intercambiadores	2.5 – 4 <i>ft</i>

b) Elevación de la bomba.

El criterio para la elevación de la bomba del nivel de piso a la línea de centros de la bomba es de 12 in (≈ 30 cm). Esta elevación está sujeta a los requerimientos de $NPSH_A$. [Tomado de Rase, F. H. *Piping Design for Process Plants*, Ed. John Wiley and Son, 1963, U.S.A.]

c) Elevación Mínima para la Tubería.

La elevación de la tubería se refiere a la distancia vertical entre el nivel de piso y el fondo de la tubería. El criterio de diseño para la elevación de tubería es de 6 pulgadas mínimo, ver Fig. 4.1.1. [Tomado de Rase, F. H. *Piping Design for Process Plants*, Ed. John Wiley and Son, 1963, U.S.A.]

Espaciamiento entre equipos.

El espaciamiento de equipos industriales es un requisito para prevenir, controlar o minimizar las pérdidas por accidentes. Actualmente no existe norma nacional o internacional específica para la determinación del espaciamiento, la mayoría de los criterios corresponde a recomendaciones emitidas por compañías aseguradoras internacionales y por algunas firmas internacionales relacionadas con el diseño.

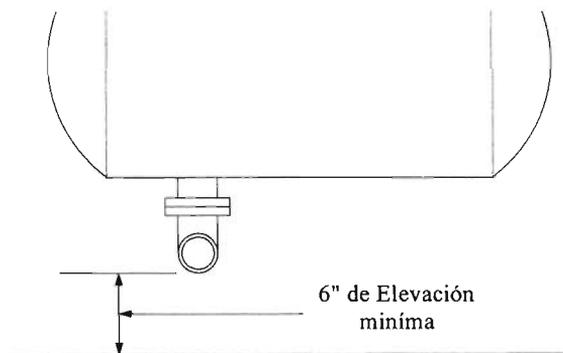


Fig. 4.1.1 Elevación Mínima de la Tubería.

Un criterio de espaciamiento entre el equipo de succión y la bomba que toma en cuenta el mantenimiento y la operación, indica que se debe colocar lo mas cerca posible. Pero se

encuentra satisfactoria una distancia de 3 ft (91.44 cm). Sin embargo esta recomendación no obedece factores del carácter preventivo que favorezcan la seguridad de las instalaciones. [Tomado.- F. Rase. H. *Piping Design for Process Plants*, Ed. John Wiley and Son, 1963, U.S.A.]

Dentro de las Normas que establecen la separación de equipos de proceso en México, se encuentra la Norma de Referencia de Petróleos Mexicanos NRF-010-PEMEX-2001. La cual establece el espaciamiento entre las bombas y los equipo a los que se encuentra relacionado. Basándose en el riesgo de fuga o explosión, la cual clasifica en tres categorías que son: Moderado, Intermedio y Alto. En la tabla 4.1.3 establece el espaciamiento para el riesgo intermedio y alto:

Tabla 4.1.3 Espaciamiento entre los Equipos de Succión y Bombas (m).

	Torres y Acumuladores	Cambiadores
Bombas de Producto de Riesgo Intermedio	3 m	3 m
Bombas de Producto de Riesgo Alto	5 m	15 m
La distancia entre bombas independiente del riesgo es de 1.5 m.		

Trayectoria de la línea de Succión.

Para establecer la trayectoria de la línea de succión se recurre a las trayectorias típicas, que muestran la disposición o trazo de la línea de succión de acuerdo a los requerimientos del proceso y a la ubicación, orientación de la boquilla de succión.

a) Requerimientos del proceso.

Muchos procesos operan de manera continua los 365 días al año, por lo que, no puede realizar un paro por mantenimiento en una bomba, Para evitar lo anterior, se instala una bomba de relevo, haciendo que la línea de succión deba sujetarse a la simetría en su trazo, para que de esta manera tengan el mismo comportamiento hidráulico en: caída de presión, diámetro, pérdidas por fricción, etc.

b) Ubicación y orientación de las boquillas. (Fig. 4.2 2). [Weaver, Rip (1975). *Process Piping Design*, (Volumen 1-2), USA: Gulf Publishing Company.]

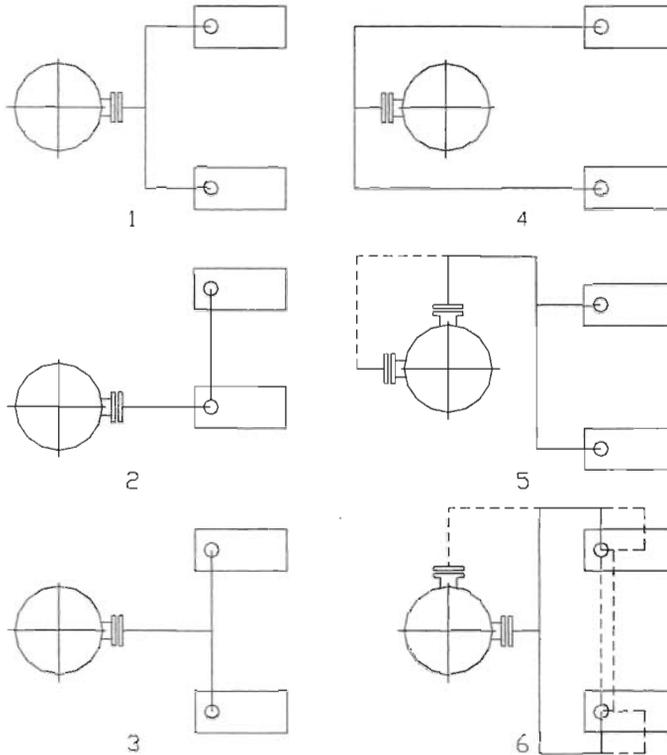


Fig. 4.1.2 Trayectorias Típicas para Boquillas Ubicadas en la Coraza.

Accesorios permitidos.

Los accesorios permitidos dentro de la línea de succión de bombas son:

- a) Boquillas y las entradas de succión.

La boquilla es un accesorio que se adapta al recipiente para conectarlo con las líneas de proceso, se une por medio de soldadura y generalmente se fabrican de secciones de tubería que puede ser: Roscada (si el diámetro es menor de 2 pulgadas) y Bridada (si el diámetro es mayor de 2 pulgadas).

Las boquillas que se instalan en un recipiente, se deben someter a un análisis de esfuerzos, para evitar el debilitamiento por el corte realizado. Para evitar este problema se coloca un anillo de refuerzo, que será unida con soldadura. Como se muestra en la Fig. 4.1.3.

Las boquillas se deben combinar con una de los 4 tipos de entrada, las cuales son: la entrada bien redondeada, entrada ligeramente redondeada, entrada de borde afilado y entrada de tubo proyectado hacia adentro (ver figura 4.2.4). El criterio de diseño recomienda que "se emplee una entrada bien redondeada, debido a que es la que produce las menores pérdidas por fricción", pero cabe mencionar que este criterio es ignorado en ocasiones. Ya que en su lugar se emplea la entrada ligeramente redondeada. En diseños especiales llega a emplearse la entrada de bordes afilados o bien, la entrada de tubo proyectado.

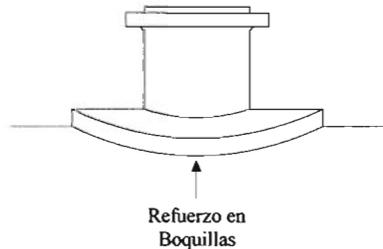


Fig. 4.1.3 Refuerzo Típico en Boquillas.

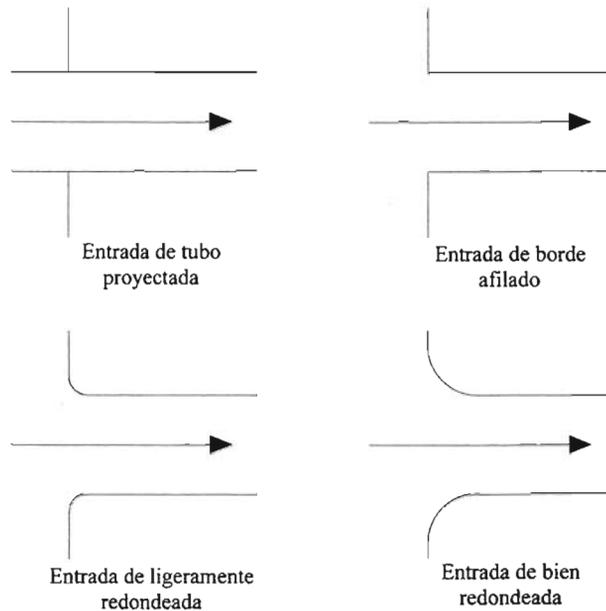


Fig. 4.1.4 Tipos de entradas de Boquillas.

b) Reducciones

El criterio de diseño para el tamaño de la línea de succión dice “el tamaño de la línea de succión nunca deberá ser más pequeño que la boquilla de succión de la bomba [Tomado de L. Mott, Robert; *Mecánica de Fluidos*. México: Editorial Prentice-Hall.], por lo que el diámetro de la línea deberá ser 2 tamaños más grandes que la boquilla de succión de la bomba, o bien, 1 tamaño más grande para reducir la las pérdidas por fricción”. El anterior criterio establece que se debe realizar un cambio de diámetro, el cual se realiza a través de una reducción, la finalidad de este cambio de diámetro es evitar la formación de bolsas de aire. La reducción que se recomienda es la del tipo excéntrica, ya que la reducción concéntrica es propensa a formar bolsas de aire. La reducción excéntrica se debe colocar con el lado plano en la parte superior, tal y como se muestra en la Fig. 4.1.7.

c) Válvulas.

La línea de succión debe permanecer abierta bajo condiciones de operación normal, y cerrada cuando se realicen labores de mantenimiento. Dentro de las válvulas que pueden emplearse se encuentran: la de bola, de mariposa y de compuerta. En la tabla 4.1.4 se muestran las características de las válvulas antes mencionadas [Tomado del Janna W. S, *Design of Fluid Thermal System*, Ed. International Thompson Publishing.]. Donde la válvula de mariposa se recomienda porque presenta las menores pérdidas por fricción y no tiene bolsas de aire en su cuerpo. Pero se encuentra limitada a líneas de succión de 6 in y superiores, por lo que para tamaños inferiores se recomienda la válvula de compuerta.

La ubicación de la válvula de corte debe ser una sección de tubería horizontal, para evitar el efecto de carga sobre el empaque de la válvula. Se permite ubicar la válvula en una sección vertical solo si el tamaño es inferior a 1 in.

Tabla 4.1.4 Tipo de Válvulas Empleadas.

Tipo de Válvula	Descripción	Aplicaciones	Ventajas	Desventajas
Bola	Porta una esfera dentro de alojamiento, la cual tiene una rotación de 90°. Cambia de totalmente a totalmente cerrada.	Controla Flujo, Presión, Corte de una corriente. Puede ser usada a altas temperaturas y presiones. Maneja fluidos comunes, corrosivos, criogénicos, viscosos..	Presenta bajas caídas de presión. Abertura rápida. Insensible a la contaminación. Presenta bajos rangos de fuga. Regula flujos de vapor o líquidos.	Atrapa fluido en la esfera cuando se cierra. Al abrir violentamente causa un oleaje violento.
Mariposa	Disco de Alojamiento. Disco rota cerca de un eje. Cerrado de discos contra los anillos sellados.	Sistemas de baja presión. Fluidos comunes Líneas de gran diámetro	Bajas caídas de presión. Peso ligero Sus tamaños van de 6" y mas grandes.	Limitadas a sistemas de baja presión. El sello se daña frecuentemente por las altas velocidades. Sujeta a vibración.
Compuerta	Altas presiones y temperaturas. Mueve fluidos perpendiculares	Insensible a la contaminación. Fluidos comunes.	Bajas caídas de presión cuando esta totalmente abierta.	Propensa a vibraciones. No apta para vapores. No puede emplearse como válvula reguladora.

d) Codos

Los codos son accesorios que sirven para cambiar la dirección de una línea, de acuerdo a su longitud se clasifican en radio largo y corto; dependiendo de la longitud serán las pérdidas por fricción, al chocar el fluido con el accesorio hay mayor caída de presión en los accesorios de radio corto, que en los de radio largo; repercutiendo en el diseño de la bomba. Por lo que, se recomienda el empleo de accesorios de radio largo.

e) Bridas

Las bridas son accesorios que permiten unir secciones de líneas del mismo diámetro, además, hace posible el reemplazo, por motivos de mantenimiento, de secciones de tubería y de equipos fijos.

f) Tee's

Las tee's son accesorios que permiten realizar la bifurcación de una línea. Existen dos tipos, los cuales pueden ser con roscados o con bridas.

g) Coladera o filtro.

Este accesorio se instala para eliminar materia extraña de diferentes tamaños de la línea de succión, que puede llegar a atascar la bomba y reducir su capacidad de bombeo. Este tipo de accesorio es de uso temporal, debido a que se emplea al arranque de la planta, para eliminar mugre, gotas de soldadura, óxido y cualquier material extraño.

Tipos de coladera

Existen dos tipos de coladeras, que son las convencionales y las sofisticadas. El primer tipo de coladeras se coloca entre dos bridas para retener la materia extraña y son relativamente baratos, aunque no realmente. El sacar este tipo de coladeras para limpiarlas y luego volver a colocarlas constituye un gasto, debido a que se debe contar con una cuadrilla de trabajadores de guardia para realizar dicho trabajo. Existen 4 tipos de coladeras convencionales, las cuales son: el de cesta perforada, el cónico perforado, el plano perforado y la plana con malla. La selección adecuada del tamaño de las aberturas es difícil de hacer. La selección del tamaño debe realizarse tomando en cuenta los espacios libres de la bomba, para evitar que las partículas causen daño. Además, debe

tener en cuenta que la selección de un tamaño muy pequeño causaría que la coladera se tape instantáneamente. (Ver Fig. 4.1.5)

El otro tipo de coladera y más satisfactorio es el que se muestra en la Fig. 4.1.5, este tipo de coladera provoca menor caída de presión, por lo tanto el periodo de limpieza es mas largo. Además permite limpiar la coladera en un tiempo relativamente mas corto, comparado con las coladeras convencionales. [Tomado del Karassik, Igor J. Y Carter, Roy. *Bombas Centrifugas Selección, Operación Y Mantenimiento*, Ed MacGraw-Hill, Año 1974]. El criterio para la localización de la coladera enuncia "las coladeras temporales de tamaño adecuado deben colocarse lo mas cerca que sea posible de la bomba".

La selección del tipo de filtro se realiza a través de sus condiciones de temperatura y operación. Para lo cual se requiere consultar los catálogos de fabricantes par obtener la información técnica, dentro de la que podemos requerir es la relacionada con la determinación de la longitud equivalente o bien la caída de presión, que presentará el equipo al circular a través del equipo.

h) Juntas de expansión

Las juntas de expansión se usan algunas veces en las líneas de succión y descarga, para evitar que se transmita cualquier clase de esfuerzos de la tubería a la bomba, ya sean por expansión térmica por manejar líquidos calientes, deslizamiento de la tubería o cualquier otra causa. Este accesorio elimina los esfuerzos de las tuberías, pero causa un nuevo problema enteramente diferente, o sea, una reacción y un torque en la bomba y en su cimentación. Por lo que las juntas de expansión pueden causar mayores problemas de los que puede remediar, razón por la cual se encuentra en desuso y se recomienda no emplear.

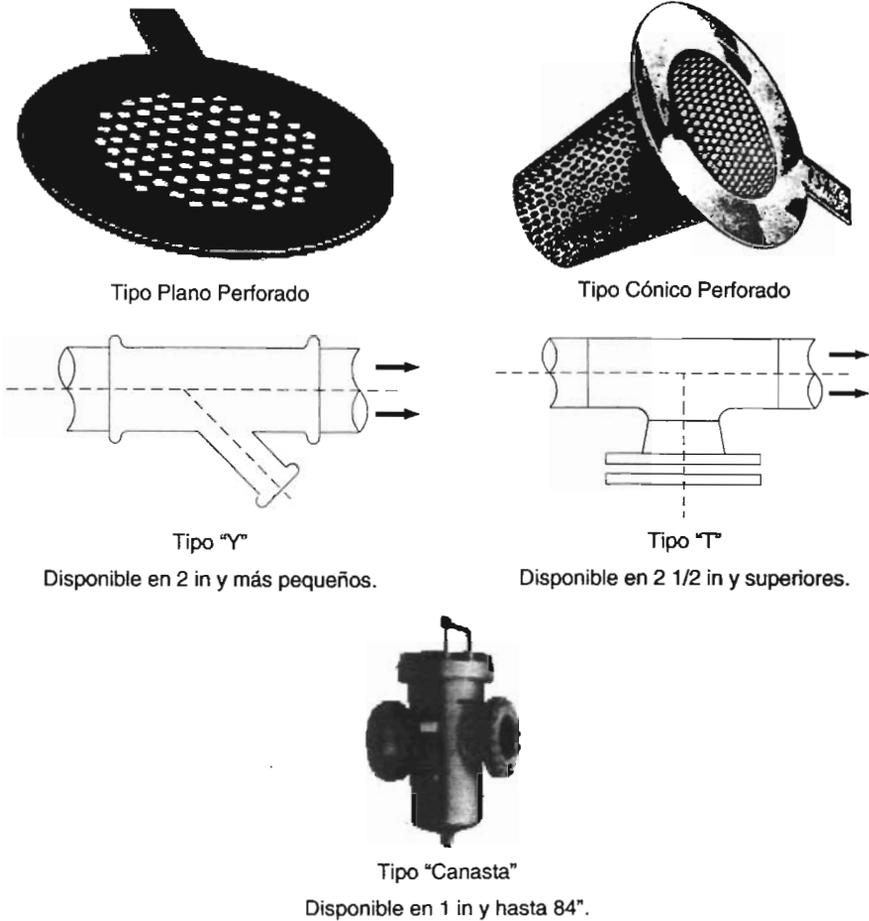
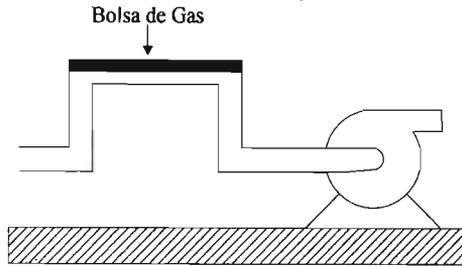


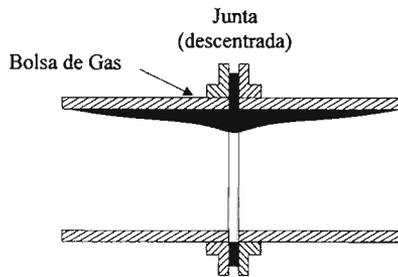
Fig. 4.1.5 Tipos de Filtros Temporales y Sofisticados.

Bolsas de gas en el tubo de succión.

Las causas típicas de las bolsas de gas en el tubo de succión (ver Fig. 4.1.6) son: Puntos altos en la tubería, Reductores concéntricos que llegan a la boquilla de la bomba y Juntas más pequeñas que el tubo o colocadas excéntricas.



a) Puntos altos en la tubería.



b) Juntas más Pequeñas o Mal Colocadas.

Fig. 4.1.6 Causas de las Bolsas de Gas en los Tubos de Succión.

Ha habido muchos casos en que las bombas han funcionado en forma correcta con bolsas de gas estacionarias que se sabe están en la tubería de succión. Esto ha engañado a muchos usuarios y los ha hecho creer que las bolsas de gas son inofensivas.

Los problemas empiezan cuando la bolsa de gas se mueve y entra a la bomba. El impulsor lanza el líquido que es más pesado hacia fuera y retiene el gas dentro del ojo del impulsor. A veces, esto cortará por completo el paso del líquido por la bomba y la dañará en forma irreparable. Otras veces, seguirá la circulación en menor volumen.

Esta circulación reducida puede producir uno de dos resultados. Primero, según sean las velocidades más altas en las zonas parcialmente obstruidas y las pérdidas de presión en la succión, la presión absoluta del líquido que pasa por la bolsa de gas puede ser menor que en la succión y hacer que se desprenda más gas del líquido. Segundo, debido a la velocidad más alta del líquido al pasar por la bolsa de gas, la bolsa crecerá o desaparecerá.

Dado que es muy difícil o casi imposible predecir el efecto de las bolsas de gas, es preferible no arriesgarse y eliminar su formación en el tubo de succión.

Esto se puede evitar mediante una pendiente gradual de los tubos, con reductores excéntricos y juntas con diámetro interior mayor que el tubo.

Cuando la distribución física de la planta impide instalar tubos de succión con pendiente gradual desde el tanque hasta la bomba y hay puntos altos, hay que darles respiración a la atmósfera o al espacio para vapores en el tanque. Cuando los puntos altos sin respiradero no ocasionan problemas es que la velocidad del líquido es tan baja que no arrastra al gas del tubo de succión hacia la bomba.

Configuración de la Línea de succión.

Los criterios de diseño para la configuración de la línea de succión indican que:

1. La línea de succión deberá ser tan corta y tan directa como sea posible. Si se requiere una línea de succión larga, el tamaño de la tubería deberá aumentarse para reducir las pérdidas por fricción.
2. Deberá evitar la formación de bolsas de aire.
3. Su diámetro deberá ser 2 tamaños más grandes que la boquilla de succión de la bomba. Por lo que, solo deberán instalarse reductores excéntricos con el lado recto hacia arriba entre la tubería y la boquilla de succión de la bomba.
4. Los codos y otros accesorios inmediatos a la succión deberán seleccionarse y arreglarse cuidadosamente".

Basados en los criterios anteriores presentamos el siguiente típico de instalación, que cumple con ellos puntualmente y corresponde a un tanque con boquilla de succión lateral como muestra la figura 4.1.7.

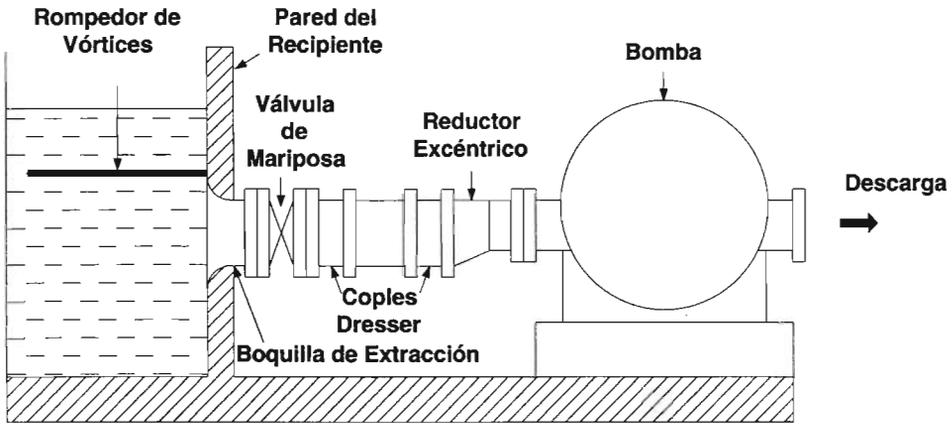


Fig. 4.1.7 Línea de Succión Apegada a Criterios.

Este tipo arreglo es el ideal en líneas de succión, pero no es común dentro de la destilación el diseño de una línea horizontal de succión, debido a la ubicación de boquillas, elevación, espaciamento entre equipos y las trayectorias típicas, obliga al diseñador realizar el diseño de la línea de succión con una combinación de tramos horizontales y verticales.

A continuación se muestran los arreglos típicos de la línea de succión, además de enunciar las ventajas y desventajas de cada arreglo.

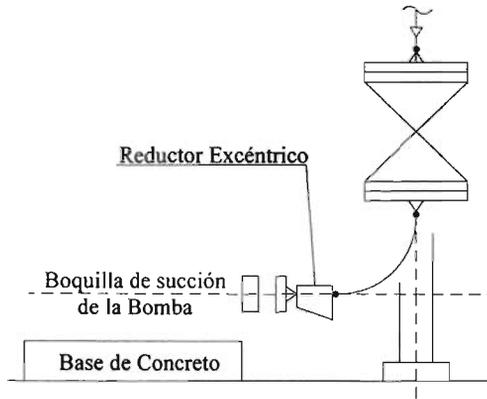


Figura 4.1.7.A Tipo de Arreglo ideal. [Tomado de Weaver, Rip (1975). *Process Piping Design*, (Volumen 1-2), USA: Gulf Publishing Company.]

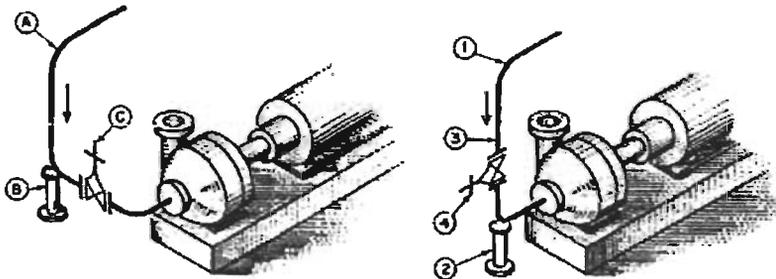


Figura 4.1.8 Tipos de Arreglo. [Tomado de Ludwing, Ernest E (1984). *Design For Chemical And Petrochemical Plants, Volumen I.* (2da ed). U.S.A: Gulf Publishing C.C].

Correcto

- A. Ninguna interferencia de la tubería de arriba
- B. Soporta de mejor manera los esfuerzos en tuberías
- C. La válvula se opera de mejor manera en esta posición, además de facilitar el mantenimiento
- D. Reduce los esfuerzos en el equipo.

Incorrecto

- 1.- La tubería no debe correr directamente sobre el equipo. Dificulta la reparación y el mantenimiento
- 2.- El soporte es malo ya que dificulta retirar el equipo .
- 3.- Se congestiona la parte delantera del equipo..
- 4.- La válvula debe estar proyecta hacia el corredor o el camino excepto si gira hacia el equipo.
- 5.- El trazo hará que se presenten esfuerzos en el equipo

Diseño de bombas con gases disueltos.

El líquido comienza a vaporizar cuando la presión en el ojo de la bomba iguala la presión de vapor del líquido. En la operación real, una bomba puede tolerar una cantidad mínima de vaporización sin efecto nocivo significativo, de modo que $(NPSH)_A = (NPSH)_R$.

Para evitar la vaporización en el ojo del impulsor de la bomba, él $(NPSH)_A$ debe ser mayor que $(NPSH)_R$ para que la bomba funcione con seguridad. El criterio de diseño del Instituto Mexicano del Petróleo enuncia que " $(NPSH)_A = (NPSH)_R + 2 \text{ ft}$, que permite una operación libre de vaporización, una diferencia mayor solo debe aplicarse a petición del cliente", tal es el caso de Petróleos Mexicanos, el cual exige se apliquen 3 ft en lugar de 2 ft.

Efecto del gas disuelto.

Como se mencionó anteriormente, el gas disuelto comenzará a abandonar el líquido si la presión en el ojo del impulsor es menor a la presión del líquido en el recipiente. Por lo tanto, para prevenir daños en la bomba, es requerido que la presión en el ojo del impulsor sea mayor a la presión del líquido en el recipiente

Para lo cual se requiere de aplicar un procedimiento más riguroso, el cual establece que: se debe calcular la cantidad de gas disuelto a la temperatura y presión de la succión del ojo del impulsor y ser expresada como fracción en peso, el W_G , o el porcentaje (por el volumen) del gas (GVP) en las mezclas gas - líquido hipotética. El volumen específico de esta mezcla es la suma de volumen específico líquido, de v_L , y del volumen asociado del gas, el v_G , que se calcula para el gas disuelto en ese volumen específico de líquido en la gota de presión dada y en la misma temperatura que el líquido.

La cantidad de gases disueltos se puede representar como:

$$GVP = v_G / (v_L + v_G) \times 100\% \quad (4.1)$$

Y

$$v_G = (W_o/MW)(ZRT_o/P) \tag{4.2}$$

El volumen asociado del gas, v_G , se basa en un peso de unidad del líquido en el cual se disuelve, y será referido como el volumen específico del gas disuelto.

Generalmente, una bomba puede tolerar una vaporización de gas de 2 - 3% en el ojo de la bomba sin encontrar problemas como cavitación y/o colapso de burbujas del vapor, por lo tanto, se acepta un punto medio de 2.5% como una cantidad segura y tolerable. Podemos utilizar 2 % para ser más conservadores. Esto nos permite establecer un "nivel significativo", debajo del cual los gases disueltos pueden ser ignorados.

Mientras que se reduce la presión, el volumen del gas aumenta. Sin embargo, la presión nunca debe ir debajo de la presión de vapor del líquido en cualquier uso de la bomba. Por lo tanto, el volumen máximo del gas disuelto que debe ser $P = P_v$, en la ecuación 3.30. Los correspondientes por ciento del volumen calculado de la ecuación 3.29, serán denotados como GVP_M .

Diseño con niveles de gas significativos

Sí, por otra parte, GVP_M es mayor de 2.5 %, debemos establecer si el gas se comportamiento como inerte o no. Para así seguir el siguiente procedimiento puede usarse para estimar presión de vapor del líquido a la cual la cantidad de gases disueltos sea del 2.5 %. Este procedimiento establece que debemos asumir si el gas inerte obedece la Ley de Dalton, y la Ley de Henry, y que la Ley Raoult (aplica para todos los componentes en el líquido excepto el gas inerte). La fracción del volumen del gas vaporizado, a , en la mezcla gas - líquido, como la presión en la fuente de la succión, P_o , se reduce a P , se obtiene por:

$$a = 1 / \left[\frac{\left(\frac{P}{P_o} + \frac{P_v}{P_o} \right)^2 \left(1 + \frac{P_v}{P_o} \right)}{\left(\frac{W_o d_L}{d_{CO}} \right) \left(\frac{P}{P_o} \right) \left(1 - \frac{P}{P_o} \right)} + 1 \right] \tag{4.3}$$

Por definición.

$$d_L = 1/v_L \quad (4.4)$$

Desde v_{Go} , volumen específico del gas en las condiciones de succión de la bomba, según lo definido por la ecuación 4.3, y W , ambos son basado en un peso de unidad de líquido:

$$d_{Go} = W_o/v_{Go} \quad (4.5)$$

Sustituyendo las ecuaciones 4.4 y 4.5, la ecuación 4.3 se convierte en:

$$a = 1 / \left[\frac{\left(\frac{P}{P_o} + \frac{P_v}{P_o} \right)^2 \left(1 + \frac{P_v}{P_o} \right)}{\left(\frac{v_{Go}}{v_L} \right) \left(\frac{P}{P_o} \right) \left(1 - \frac{P}{P_o} \right)} + 1 \right] \quad (4.6)$$

Debe ser observado que el v_{Go} está basado en un peso de unidad del líquido en el cual se disuelve el gas, y no es el volumen específico usado generalmente a otra parte.

La ecuación 4.6 es implícita en la presión P , así que es necesario utilizar método ensayo - error para determinar la presión líquida que corresponde a una fracción del volumen de gas vaporizado. Se recomienda la elaboración de un diagrama de a contra P .

Condiciones inadecuadas en la succión.

Cuando en un sistema tiene insuficiente $NPSH_A$ para una selección óptima de la bomba, hay varias formas de enfrentarse a este problema. Se pueden encontrar medios para aumentar la $NPSH_A$.

Para aumentar la $NPSH_A$ se puede:

1. Subir el nivel del líquido.
2. Bajar la bomba.

3. Reducir las pérdidas por fricción en los tubos de la succión.
4. Utilizar una bomba reforzadora.
5. Enfriar el líquido.

Cada uno de estos métodos tiene ventajas y desventajas. Se hará un examen y evaluación individuales de cada método.

1. *Subir el nivel del líquido.* A primera vista, parece la solución más sencilla, salvo que no resulte practica porque: la cantidad que haya que subir sea totalmente impractica, o el costo de subir el tanque de succión sea excesivo. A menudo encontrara que unos pies más arriba le permitirán una selección mas adecuada de la bomba.
2. *Bajar la bomba.* Igual que en el caso de subir el nivel del líquido, el costo de poner la bomba más abajo permitiría seleccionar una bomba de velocidad mas alta, menos costosa y más eficiente
3. *Reducir las perdidas de fricción en los tubos de la succión.* Esto se recomienda en todos los casos y su costo se recuperará por las mejoradas condiciones en la succión.
4. *Enfriar el líquido.* Este método incrementa la $NPSH_A$ porque reduce la presión de vapor del líquido que se bombea.
5. *Emplear varias bombas más pequeñas en paralelo.*

4.2.2 Procedimiento de diseño de la línea de succión.

Para Ingeniería Básica.

El adecuado diseño de la línea de succión de bombas, para ingeniería básica, en su primera fase, busca un predimensionamiento para obtener un diámetro preliminar sin tomar en cuenta perdidas por accesorios. Este se realiza a través de dos criterios que son: la Velocidad y la ΔP_{100} (caída de presión en 100 m o ft de tubería) recomendadas.

1. Dimensionamiento con velocidad recomendada.

Cuando se emplea el criterio de velocidad, se calcula el diámetro con la ecuación 4.7:

$$d_c = \left(\frac{0.0509 \cdot W}{\rho \cdot V} \right)^{0.5} \tag{4.7}$$

El diámetro calculado se redondea al diámetro interno comercial más próximo, superior o inferior, dependiendo de la cercanía de estos con los criterios de velocidad y de ΔP_{100} .

2. Dimensionamiento con ΔP_{100} recomendada.

Cuando se emplea el criterio de ΔP_{100} , se calcula el diámetro con una de las ecuaciones de la tabla 4.1.5.

Tabla 4.1.5 Ecuaciones a emplear con ΔP_{100} recomendada.

Tipo de Flujo	Ecuación	Comentarios
Laminar	$\Delta P_{100} = 0.000336 \frac{f \cdot W^2}{d^5 \cdot \rho}$ (4.8)	No requiere iteraciones
Turbulento	$d_c = \left(\frac{3.36 \times 10^{-4} \cdot f \cdot W^2}{\rho \cdot \Delta P_{100}} \right)^{0.2}$ (4.9) Unidades Sistema británico: $\Delta P_{100} = \text{psil}/100\text{ft}$, $f = \text{adim.}$, $W = \text{lb}/\text{seg}$, $\rho = \text{lb}/\text{ft}^3$, $\mu = \text{cp}$,	Requiere cálculo iterativo, debido a que uno de sus variables, el factor de fricción esta en función del diámetro. Para reducir iteraciones se recomienda el empleo de la siguiente ec: $d_c = \left(\frac{W^{1.8} \cdot \mu^{0.2}}{20000 \cdot \rho \cdot \Delta P_{100}} \right) \cdot 0.2083$ (4.10)

El procedimiento iterativo para el cálculo del diámetro, para flujo turbulento es:

- Suponga un diámetro o bien, use la ecuación 4.10 para estimar un diámetro.
- Realice el cálculo del factor de fricción (se recomienda la ecuación de Colebrook).
- Calcule el diámetro con usando la ecuación 4.9.
- Si el diámetro calculado es igual al supuesto, termine iteración. Si el diámetro es diferente, vuelva a calcular suponiendo otro diámetro.

3. Cálculo de ΔP_{100}

Cuando desee calcular la ΔP_{100} , dadas las condiciones de flujo y el diámetro del tubo, el procedimiento de cálculo será el siguiente:

- Determine la velocidad del fluido.

- Calcule el número de Reynolds
- Calcule factor de fricción.
- Realice el cálculo de la caída de presión, despejando de la ecuación 4.8 ó 4.9.

Cálculo del $NPSH_A$

Una vez obtenido el diámetro y la caída de presión cada 100 *ft* de línea, se procede a realizar el trazado del isométrico de la línea de succión, tomando en consideración los factores que fueron mencionados anteriormente. Este isométrico tiene carácter de preliminar debido a que la altura del equipo se desconoce. Para determinarla aplique el siguiente procedimiento:

- Suponer un $NPSH_R$. Para evitar esta suposición, se utilizara la gráfica A-5 del apéndice, para lo cual requiere de flujo volumétrico en galones por minuto (*gpm*), seleccionando una de las dos curvas que corresponden a 1750 y 3550 *RPM*. Tomando en consideración que los valores más bajos de $NPSH_R$ incrementan el costo de las bombas.
- Estime el $NPSH_A$ a partir de $NPSH_R$ aplicando el criterio seleccionado. Aplicando la ecuación 3.2A para $NPSH_A$. En procedimientos de diseño, en los cuales la altura del equipo no se ha establecido y debe estimarse, se recomienda aplicar la siguiente regla de dedo, para el cálculo del $NPSH_A$, esta regla recomienda reducir la carga estática de succión del sistema, al ignorar el efecto de la carga estática del nivel de líquido en el equipo de succión, esto a través de cambiar la altura vertical de Z , que es del nivel del líquido del equipo de succión, por la línea tangencial del mismo a la línea centros de la bomba. Con la finalidad de garantizar un adecuado diseño, ya que la carga estática ejercida por el nivel de líquido, servirá como carga de seguridad. (Ver Fig. 4.1.9)

$$NPSH_A = \frac{2.31(P_S - P_V)}{S} + Z - \frac{f \cdot u^2 \cdot L_T}{2 \cdot g \cdot D} \quad 3.2A$$

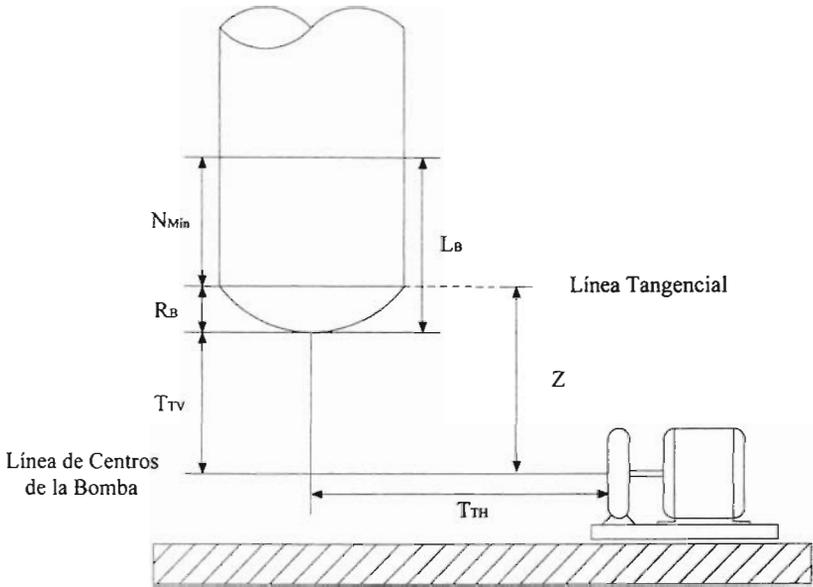


Figura 4.2.9 Parámetros de la Línea de Succión.

Nomenclatura:

- N_{min} Es el nivel mínimo del líquido en el recipiente de succión.
- T_{TV} Es la longitud de tubería vertical (desconocida).
- T_{TH} Es la longitud de tubería horizontal.
- L_B Es la longitud vertical del nivel mínimo del líquido a la boquilla de recipiente
- Z Es la longitud vertical de la línea tangencial del equipos de succión a la línea de centros de la bomba.
- R_B Es la distancia vertical de la tapa del tanque de succión.
- L_T Es la longitud total.
- L_{TR} Es la longitud de tramo recto.
- L_{ACC} Es la longitud en tramo recto de los accesorios.

Donde:

$$L_T = L_{TR} + L_{ACC} \quad (4.11)$$

$$L_{TR} = L_{TV} + L_{TH} \quad (4.12)$$

$$Z = L_B + L_{TV} \quad (4.13)$$

$$L_{TV} = Z - R_B \quad (4.14)$$

$$L_B = N_{Min} + R_B \quad (4.15)$$

donde R_B es = 0, si la tapa es plana

Sustituyendo las ecuaciones 4.11, 4.12, 4.13 en 3.2, despejando Z y reorganizando la ecuación resultante es:

$$Z = \frac{NPSH_A - \frac{2.31(P_s - P_v)}{S} + \frac{f \cdot u^2}{2 \cdot g \cdot D} (L_{TH} + L_{ACC} - R_B)}{1 - \frac{f \cdot u^2}{2 \cdot g \cdot D}} \quad (4.16)$$

La ecuación 4.16 sirve para estimar Z , y a partir de este valor estimar la longitud de tubería vertical.

Ahora estime el tramo de tubería vertical aplicando la ecuación 4.14.

- Aplicando la ecuación 2.36, realice un balance para conocer la presión del líquido en el ojo del impulsor.
- Determinar la cantidad de gas disuelto en el líquido a las condiciones de temperatura y presión en el ojo del impulsor. Aplicando la Ley de Dalton, la Ley de Henry, y la Ley Raoult. Si el por ciento de gas disuelto es inferior al 2.5 %, finaliza el cálculo. Si por el contrario el por ciento es superior, determine la presión a la cual el por ciento de gas disuelto sea del 2.5 %.

El procedimiento anterior solo aplica cuando estamos proponiendo el isométrico de la línea de succión. Pero en ocasiones este se nos proporciona. Limitando el trabajo a una verificación del comportamiento hidráulico, una vez definida la trayectoria de la línea se procede a verificar su hidráulica, en caída de presión y $NPSH_A$.

Para lo cual debe seguir el siguiente procedimiento de cálculo:

- Retomar la velocidad del líquido (previo contraste con el criterio de velocidad) y el número de Reynolds.
- Calcular el factor de fricción.

- Se calcula el H_f
- Realice un balance aplicando la ecuación de Bernoulli del nivel del líquido a la línea de centros de la bomba, para determinar la presión en la succión de la bomba. Realice el cálculo de la caída de presión y contraste con la recomendada.
- Cálculo de la $NPSH_A$.
Para realizar él cálculo del $NPSH_A$. Depende del líquido a ser manejado:
Para líquido saturado y subenfriado emplee la ecuación

$$NPSH_A = \frac{2.31(P_s - P_v)}{S} + Z - Hf_s \quad (3.2)$$

Donde $NPSH_A$ es la cabeza neta positiva de succión, ft ; P_s es la presión sobre la superficie del líquido, $Psia$; P_v es la presión de vapor del líquido manejado, $Psia$; Z es la carga estática, ft ; Hf_s son las pérdidas por fricción, ft .

4.2.0 Líneas con Flujo a Dos Fases.

En la sección 3.2.0, se hizo una reseña cronológica sobre la tecnología en flujo a dos fases (líquido–gas). En el cual se establecen 2 periodos; empírico y modelado. Donde se busca una solución exacta y rigurosa al flujo a dos fases, pero al no existir, estos se han aproximado a través de la suposición del flujo a dos fases isotérmico (estable) de una forma numérica o analítica.

El periodo empírico se caracteriza por el uso de datos experimentales y de la correlación de propiedades, pero su aplicación se limita al conocimiento de estas propiedades y al número limitado de parámetros, por ejemplo, para calcular la caída de presión para flujo a dos fases en una línea, se establece que depende de:

$$\frac{dP}{dx} = f(V_{SG}, V_{LS}, D, \rho_m, \mu_m, H, f, \dots)$$

Ahora bien, los modelos son un método más efectivo de solución, en general, pero usualmente son los más difíciles de aplicar por su gran cantidad de propiedades y parámetros que involucran, por ejemplo:

$$\frac{dP}{dx} = f(V_{SG}, V_{LS}, D, \rho_L, \rho_G, \mu_L, \mu_G, G, g, H, f, \theta, N_{Fr}, \dots)$$

Debido a que algunos procesos con flujo a dos fases son muy complejos, es necesario simplificar, tomando en cuenta los efectos más importantes y despreciar los menos importantes. Por lo que a este tipo de modelos se le conoce como mecanísticos, este tipo de modelos proporcionan mejores resultados que las correlaciones, reducen los esfuerzos numéricos de solución y permite extrapolar resultados mas allá del rango de los datos experimentales.

4.3.1 Factores de diseño.

Los parámetros de diseño en líneas con flujo a dos fases de interés para la industria del petróleo son: el patrón de flujo, la caída de presión y holdup. Los factores de interés, cabe mencionar que se encuentran relacionados a través de otros parámetros y propiedades, los cuales deben comprenderse para el adecuado diseño de una línea a dos fases, entre los cuales se encuentran:

- ✓ Fracción de vacío. Es la relación de áreas ocupada por la fase gaseosa con respecto al área total del sistema.
- ✓ Fracción de volumen del líquido (holdup). Es la relación de áreas ocupada por la fase líquida con respecto al área total del sistema.
- ✓ Fracción de líquido a la entrada (input holdup). Se define como la relación entre el área ocupada por la fase líquida y el área total, en la alimentación de una línea.
- ✓ Velocidad superficial. Es la velocidad que tendría la fase si fluyera sola en la tubería.
- ✓ Relación de velocidades. Es la relación entre las velocidades de cada fase, también se conoce como relación de resbalamiento o relación de colgamiento.
- ✓ Velocidad relativa. Es la diferencia de velocidades entre las fases. También se conoce como velocidad de resbalamiento.
- ✓ Velocidad de deriva. Es la diferencia de velocidades de la fase líquida o gaseosa con respecto a la velocidad homogénea de la mezcla.
- ✓ Velocidad homogénea. Es la velocidad que se tiene cuando la relación de velocidades es igual a la unidad, donde la velocidad superficial del gas es igual a la del líquido.
- ✓ Velocidad real del líquido. Es la velocidad real de la fase líquida, la cual considera los efectos de deslizamiento entre las fases.
- ✓ Velocidad real del gas. Es la velocidad real de la fase gaseosa, la cual considera los efectos de deslizamiento entre las fases.
- ✓ Velocidad de deslizamiento. Es la diferencia de la velocidad real del gas menos la velocidad real del líquido.
- ✓ Slip (deslizamiento). Fenómeno que se presenta cuando dos fases de diferente densidad y/o viscosidad, uno de ellos, usualmente la de menor densidad tiende a fluir a una mayor velocidad promedio que la otra. Este es una importante característica del flujo a dos fases, la existencia de deslizamiento de una fase anterior a la otra

La información disponible

La finalidad de la sección 3.2, es la de mostrar las dos formas de resolver el flujo a dos fases. Donde las correlaciones son metodos cortos y efectivos. Donde, se presentaron algunos metodos desarrollados de acuerdo a la orientación de la línea. Lamentablemente cada investigador desarrollo un método o hizo replica a algún otro trabajo o complemento uno existente, razón por lo cual, solo se hace mención de algunos. Su aplicación se encuentra limitada al conocimiento de ciertos parámetros y propiedades.

Ahora bien, los modelos proporcionan soluciones mas efectivas que las correlaciones, pero su aplicación esta limitada por la gran cantidad de propiedades y parámetros que involucran. Por lo que, si dispone de un simulador comercial, se reducirán los esfuerzos numéricos. De no ser así, el uso de un modelo es totalmente impractico, ya que no dispondrá del tiempo suficiente, para realizar los cálculos a mano.

Lo anterior, convierte a la información disponible para el diseño de líneas a dos fases, un factor limitante, que debe ser tomado en cuenta y analizado en la fase de diseño.

Establecer el Tipo de Flujo a Dos Fases

Antes de proceder con los factores de diseño de la línea, se debe realizar un análisis del comportamiento del holdup. Con el fin de lograr una simplificación del problema, al suponer un comportamiento de flujo estable (isotérmico). Esto a través de verificar si se presentan fluctuaciones de temperatura y presión en la línea. Si las fluctuaciones son pequeñas, esto indicará que existe variación en el holdup entre la entrada y salida, pero si son muy pequeñas que se pueden considerar como despreciables, y resolverse el problema, asumiendo el flujo estable (isotérmico). Pero si la variación del holdup no puede ser ignorada se recomienda el empleo de un simulador comercial que tenga contemplada una rutina para el cálculo para líneas con vaporación progresiva. Ya que al fluctuar la temperatura, las propiedades de viscosidad, densidad y tensión superficial cambian.

Presión.

Si la presión dentro de la línea aumenta, en el caso de la fase gas del flujo tenderá a comprimirse. Ahora bien, si la presión disminuye, en este caso la fase líquida comenzará a vaporizar (flasheo), cambiando así la fracción de vacío y esto a su vez el patrón de flujo.

Temperatura.

Al disminuir o aumentar la temperatura, provoca la transferencia de calor sistema - alrededores. En el caso de aumentar la temperatura en el sistema, se induce la formación de otra fase, cuando se tiene la presencia de solo una fase.

El gasto volumétrico.

El gasto volumétrico en una línea a dos fases tiende a cambiar constantemente durante la operación, entre la entrada a la línea y la salida.

Diámetro y longitud de la tubería.

El diámetro de la tubería debe seleccionarse para favorecer ciertos patrones de flujo. Esto también puede realizarse mediante el ajuste o cambios de diámetro. Ya que este modifica el área disponible, modificando parámetros como el holdup, las velocidades superficiales de las fases.

El criterio de diseño enuncia: "el diámetro de la línea debe ser lo más pequeño posible para que la velocidad de las fases sea lo más grande posible y el largo de la línea debe ajustarse a la caída de presión permitida".

Dirección del flujo.

La dirección del flujo es determinante en la formación del patrón de flujo, debido a que los patrones de flujo son diferentes para flujos ascendentes que para descendentes.

Propiedades que afectan el diseño de líneas a dos fases.

La densidad y la viscosidad afectan directamente al gasto, siendo estos parámetros diferentes para cada tipo de fluido, y que a su vez resultan determinantes en la formación de un patrón de flujo.

La tensión superficial es determinante para la formación y estabilidad de las dos fases presentes en la línea, y así de esta manera el flujo tendrá una tendencia a formar cierto patrón de flujo.

Ángulo de inclinación de la Línea.

El ángulo de inclinación de la tubería induce al cambio del patrón de flujo, básicamente por el cambio de dirección del flujo, debido a modifica el área disponible y la caída de presión.

El efecto de la inclinación se explica considerando los efectos de la gravedad y viscosidad en la fase líquida. Al incrementarse el ángulo (+) de una línea horizontal provoca que se disminuya la velocidad del líquido, esto incrementa el deslizamiento de fases (slippage) y el Holdup. Ahora bien, en una línea con inclinación (-) provoca un incremento de la velocidad del líquido y decrece el Holdup. [Tomado de Journal of Petroleum Technology, 610, Vol. 25, No. 25, 1973]

Caída de presión permisible.

La caída de presión permisible es la diferencia de presión entre la entrada y la salida de una línea. El criterio general enuncia que la caída de presión permisible no podrá ser mayor al 10 % de la presión de entrada. Aunque la caída de presión permisible dependerá de la orientación de la línea donde se presente flujo a dos fases. En la tabla 4.2.1 se establece el comportamiento de la caída de presión de acuerdo a la orientación de la línea.

La caída de presión en una línea puede ser ajustada:

- ✓ Cambiando el diámetro de la línea.
- ✓ Diseñando la línea en secciones, en los cuales se incremente o disminuya el diámetro de la línea.
- ✓ Ajustando la elevación del equipo de proceso (recipientes o tanques) para modificar la cabeza estática.
- ✓ Cambiando válvulas y restricciones de orificio (placas de orificio) para aumentar o disminuir la caída de presión.

Tabla 4.2.1 Comportamiento de la ΔP de acuerdo a la orientación de la línea.

ΔP	Orientación de la línea	Observaciones
Menor	Horizontal	Se debe privilegiar en la fase de diseño.
↓	Vertical descendente	
	Vertical ascendente	
	Inclinada descendente	No se deberán incluir a menos que sea absolutamente necesario
Mayor	Inclinada ascendente	

Patrón de flujo apropiado.

Lo más importante, en el diseño es evitar el flujo "slug" porque causa varios problemas mecánicos y del proceso. Primero, el golpe de ariete puede ocurrir los slug's de líquido chocan con en la tubería y paredes de equipo siempre que hay un cambio de dirección del flujo. Esto podría producir que el equipo se dañe debido a la corrosión-erosión. Segundo, si el flujo slug entra en una columna de destilación altera la composición y densidad del gas y los slug de líquido causa problemas de composición y gradientes de presión a lo largo de la longitud de la columna. Estos ciclos causan problemas con la calidad del producto y control del proceso.

El flujo "slug" se puede crear de diferentes formas. Este puede ser creado como resultado de la formación de olas a la interface líquido-gas en un flujo estratificado. Cuando las olas líquidas crecen bastante grandes pueden ocupar el diámetro entero de la tubería, por lo que el patrón de flujo de flujo estratificado comienza a transformarse en el flujo slug. El flujo slug también puede formarse por las condiciones del proceso, como que parte del líquido se colecte en alguna lugar de la línea o por el bloqueo del flujo de gas. La presión del bloqueo del gas incrementa las fuerzas del líquido acumulado en una línea descendente haciendo que forme el flujo slug. Los cambios en la velocidad del flujo en la entrada en pozos pueden causar flujo slug. Cuando la velocidad del flujo se incrementa, la cantidad de líquido en la tubería disminuye y provocando que se formen slug o una serie de slugs.

El flujo dispersado es una mezcla casi homogénea de una fase líquida en una fase de gas que hace el fluido se comporte de manera similar a un fluido comprimible. Mientras dispersó (niebla) el flujo es ideal en sistemas de tuberías, en los tanques flash y columnas de destilación, en el cual causa problemas de separación de fases, por la continua entrada de líquido como gotas finas en la fase de gas. Si la corriente llega a una torre del vacío como flujo niebla, una pequeña o ninguna separación podría lograrse. La separación del líquido que entra como gotas en el gas exigen de velocidades imposible de obtener para la mayoría de los sistemas. Sin embargo, una vez el flujo niebla se logra, es imposible de devolver a otro régimen de flujo [Tomado de Hydrocarbon Process, 105, October 1969].

El flujo slug puede ser evitado haciendo [Tomado de Hydrocarbon Process, 105, October 1969]:

- ✓ Reducir el diámetro de la línea al mínimo permitidos por la caída de presión permitida.
- ✓ El diseño de líneas en paralelo para incrementar el flujo, sin aumentar las caídas por fricción
- ✓ Emplear válvulas auxiliares en la línea para regular las velocidades del flujo.
- ✓ Usar un desagüe en un punto bajo o una derivación (by-pass).
- ✓ Arreglar la configuración de la línea para evitar la formación del flujo slug, por ejemplo, evitar usar pequeñas líneas verticales ascendentes, donde el líquido pueda acumularse.
- ✓ Emplear flujo a gravedad donde el flujo slug es imposible de formarse.
- ✓ Inyección de un gas, permite reducir el diámetro de la línea para alterar el patrón de flujo de slug a burbuja o disperso, sin embargo, esto puede ser muy caro.

Erosión – Corrosión.

Dependiendo del régimen de flujo, el líquido puede ser acelerado a velocidades que se aproximan o exceden la velocidad del vapor, esto puede ser indeseable para el diseño de la línea, debido a que ocasiona un fenómeno conocido como erosión – corrosión, “donde la velocidad de corrosión del material es acelerada por el material erosivo o la fuerza (en este caso, la alta velocidad del fluido).

Un índice basado en la velocidad para indicar la erosión – corrosión que puede ser usado esta basado en la densidad y la velocidad de la mezcla, para evitar que ocurra la corrosión – erosión [Tomado de Chemical Engineering Progress, 64, Vol. 86, No. 11]. Este índice es:

$$\rho_M \cdot U_M^2 \leq 10,000 \quad (4.17)$$

Donde la velocidad y la densidad de la mezcla son:

$$\rho_M = \frac{WL + WG}{WL/\rho_L + WL/\rho_G} \quad (4.18)$$

$$U_M = U_G + U_L \quad (4.19)$$

Flujo Crítico.

Flujo crítico es la velocidad máximo del flujo que ocurre cuando un fluido de un punto de mayor presión fluye por una tubería a otro punto de menor presión. Normalmente, la velocidad del flujo aumenta. Esta velocidad del flujo creciente no es realmente debido diferencias de presión, aunque normalmente como se dan la causa del aumento en velocidad del flujo diferencias de la presión. El aumento en la velocidad del flujo es debido a diferencias de la energía. Esta velocidad se incrementa hasta cierto punto y se mantiene aunque la presión en el punto haya disminuido. A esto se le conoce como fluido crítico y a esta velocidad es conocido como crítica [Tomado del Multiphase Flow in Pipes, 364, Vol. 36, No. 3].

El modelo homogéneo y modelos de flujo separado se han usado para describir el flujo crítico en mezclas a dos fases. Donde el modelo homogéneo realiza el cálculo del flujo crítico a través de varias asunciones acerca de que le sucede al vapor en la mezcla como expansiones o tendencia a enfriamiento. Las asunciones realizadas son las siguientes:

- ✓ La calidad no cambia durante el flujo. En otras palabras el líquido no vaporiza. Este es conocido como flujo homogéneo congelado (frozen flow).
- ✓ La calidad cambia, parte del líquido vaporiza y el líquido y el vapor están en equilibrio. Este es el flujo homogéneo en equilibrio.

Dentro de las ecuaciones empleadas para flujo congelado (frozen) mas empleadas se puede citar la de Starkman (1964) y Henry y Fauske (1971).

Dentro del modelo flujo homogéneo en equilibrio, destaca por realizar un balance de energía donde aplica conceptos como: energía interna, entalpia y entropía. Cuyo procedimiento es largo y tedioso.

De los dos métodos, el más rápido es el de flujo congelado (frozen). Además, ofrece la ventaja de ser el que ofrece mejores predicciones para el cálculo de la velocidad de flujo crítico.

Configuración de la línea.

La configuración de la línea debe dar flexibilidad en la distribución de las perdidas por presión, y las válvulas de control deben operar dentro de un amplio rango permitido de diferenciales de presión. Para lo cual el diseñador pueda capitalizar todas las características antes mencionadas, para obtener el arreglo optimo en el trazo, accesorios y diámetro [Tomado de Chemical Engineering Progress, 64, Vol. 86, No. 11].

4.3.2 Diseño de la línea a dos fases.

En el diseño de una línea a dos fases, se requiere de un estudio meticuloso del sistema, debido a que es de vital importancia, establecer todas las variables que describen el comportamiento del flujo a dos fases. Para así de esta manera, tomar en cuenta u omitir las variables involucradas en el proceso, lo cual resulta ser una tarea muy difícil. Esto nos ayudara a definir que correlación o modelo mecanistico, mas adecuado para determinar: el patrón de flujo, Holdup y la caída de presión.

Procedimiento de diseño.

El procedimiento de diseño dependerá del modelo o correlación elegida. Ya que este nos indicara el orden en que se calculara: el patrón de flujo, Holdup y la caída de presión.

1. Determinar el comportamiento del Holdup a través de la línea. Para saber si se puede resolver como flujo isotérmico.
2. Proponga un diámetro.

3. Mediante un procedimiento iterativo ajuste el diámetro, evitando patrones de flujo indeseables a la entrada de la línea.
4. Estime el Holdup
5. Estime la caída de presión total de la línea. Se sugiere realizar la división de la línea en tramos de diámetro constante, ya que esto le permitirá mejorar el cálculo de la caída presión. Si la ΔP es mayor al 10% de la presión inicial, se recomienda aumentar el diámetro de una de las secciones horizontales para disminuir la caída de presión.
6. Determine el patrón de flujo y el Holdup a la salida de la línea.

Software Aplicable.

El método de cálculo, antes enunciado presenta gran dificultad, debido a que implica un gran tiempo de cálculo, de realizarse a mano. Este tiempo de cálculo se puede reducir considerablemente con el empleo de software comercial especializado, de los cuales se puede mencionar **INPLANT versión 3** de Simulation Science Inc (1994) y **PIPEPHASE versión 8** de Simulation Science , Inc, "2002".

El simulador **INPLANT** es un software especializado en el diseño de líneas o tuberías en plantas de proceso, permitiendo resolver problemas de flujos de fluidos, en el momento del diseño de líneas nuevas, monitoreo de líneas existentes. Este simulador tiene incorporado el diseño de líneas a dos fases. Permitiendo seleccionar una correlación para toda la simulación y así estimar el patrón de flujo, Holdup y la caída de presión. Las correlaciones empleadas por INPLANT se muestran en la tabla 4.2.2.

El simulador **PIPEPHASE** de Simulation Science, al pertenecer a la misma compañía del software **INPLANT**, retoma las correlaciones para flujo a dos fases e incorpora nuevas correlaciones, ofreciendo la ventaja de elegir un método global de cálculo, o usar uno de los diferentes métodos disponibles para cada uno de los tramos (cuando se realice).

Ambos simuladores presentan una rutina para el cálculo de líneas con evaporación progresiva.

Tabla 4.2.2 Correlaciones incluidas en el software INPLANT y PIPEPHASE.

Método	Línea.		
	Horizontal e inclinadas < 10°	Inclinada Ascendente	Inclinada Descendente
Beggs & Brill	✓	✓	✓
Beggs & Brill - Moody ¹	✓	✓	✓
Beggs & Brill - No slip	X	X	X
Beggs & Brill – Eaton ³	X	X	X
Beggs & Brill – Hagendorn & Brown	X	X	X
Murkherjee & Brill ²	✓	✓	✓
Murkherjee & Brill - -Eaton ³	✓	✓	✓
Ansari	X	✓	X
Orkiszewski	X	X	X
Duns & Ros	X	X	X
Hagendorn & Brown	X	X	X
Hagendorn & Brown – Beggs & Brill	X	X	X
Aziz	X	X	X
Gray	X	X	X
Gray – Moody	X	X	X
Angel – Welchon – Ros	X	X	X
Eaton	X	X	X
Eaton –Flannigan	✓	✓	✓
Dukler	X	X	X
Dukler - Flannigan	✓	✓	✓
Lockhart & Matinelli	X	X	X
Dukler – Eaton –Flannigan	✓	✓	✓
Olimens	✓	✓	✓
Olga	✓		
Tacite	✓		

1. En general, este método es recomendado porque aplica en todo el rango de condiciones de flujo.
 2. Este método es recomendado para con bajo Holdup líquido en terrenos inclinados.
 3. Estos son modelos híbridos no-normales que se deben usar sólo después de igualar a datos medidos.

Leyenda:	✓	Correlación recomendada para la aplicación.
	X	Correlación permitida pero no recomendada.

Tomado de PIPEPHASE 8 USER'S GUIDE, de Invensys Systems, impreso en USA, octubre del 2002.

4.3.0 Líneas Asociadas a Rehervidores.

Como se estableció en la sección 3.3, el circuito para rehervidores se encuentra conformado por dos líneas (línea ascendente y descendente). Además, se enunciaron sus características hidráulicas y se reconoció que el circuito puede presentar arreglo en circulación natural o forzada, donde esta última es un arreglo poco frecuente, razón por lo cual no es tomada en cuenta en el desarrollo de este trabajo. En esta sección se presenta los factores básicos que permitirán realizar un adecuado diseño de las líneas que conforman el circuito del rehervidor.

4.3.1 Factores Hidráulicos de Diseño.

Dentro de los factores hidráulicos que deben tomarse en cuenta para un adecuado diseño de las líneas asociadas a Rehervidores con circulación natural se encuentran las cabezas estáticas. Las cuales son determinadas entre la línea de centros del rehervidor y las boquillas de salida y retorno de la torre. Ya que esta es la que permitirá la circulación del fluido en el circuito. Esta carga deberá ser la suficiente para que contrarreste las pérdidas por fricción, la caída de presión en el rehervidor y la línea que conforman el circuito. Permitiendo que la presión en la boquilla de retorno sea mayor a la presión de la columna, asegurando así su adecuada operación.

Como se puede advertir, la carga estática en la línea de alimentación al rehervidor limita el diseño, este factor se encuentra en función de:

1. Distancia Recomendada entre el Rehervidor y la Columna.
2. Arreglos del Rehervidor.
3. Configuración de la línea del Rehervidor.
4. Patrón de Flujo.
5. Elevación del Rehervidor.
Nivel de los Líquidos.
Caída de Presión.

Distancia Recomendada (Rehervidor - Columna)

El criterio establece: “el rehervidor se debe colocar lo más cercano a la columna de destilación”, pero se encontrará satisfactoria la distancia de 3 m (9.84 ft) recomendada por la Norma de Referencia PEMEX NFR-010-PEMEX-2001(ver Fig. 4.3.1).

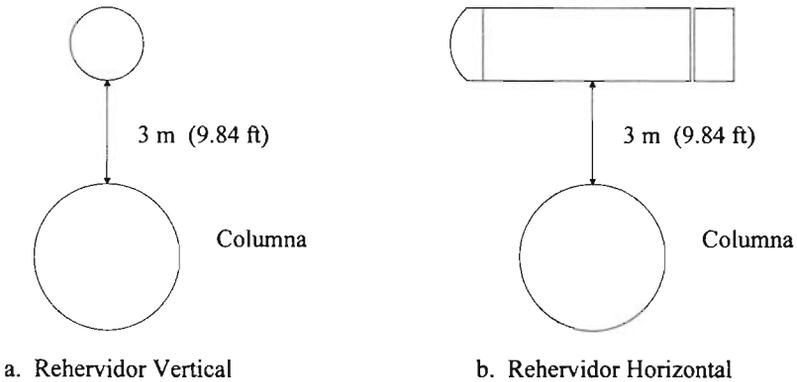


Figura 4.3.1 Distancia Mínima de Separación Rehervidor - Columna.

El arreglo de Rehervidor.

El arreglo típico de las líneas asociadas a Rehervidores consta de 2 líneas. Una línea descendente la cual conecta el fondo o la coraza de la columna con el Rehervidor. Aquí el fluido es calentado para obtener un vapor o una mezcla vapor-líquido, que se retorna a la columna a través de una línea de salida del rehervidor (línea ascendente). En la figura 4.3.2 se muestran las trayectorias típicas de las líneas ascendente y descendente, en rehervidores horizontal y vertical.

En el Rehervidor termosifón vertical, el calentamiento ocurre normalmente en la coraza. En el rehervidor termosifón horizontal, este ocurre en el lado de los tubos. Para una proporción de evaporación mayor (por ejemplo, 90% de flujo total), se usa un rehervidor tipo Kettle, donde el calentamiento ocurre en la coraza.

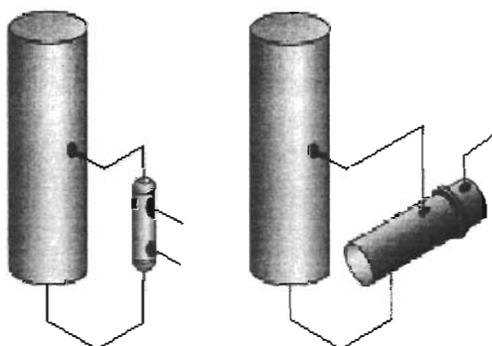


Figura 4.3.2 Trayectorias Típicas de las Líneas Asociadas a Rehervidor.

El diseño de la tubería para rehervidores horizontales debe ser tan simple y directo como sea posible dentro de las limitaciones de los esfuerzos por expansión térmica.

Los rehervidores tienen a menudo dos tomas de corriente y dos segmentos en paralelo de tubería. Cuando se trazan estas líneas a menudo se realizan en arreglo no simétrico, provocando que una línea deba realizar un esfuerzo mayor para igualar la resistencia a través de ambas líneas. Más resistencia en una de las tuberías produce un flujo más pequeño que en el otro. Por lo que, la distribución de calor será desigual, provocando que un segmento sea más caliente que el otro. Por lo que, se debe realizar un arreglo simétrico en el trazo y las boquillas de entrada, así como en la línea descendente y ascendente. Una configuración de la tubería no simétrica, puede aceptarse para un diseño de tubería más barato o más flexible.

Configuración de las líneas asociadas a rehervidores.

La configuración de las líneas asociadas se encuentra compuesta de tramos horizontales y verticales (ver fig. 4.3.2). Donde, la línea ascendente se le debe prestar mayor atención debido a maneja flujo a dos fases, cuyo diseño se dificulta por el tramo vertical, el empleo de un tramo inclinado adiciona una gran complejidad al problema. El criterio de diseño para este caso indica, que para flujo a dos fases, nunca emplee líneas inclinadas en líneas de proceso [Tomado de Chemical Engineering Progress, 59, March 1997].

Accesorios permitidos.

Los accesorios permitidos dentro de la línea de succión de bombas son:

a) Las Entradas y Salidas de Equipos.

La boquilla es un accesorio que se adapta al recipiente para conectarlo con las líneas de proceso, se une por medio de soldadura y generalmente se fabrican de secciones de tubería que puede ser: Roscada (si el diámetro es menor de 2 pulgadas) y Bridada (si el diámetro es mayor de 2 pulgadas).

Las boquillas que se instalan en un recipiente, se deben someter a un análisis de esfuerzos, para evitar el debilitamiento por el corte realizado. Para evitar este problema se coloca un anillo de refuerzo, que será unida con soldadura. Como se muestra en la Fig. 4.2.3.

Las boquillas se deben combinar con una de los 4 tipos de entrada, las cuales son: la entrada bien redondeada, entrada ligeramente redondeada, entrada de borde afilado y entrada de tubo proyectado hacia adentro (ver figura 4.2.4). El criterio de diseño recomienda que “se emplee una entrada bien redondeada, debido a que es la que produce las menores pérdidas por fricción”, pero cabe mencionar que este criterio es ignorado en ocasiones. Ya que en su lugar se emplea la entrada ligeramente redondeada. En diseños especiales llega a emplearse la entrada de bordes afilados o bien, la entrada de tubo proyectado.

b) Válvulas.

Las válvulas son raramente incluidas en las tuberías del rehedidor, excepto cuando un rehedidor de reserva es requerido, o cuando se usan dos o tres rehervidores y operan en un rango de capacidad de calor sumamente grande. Dentro de las válvulas que se pueden emplear se recomienda la de compuerta (en la tabla 4.2.4 revise las características). Algunas compañías exigen línea de vacío fuera de las boquillas de la torre durante el cierre, repunte y mantenimiento.

c) Codos

Los codos son accesorios que sirven para cambiar la dirección de una línea, se clasifican de acuerdo a su longitud en radio largo y corto; dependiendo de la longitud serán las

perdidas por fricción, al chocar el fluido con el accesorio hay mayor caída de presión en los accesorios de radio corto, que en los de radio largo. Por lo que, se recomienda el empleo de accesorios de radio largo.

d) Tee's

Las tee's son accesorios que permiten realizar la bifurcación de una línea

Las pérdidas de fricción en el rehervidor.

Las pérdidas de fricción totales en un sistema del rehervidor termal-circulante deben ser más pequeñas que la carga disponible. La pérdida de presión causadas por fricción toma lugar en dos lugares principalmente: En el propio rehervidor, Δp_e , y en la tubería, Δp_p . De donde:

$$\Delta p_e + \Delta p_p < \Delta P \quad (4.20)$$

Las pérdidas de fricción en el rehervidor, Δp_e , generalmente son de 0.25 a 0.5 *psi*. (Una nota debe indicar si las pérdidas de la salida y entrada fueron incluidas). Las pérdidas unitarias en las líneas descendentes y ascendentes son en fracción de 1 *psi*/100 *pies*.

Patrón de Flujo.

Como se menciona anteriormente, las líneas asociadas a rehervidores se encuentra compuesta por dos líneas, una línea descendente y otra ascendente.

La línea descendente no presenta complicación, debido a que maneja un líquido saturado, por lo cual se sujeta al procedimiento de diseño de una línea a una sola fase.

La línea ascendente presenta flujo a dos fases, esta línea debe diseñarse para presentar flujo burbuja, espuma, o flujo disperso. En casos extremos, puede tolerarse el flujo slug, ondulado y estratificado.

Diámetro de las Líneas Asociadas.

- Línea de alimentación al Rehervidor.

El adecuado diseño de la línea de la línea de alimentación del rehervidor, para ingeniería básica, en su primera fase, busca un predimensionamiento para obtener un diámetro preliminar sin tomar en cuenta pérdidas por accesorios. Este se realiza a través de la Velocidad recomendada y la ecuación 4.21. Cabe mencionar que la velocidad recomendada para esta línea es de 2 a 7 *ft/seg*.

$$d_c = \left(\frac{0.0509 \cdot W}{\rho \cdot V} \right)^{0.5} \quad (4.21)$$

El diámetro calculado se redondea al diámetro interno comercial más próximo, superior o inferior, dependiendo de la cercanía de estos con los criterios de velocidad.

Para evitar cálculos, se puede utilizar la Fig 4.3.3 [Tomado de Chemical Engineering, 111, agosto 4, 1975]. Esta figura esta basada en la velocidad limite que puede desarrollar esta línea que va de 2 a 7 *ft/seg*. Su uso solo requiere de conocer el flujo Q en *gpm*.

- La línea de salida del rehervidor o retorno a la columna.

La línea de salida del rehervidor puede ser uno o dos tamaños más grande que la tubería descendente. El adecuado diseño de esta línea se realiza a través de la Velocidad y la ΔP_{100} (caída de presión en 100 m. o ft. de tubería) recomendadas. Cabe mencionar que la velocidad recomendada para esta línea es que sea menor de 70 *ft/seg* y ΔP_{100ft} menor de 0.2 *PSI*.

En circuitos de rehervidores verticales, las pérdidas en el rehervidor son mayores, y las pérdidas en la tubería son más pequeñas, que en los circuitos horizontales. En este caso, un factor de seguridad de 1.25 aplicado para manejar la fuerza que puede ser usada. En el rehervidores tipo Kettle, una línea de retorno de diámetro más grande normalmente debe aplicarse.

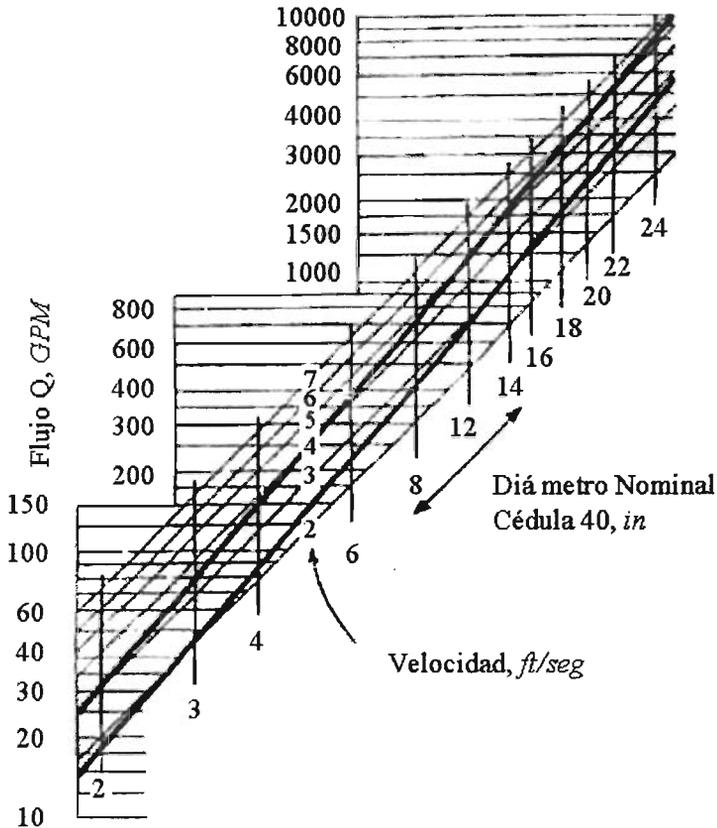


Figura 4.3.3 Nomograma para Establecer el Diámetro de la Línea de Alimentación.

Elevación del Rehervidor.

La mayoría de los rehervidores está al lado de la torre, con una elevación de la línea de centros de aproximadamente 3 a 5.5 ft sobre el nivel de piso, para rehervidores de 1 a 3 ft de diámetro aproximadamente. Cabe mencionar que la elevación antes mencionada puede emplearse como criterio para establecer una elevación del rehervidor.

Los Rehervidores deben proveerse de un arreglo económico - válvulas e instrumentos accesibles, un manejo del banco de tubos conveniente, y facilite el mantenimiento.

4.3.2 Diseño de las líneas asociadas a rehervidores.

El arreglo típico del rehervidor se muestra esquemáticamente en Fig. 4.3.4. En todos los casos, la presión del recipiente es la misma a la toma de corriente de la torre y boquillas del retorno. La circulación es forzada por la diferencia de la cabeza estática entre la columna vapor-líquido en la corriente de salida del rehervidor. Por conveniencia, las líneas de la referencia se escogen a la línea de centros para rehervidores horizontales, y el fondo del haz de tubos para el rehervidores verticales.

Si P_1 es la presión del líquido en la corriente de alimentación al rehervidor a la línea de referencia, y P_2 es la contra presión de la columna vapor-líquido en la línea de salida del rehervidor, la diferencia de ($\Delta P = P_1 - P_2$) debe superar al rehervidor y las pérdidas de fricción en tuberías. Por consiguiente, P_1 debe ser mayor que P_2 . Si el ρ_1 es la densidad del líquido caliente en la corriente de salida del rehervidor, entonces el $\rho_1 H_1 / 144 = P_1$, PSI. La contra presión, P_2 , tiene dos expresiones alternativas:

1. - Para los intercambiadores horizontales (vea Fig. 4.3.4a y Fig. 4.3.4c):

$$P_2 = \rho_2 H_2 / 144, \text{ psi} \tag{4.22}$$

donde:

$$\rho_2 = \frac{W}{\frac{W_l}{\rho_l} + \frac{W_v}{\rho_v}} = \frac{100}{\frac{\%Líquido}{\rho_l} + \frac{\%Vapor}{\rho_v}} \tag{4.23}$$

2. - Para los intercambiadores verticales (vea Fig. 4.3.4b y Fig. 4.3.4d):

$$P'_2 = (\rho_2 H_2 + \rho_3 H_3) / 144 \tag{4.24}$$

donde el ρ_2 es de nuevo la densidad de la mezcla, como expresado en la ecuación 4.23 para rehervidores horizontales, y el ρ_3 es la media densidad de líquido y mezcla de líquido - vapor en el rehervidor:

$$\rho_3 = (\rho_1 + \rho_2) / 2 \tag{4.25}$$

La ecuación 4.25 proporciona estimación conservadora del gradiente de densidad en el rehervidores vertical. La densidad real estará menos de eso expresado por ecuación 4.25. En todas las ecuaciones, las unidades de ρ son lb/ft^3 , y para H , ft . Nosotros también notamos que los rehervidor verticales deben inundarse. La elevación máxima del haz de tubos no debe ser más alta que el nivel líquido mínimo en la torre.

Hidráulica en rehervidores horizontal.

Las condiciones hidráulicas se desarrollarán sólo en los intercambiadores horizontales. (la derivación es la misma para los intercambiadores verticales, sólo que P_2' será reemplazada P_2). Para los intercambiadores horizontales.

$$P_1 - P_2 = \Delta P = (1/144)(\rho_1 H_1 - \rho_2 H_2) \quad (4.26)$$

Si un factor de seguridad de 2 se introduce, entonces la diferencia de presión disponible para las pérdidas de fricción se divide en dos, y:

$$\Delta P = (1/288)(\rho_1 H_1 - \rho_2 H_2) \quad (4.27)$$

La cantidad $(H_1 - H_2)$ normalmente es 3 pies (vea Fig. 4.3.4a). Por consiguiente, un manejo mínimo la fuerza tendencia de $\Delta P_{min} = (3/288)\rho_1 \approx 0.01\rho_1$ siempre está disponible en los intercambiadores horizontales.

El manejo de la fuerza máxima permisible depende de la diferencia de elevación entre la boquilla y la línea de centros del intercambiador (la dimensión H_1) y en la evaporación total que tiene lugar en el rehervidor. Descuidando la contra presión del vapor en la columna en la línea del retorno, la fuerza del impulso utilizable máxima es:

$$\Delta P_{max} = (H_1 / 288) \cdot \rho_1 \quad (4.28)$$

En la mayoría de las aplicaciones, el manejo de la fuerza esta por debajo de este máximo. H_1 puede ir de 6 a 24 pies, mientras dependiendo del tamaño del arreglo y en $NPSH$ para una succión de bomba al fondo de la torre. Para estos valores de H_1 :

$$\Delta P_{max} = (6 / 288) \cdot \rho_1 \quad a \quad (24 / 288) \cdot \rho_1 \quad (4.29)$$

$$\Delta P_{max} = 0.02 \cdot \rho_1 \quad a \quad 0.08 \cdot \rho_1 \quad (4.30)$$

Así, la fuerza tendencia se reduce en función de la densidad líquida de la línea descendente a la temperatura operación. Por ejemplo, si la geometría de la tubería produce $H_1 = 12 \text{ ft}$, y una $\rho_1 = 50 \text{ lb/ft}^3$ para queroseno:

$$\Delta P_{max} = (H_1 / 288) \cdot 50 \approx 2.0 \quad (4.31)$$

Estas simples relaciones son útiles cuando la proporción de evaporación no es conocida y los tamaños de la línea tienen que ser estimados. La fuerza tendencia disponible estará cercana pero menos de ΔP_{max} .

ΔP_{max} , como aquí es evaluado, claro, un valor extremo tomado a la evaporación total. En el rehervidores, la evaporación es parcial. En el rehervidor, la evaporación parcial tiene lugar normalmente. Sin embargo, aun cuando la fuerza tendencia está supuesta al valor máximo, cualquier inexactitud se compensa bien para por el factor de seguridad de 2, y por la necesidad para usar tubería de tamaños comercialmente disponibles que son normalmente más grandes que los diámetros de la tubería calculados.

La elevación de la boquilla del drawoff.

La mínima elevación, H_1 , entre la línea descendente de la boquilla de la columna entre de la línea de centros del rehervidor horizontal puede encontrarse a través de ecuación 4.27, dónde $H_2 = H_1 - 3$, ft:

$$H_1 = \frac{288\Delta p - 3\rho_2}{\rho_1 - \rho_2} \quad (4.32)$$

La boquilla de la línea descendente no puede ser más bajo que H_1 . Δp reemplaza a ΔP en la ecuación 4.27, y es la suma de la línea descendente, la línea ascendente y pérdidas por fricción del intercambiador:

$$\Delta p = \Delta p_d + \Delta p_r + \Delta p_e$$

4.33

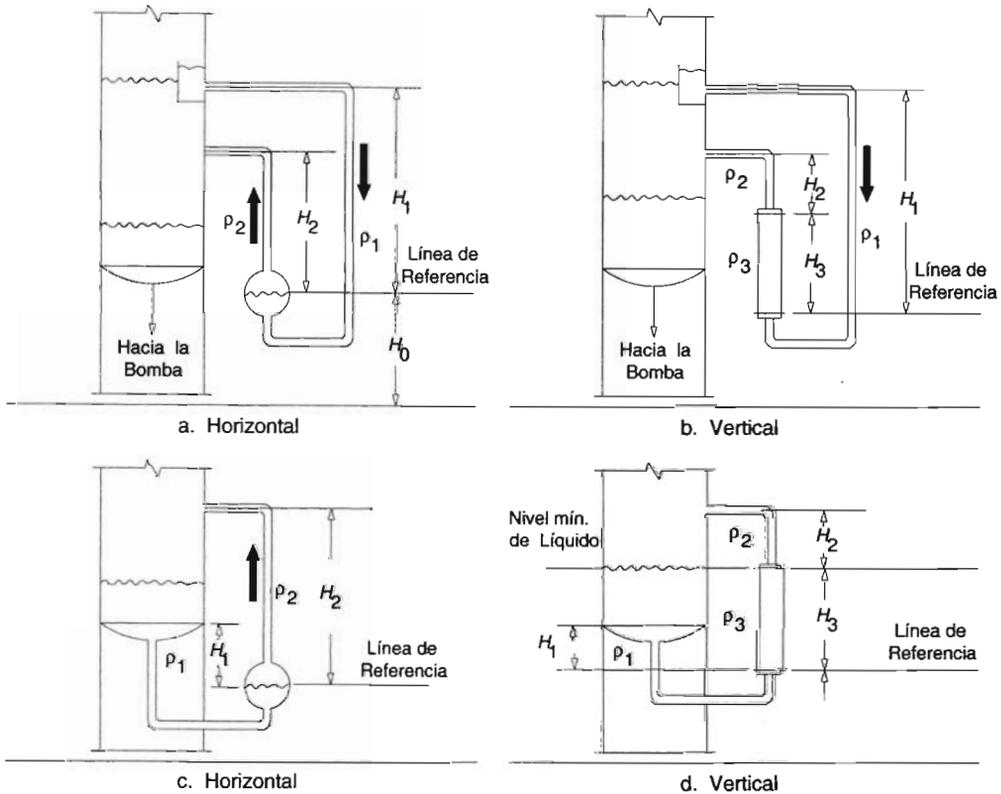


Figura 4.34 Rehervidores con circulación Natural.

El valor de H_1 se usa cuando se hacen los ajustes de elevación a las alturas del recipiente durante el diseño gráfico de la tubería, o cuando el recipiente puede localizarse a una elevación mínima. El coeficiente para p_2 en ecuación 4.32 es la diferencia de elevación entre la línea descendente y boquillas de la línea descendente. Si esto está de otra manera que 3 ft , la correcta dimensión puede ser insertada.

Procedimiento para establecer el isométrico.

1. Investigue el tipo de rehervidor a ser empleado (Horizontal o vertical).
2. Establezca una distancia mínima de separación del rehervidor columna de 3 m (9.84 ft).
3. Establezca una trayectoria típica de acuerdo a:
 - ✓ La Localización de la boquilla de salida al rehervidor, que puede estar ubicada en la coraza o bien, en el fondo de la columna de destilación.
 - ✓ El número de salidas y entradas del fluido de proceso en el rehervidor.
4. Aplique la elevación sugerida para los equipos y boquillas de las líneas ascendente y descendente de acuerdo a la Fig. 4.3.4a.
5. Determine el tramo recto de tubería.

Procedimiento para el cálculo de las líneas que componen el circuito del rehervidor:

El adecuado diseño de las líneas asociadas a rehervidores, para ingeniería básica, en su primera fase, busca un predimensionamiento para obtener un diámetro preliminar sin tomar en cuenta pérdidas por accesorios.

Línea de alimentación al rehervidor

Este se puede realizar a través de dos procedimientos. El primero de ellos emplea el criterio de Velocidad recomendada y el segundo, es a través de un nomograma

1. Dimensionamiento con velocidad recomendada.

Cuando se emplea el criterio de velocidad, se calcula el diámetro con la ecuación 4.7, donde la velocidad recomendada es de 2 a 7 ft/seg.

$$d_c = \left(\frac{0.0509 \cdot W}{\rho \cdot V} \right)^{0.5} \quad (4.7)$$

Donde W esta en lb/seg, V en ft/seg, ρ en lb/ft³ y d_c en in. El diámetro calculado se redondea al diámetro interno comercial más próximo, superior o inferior, dependiendo de la cercanía de estos con la velocidad recomendada.

2. Dimensionamiento aplicando el nomograma de la Fig. 4.3.3, para lo cual se requiere realizar la conversión del flujo volumétrico de ft^3/hr a GPM (Galones por minuto). Este es un procedimiento corto.

Una vez determinado el diámetro de la línea, se procede a realizar el comportamiento hidráulico del diámetro superior e inferior al calculado por cualquiera de los dos métodos antes descritos.

Para lo cual se determinará la ΔP_{100ft} . El procedimiento de cálculo será el siguiente:

1. Determine la velocidad del fluido.
2. Calcule el número de Reynolds
3. Calcule factor de fricción.
4. Realice el cálculo de la caída de presión, despejando de la ecuación 4.8 ó 4.9.

La línea de salida del rehervidor o retorno a la columna.

Como ya se mencionó anteriormente, la línea de salida del rehervidor presenta flujo a dos fases (líq-vap). Este flujo se comporta de manera isotérmica; ya que, la vaporización presentada se puede considerar como despreciable. Para realizar el dimensionamiento de esta línea se aplica un criterio, que dice que "la línea de salida del rehervidor debe ser uno o dos tamaños nominales más grande que la línea de alimentación". Este criterio servirá de partida, para iniciar los cálculos del patrón de flujo y la ΔP_{100} (caída de presión en 100 m. o ft. de tubería). El cual podrá realizarse aplicando una correlación o un modelo, pero debido a que es un cálculo de ensayo y error se sugiere emplear un programa comercial, para líneas a dos fases (líquido-vapor).

El diámetro adecuado debe cumplir tres características que son:

1. El patrón de flujo a dos fases que debe presentarse es burbuja, espuma, o flujo disperso. En casos extremos, puede tolerarse el flujo slug, ondulado y estratificado. [Tomado de Chemical Engineering Progress, 59, March 1997].
2. La Velocidad de la mezcla debe ser menor de 70 ft/seg . [Tomado del Manual para el Diseño Hidráulico de Recipientes Separadores a Dos Fases, Instituto Mexicano del Petróleo]

3. La ΔP_{100} (caída de presión *ft.* de tubería) debe ser menor de 0.2 *PSI*. [Tomado del Manual para el Diseño Hidráulico de Tanques Separadores a Dos Fases, Instituto Mexicano del Petróleo]

Procedimiento para el cálculo de las líneas que componen el circuito del rehervidor una vez proporcionado o establecido el isométrico:

Línea descendente

Determinar la caída de presión total.

1. Retomar los valores de N_{Re} , f .
2. Determine la longitud equivalente de tubería y accesorios.
3. Estimar ΔP_{100} con la siguiente ecuación:

$$\Delta P = \Delta P_{100} \left(\frac{L_{Eq}}{100 \text{ ft}} \right) \quad (4.34)$$

Donde ΔP_{100} es *psi/100 ft*, ΔP total en *psi*, L_{Eq} es la longitud equivalente en *ft*.

Línea ascendente.

Determinar la caída de presión total.

1. En el predimensionamiento se hizo la suposición de que se trataba de una línea horizontal para determinar el diámetro. Ahora esta línea se le adiciona una complejidad al adicionar un(os) tramo(s) verticales, con flujo ascendente. Los cuales elevarán la caída de presión en la misma. Para realizar un mejor cálculo, se recomienda dividir la línea en dos tramos (vertical ascendente y horizontal). En los cuales deberá estimar la longitud equivalente presente
2. Una vez obtenidas las ΔP de cada tramo, se calcula la caída de presión total en la línea. Como una sumatoria de cada tramo. Vigilando que no se presente patrón de flujo indeseables.

Procedimiento para comprobar la hidráulica en el circuito del rehervidor;

1. Calculamos ΔP total en el circuito, la cual es obtenida como la adición de las pérdidas de presión total de la línea de alimentación al rehervidor, la de salida del rehervidor y del propio rehervidor.
2. Calculamos la caída de presión permitida. Si la ΔP total calculada debe ser menor a ΔP permitida, se acepta el cálculo.

Tipo de rehervidor	Ecuación	
Horizontal	$\Delta P = \left(\frac{1}{288} \right) (\rho_1 H_1 - \rho_2 H_2)$	(4.24)
Vertical	$\Delta P = \left(\frac{1}{288} \right) (\rho_1 H_1 - (\rho_2 H_2 + \rho_3 H_3))$	(4.24A)

3. Verificamos la elevación mínima de la boquilla de retorno del rehervidor a en la coraza de acuerdo a la ecuación 4.27 y 4.27A.

4.4.0 Líneas Asociadas a Domos y Condensadores.

Las tuberías conectadas a condensadores son generalmente sencillas. El costo de la tubería depende del óptimo diseño del condensador. Por consiguiente, el trazo de la línea es influido por el diseño mecánico del condensador.

Los detalles de interés al diseñar la tubería son: el tipo del intercambiador, el tamaño, los detalles de la construcción, el arreglo de las boquillas, el sentido de dirección de flujo a través de la coraza y los tubos. Esto con la finalidad de que se pueda establecer los arreglos alternos de las líneas de domos y condensadores.

4.4.1 Factores de Diseño.

Los Factores Hidráulicos que deben tomarse en cuenta para un adecuado diseño de las líneas de domos y condensadores dependen del estado del fluido en las líneas y del arreglo físico de las instalaciones.

Para realizar el arreglo físico de las instalaciones, en el cual se ha definido el tipo de reflujo (a gravedad o bombeo) y el tipo de Condensador (horizontal o Vertical) a emplearse, se deben considerar los siguientes aspectos:

1. Distancia Recomendada entre el condensador y la Columna.
2. La distribución de los equipos dentro de la planta (Plano de Localización General)

Distancia Recomendada (Condensador - Columna)

El criterio establece: "el condensador se debe colocar lo más cercano a la columna de destilación", pero se encontrara satisfactoria la distancia de 3 m (9.84 ft) recomendada por el documento NFR-010-PEMEX-2001.

Distribución de los equipos en planta (PLG)

La distribución de equipos afecta el diseño de la tubería. Para realizar la distribución de los equipos deberá recopilar las hojas de datos de los equipos involucrados

Los equipos de proceso en la mayoría de las plantas se arreglan en la secuencia del flujo de proceso.

En la disposición de la planta, la torre de fraccionamiento se debe arreglar primero, y el otro equipo después de que se haya establecido la secuencia apropiada. La posición de los cambiadores en plantas químicas y petroquímicas depende generalmente de la localización de las columnas de la destilación. La posición del cambiador se realiza con la aplicación de los siguientes conceptos:

1. Los cambiadores deben estar adyacentes al otro equipo, por ejemplo, los condensadores deben estar cercanos a sus tanques de reflujo, cerca de la torre.
2. Los cambiadores pueden estar cerca de otros equipos de proceso por ejemplo, en algunos circuitos de reflujo, los cambiadores se colocan cerca de circuitos de bombas. En el caso de requerirse, el cambiador puede estar cerca y/o debajo de la torre o del tanque de reflujo, para tener que tener líneas de succión de bomba más cortas.
3. Un cambiador entre dos equipos de proceso, se muestra en la Fig. 4.4.1a por ejemplo, cambiadores conectados con líneas de proceso en el lado de la coraza y el en los tubos deben ser situados donde las dos corrientes se junten con el rack de tuberías y ser paralelos, y en este lado del rack, es en donde colocan a la mayoría de los equipos relacionados.
4. Los cambiadores entre un equipo de proceso y el límite de la unidad, es presentado en la Fig. 4.4.1b - por ejemplo, producto del enfriamiento puede ser situados cerca del límite de la unidad para reducir al mínimo la longitud de la tubería.
5. Aplique espacios claros y de funcionamiento enfrente, y alrededor de los cambiadores. Estos espacios de funcionamiento se deben guardar de cualquier tubería y accesorios. Estos claros tienen la finalidad de permitir el retiro del banco de tubos, para mantenimiento y limpieza.
6. La disposición de espacio, en ocasiones obliga a que los cambiadores se apilen para simplificar la tubería y ahorrar el espacio disponible. La mayoría de las unidades del mismo servicio son agrupados automáticamente. Dos cambiadores en servicio pueden ser apilados. Se deben proporcionar los suficientes claros para la tubería lateral y del canal de la coraza entre los dos cambiadores. La altura máxima para que apilen cambiadores es de 12 *ft* (3.65 *m.*), ya que una altura mayor puede ser inconveniente para manejar el banco de tubos.

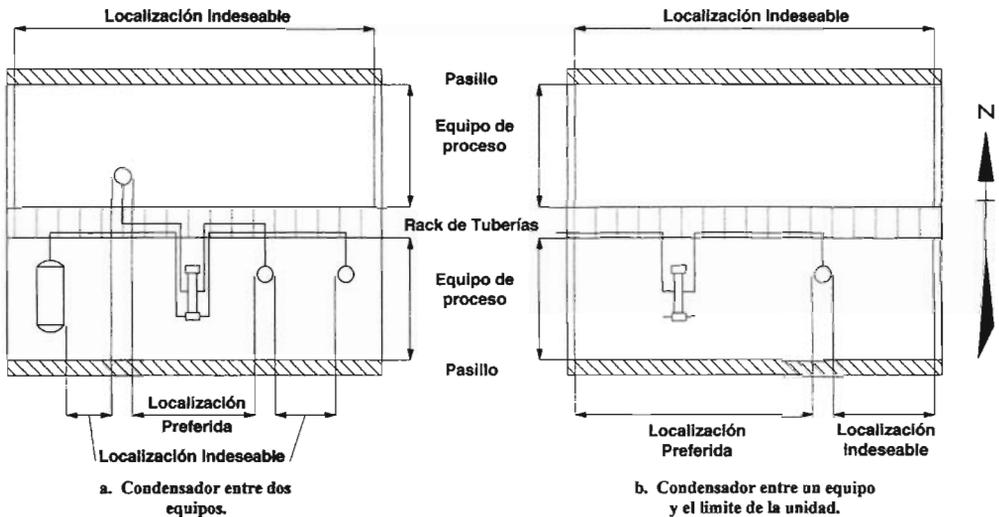


Fig. 4.4.1 Localización de condensadores en planta.

Configuración de la línea de domos y condensadores

La configuración de las líneas de domos y condensadores se encuentra compuesta de tramos horizontales y verticales (ver fig. 4.3.2). Donde, la línea de condensadores se le debe prestar mayor atención debido a maneja flujo a dos fases, cuyo diseño se dificulta por el tramo vertical, con flujo descendente y ascendente. Se debe retomar, el criterio de diseño para la configuración de líneas con flujo a dos fases, que indica que "nunca emplee líneas inclinadas en líneas de proceso, ya que su adición eleva la complejidad al problema".

Accesorios permitidos.

Los accesorios permitidos dentro de la línea de domos y condensadores son:

- a) Las Entradas y Salidas de Equipos.

La boquilla es un accesorio que se adapta al recipiente para conectarlo con las líneas de proceso, se une por medio de soldadura y generalmente se fabrican de secciones de tubería que puede ser: Roscada (si el diámetro es menor de 2 pulgadas) y Bridada (si el diámetro es mayor de 2 pulgadas).

Las boquillas que se instalen, se deben someter a un análisis de esfuerzos, para evitar el debilitamiento por el corte realizado. Para evitar este problema se coloca un anillo de refuerzo, que será unida con soldadura. Como se muestra en la Fig. 4.2.3.

Las boquillas se deben combinar con una de los 3 tipos de entrada, que aplican las cuales son: la entrada bien redondeada, entrada ligeramente redondeada y entrada de borde afilado. (Ver Fig. 4.2.4). El criterio de diseño recomienda que "se emplee una entrada bien redondeada, debido a que es la que produce las menores pérdidas por fricción", pero cabe mencionar que este criterio es ignorado en ocasiones. Ya que en su lugar se emplea la entrada ligeramente redondeada.

b) Válvulas.

Las válvulas son raramente incluidas en la línea de domos, independientemente del tipo del tipo de reflujo y condensador empleados.

En la línea de condensadores con reflujo a gravedad se emplea una válvula de control de flujo, la cual debe ser localizada en un punto bajo de la línea y se le debe dar la suficiente cabeza estática a la entrada de la válvula para prevenir vaporización cuando el flujo atraviese la válvula.

c) Codos

Los codos son accesorios que sirven para cambiar la dirección de una línea, se clasifican de acuerdo a su longitud en radio largo y corto; dependiendo de la longitud serán las pérdidas por fricción, al chocar el fluido con el accesorio hay mayor caída de presión en los accesorios de radio corto, que en los de radio largo. Por lo que, se recomienda el empleo de accesorios de radio largo.

d) Tee's

Las tee's son accesorios que permiten realizar la bifurcación de una línea.

Espacio para mantenimiento.

El diseño de las tuberías puede ayudar en las operaciones de mantenimiento, para lo cual se recomienda realizar las siguientes consideraciones:

1. El proveer tramos rectos de tubería y accesorios que se remuevan fácilmente.

2. Dejar el espacio y el acceso alrededor del cambiador: Para maniobras de mantenimiento, se recomienda que sea de 18 in (45 cm aprox.). El espacio recomendado para remover el banco de tubos recomienda que sea igual a la longitud de los tubos mas 18 in (45 cm aprox.).

Para las operaciones de mantenimiento, la tubería debe ser removida o desconectada para retirar los cambiadores de su localización de requerirse.

El mantenimiento también puede consistir en cambiar las juntas, empaques, etc. Los bancos de tubos se retiran o sacan de la coraza para la limpieza y reparación; la coraza se puede o no ser removida, ya que se puede limpiar en su lugar:

Factores de Diseño Hidráulico de las Líneas de domos y condensadores.

Dentro de los Factores Hidráulicos que deben tomarse en cuenta para un adecuado diseño de las líneas asociadas a domos y condensadores con reflujos a gravedad o bombeo. Una vez definido el trazo de la línea, se encuentra la diferencia de presión en la cabeza estática entre la línea vertical de domos y la línea de salida del condensador, en un condensador con reflujos a gravedad. Para sistemas con reflujos a bombeo, el flujo circula en el condensador por efecto de la diferencia en la cabeza estática entre la parte superior o domo de la columna y el tanque de reflujos.

Como se puede advertir, la carga estática que limita el diseño hidráulico de las líneas asociadas a rehervidores vuelve a limitar el diseño ahora, de las líneas de domos y condensadores.

Por lo que se procede a presentar el diseño hidráulico para los siguientes condensadores:

1. Condensadores con reflujos a gravedad.
2. Condensadores con reflujos a bombeo.

Condensadores con Reflujo a gravedad.

Condensadores horizontales.

Un condensador con reflujo a gravedad está situado por encima del domo de la columna, como es presentado en la Fig. 4.4.2 y la Fig. 4.4.3. Para el condensador horizontal en la Fig. 4.4.2b, el vapor entra al cambiador por la parte superior, y líquido de enfriamiento por en el fondo. La tubería colocada en la entrada asegura un nivel líquido permanente y es controlado a través de las líneas de reflujo y de almacén (a disposición).

La diferencia de presión de la cabeza estática, entre la línea vertical de domos y la línea de la salida del condensador para el arreglo en la Fig. 4.4.2 se puede escribir como:

$$\Delta P_s = (H/144)(\rho_1 - \rho_2) \quad (4.35)$$

ΔP_s deben ser igual o mayor que la suma de: (1) la resistencia del sistema de tuberías, Δp_p , entre los puntos de referencia A y B, (2) caída de presión del cambiador, Δp_e ; y (3) diferencia requerida de la presión a través de la válvula, Δp_{cv} :

$$\Delta P_s \geq \Delta p_p + \Delta p_e + \Delta p_{cv} \quad (4.36)$$

La distancia requerida, H , entre la entrada de la columna y la línea central del condensador se puede calcular de ecuación 4.35 como

$$H = (144\Delta P_s)/(\rho_1 - \rho_2) \quad (4.37)$$

Las columnas del vapor pueden ser eliminadas si se asume que $\rho_2 = 0$ en las ecuaciones 4.35 y 4.37. Todas las presiones están en la *PSI*; ρ en lb/ft^3 ; y dimensiones, H , en el *ft*.

Como se demuestra en la ecuación 4.37, una mínima de diferencia de la elevación entre la parte superior de la columna y la línea centros del cambiador, la resistencia de la tubería y sus componentes pueden también ser mínimos.

Generalmente, en sistema de condensación, las pérdidas unitarias en la tubería son bajas alrededor de un décimo o un centésimo de 1 *psi/100ft*. Las resistencias a la entrada, y salida

de equipos de proceso toman una porción considerable de la resistencia de la tubería y no se debe ignorar en los cálculos.

En condensadores horizontales, donde la condensación ocurre en la coraza. Se obtienen resistencias más bajas que en el lado de los tubos. En condensadores, con dos boquillas de entrada y de salida, permiten dividir el flujo total, esto ayuda a reducir la resistencia en las entradas y las salidas considerablemente. En este caso, la tubería de la entrada y de salida deberá ser simétrica.

El líquido subenfriado del arreglo Fig. 4.4.2b puede ser enviado o bombeado directamente al almacén. La corriente de producto para Fig. 4.4.2a se dirige a almacén, con previo enfriamiento.

Las válvulas de control en estos sistemas se deben situar en el punto bajo de la de la línea de retorno y de la corriente de producto. Suficiente cabeza estática antes de la válvula. Un refrigerador del producto no debe recibir una mezcla líquida del vapor.

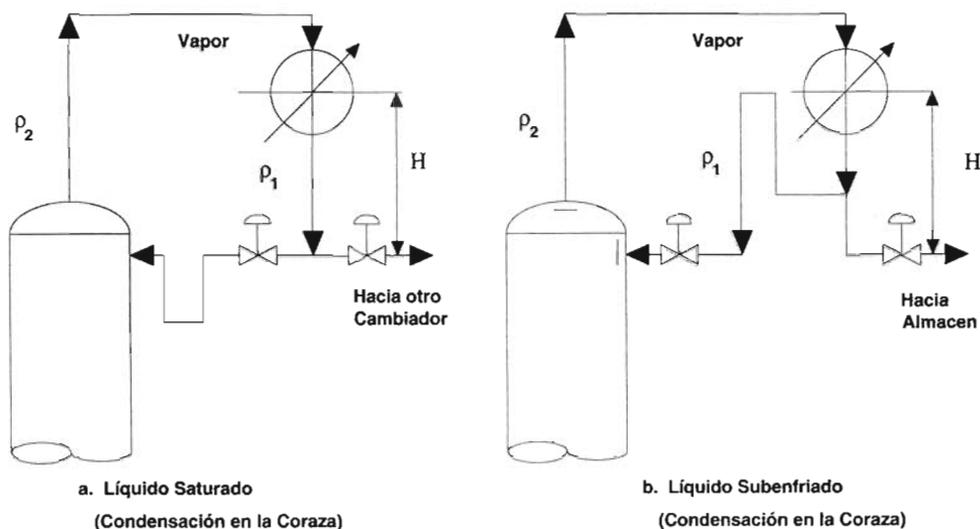


Fig. 4.4.2 Condensador Horizontal con Reflujo a Gravedad.

Condensadores Verticales:

El arreglo para estos condensadores con reflujo a gravedad se presenta en la Fig. 4.4.3. La condensación puede ocurrir en la coraza (Fig. 4.4.3a), o en los tubos (Fig. 4.4.3b). Un condensador vertical de un solo paso es más conveniente para los líquidos subenfriados que uno horizontal. La altura puede ser ajustada dentro de un mayor rango que la presentada en condensadores verticales. El nivel líquido requerido en la coraza del cambiador es determinado por el diseñador del cambiador.

El balance hidráulico para el arreglo es mostrado en las Figuras 4.4.3 es:

$$(1/144)(H_1\rho_1 + H_2\rho_2) \geq (1/144)H_3\rho_3 + \Delta P \quad (4.38)$$

Donde el ΔP es la suma de la resistencias de la tubería, Δp_p , del cambiador, Δp_e , y de la válvula de control (si cualesquiera) Δp_{cv} :

$$\Delta P = \Delta p_p + \Delta p_e + \Delta p_{cv} \quad (4.39)$$

La diferencia de elevación, según lo expresado de ecuación 4.38, entre salida del condensador y la boquilla de la entrada del reflujo será:

$$H_1 \geq (1/\rho_1)(H_3\rho_3 - H_2\rho_2 + 144\Delta P) \quad (4.39)$$

Donde ρ_1 es la densidad del condensado en la línea del reflujo, ρ_3 es la densidad del vapor en la línea de domos, ρ_2 es la densidad promedio en el cambiador vertical:

$$\rho_2 = 0.5 \cdot (\rho_1 + \rho_2) \quad (4.40)$$

Condensadores con reflujo con bombeo.

Típicamente las líneas de domos para hidrocarburos en columnas de destilación son presentadas en la Fig. 3.4.2. La circulación fluido en la tubería es resultado del efecto del termosifón en la condensación del reflujo a gravedad. Para los sistemas mostrados en Fig. 3.4.2, hay (y la mayoría del tiempo debe ser) una diferencia de la presión entre el domo de la

torre y el tanque del reflujo. El tanque de reflujo tiene una bomba, que retorna el líquido al domo de la torre o lo envía al almacén.

En estos el arreglo (además la suma de las cabezas estáticas), diferencias reales de la presión ΔP_p , también entra en los cálculos:

$$\Delta P_p = P_1 - P_2 \tag{4.41}$$

Para la cabeza estática se obtienen en Fig. 4.4.4, la diferencia de la cabeza estática será:

$$\Delta P_s = (1/144)(\rho_1 H_1 - \rho_2 H_2) \tag{4.42}$$

Donde ρ_1 es generalmente es la densidad del vapor, y ρ_2 es densidad de la mezcla líquido-vapor (o líquido). El ΔP disponible total es la suma de la ecuación 4.41 y 4.42, o:

$$\Delta P = \Delta P_s + \Delta P_p \tag{4.43}$$

Si el lado derecho de ecuación 4.42 se vuelve negativo, el condensador se debe colocar en una elevación más cercano a, o arriba, del tanque de reflujo. Un valor negativo indica que la cabeza estática ($\rho_2 H_2$) en la ecuación 4.42 es mayor que la suma de la diferencia de la presión (1) entre el domo de la torre y el tanque de reflujo más (2) la cabeza estática del vapor ($\rho_1 H_1$) en la línea de domos. Cuanto mayor es la condensación, más pesada es las mezclas llegan a la línea de salida del condensador, lo cual resulta en una mayor contra presión. Por supuesto, $\rho_2 H_2$ llegan a ser positivo cuando la línea tiene un arreglo de los flujos a gravedad entre la salida del condensador y la entrada del tanque de reflujo, según lo demostrado en Fig. 3.4.2a.

La Ecuación 4.43 presenta la fuerza impulsora en el sistema de domos. Esto debe ser mayor que las suma de pérdidas de la entrada y de la salida de la tubería, ΔP_p , y la resistencia del cambiador, ΔP_e :

$$\Delta P > \Delta p_p + \Delta p_e \tag{4.44}$$

ΔP_p usualmente se encuentra entre 2 a 6 psi, y el rango del ΔP_e del condensador es de 5 a 5 psi.

La localización posible máxima de la línea centros del condensador debajo del tambor del reflujo (dimensión H_2 en Fig. 4.4.4) se puede calcular de la combinación de Ecuación 4.42, Ecuación 4.43 y Ecuación 4.44, se obtiene:

$$(1/144)(\rho_1 H_1 - \rho_2 H_2) + \Delta P_p - (\Delta p_p + \Delta p_e) = 0 \quad (4.45)$$

Como un factor de seguridad, la presión de columna cabeza estática positiva de la línea de domos del vapor puede despreciada. Considerando:

$$(\rho_1 H_1) = 0$$

Expresando H_2 de la ecuación 4.45 en ft, nosotros obtenemos:

$$H_2 = (144 / \rho_2)(\Delta P_p - \Delta p_p - \Delta p_e) \quad (4.46)$$

En el diseño de las elevaciones, generalmente el tanque de reflujo es elevado primero de acuerdo con el *NPSH* requerido de la bomba de reflujo

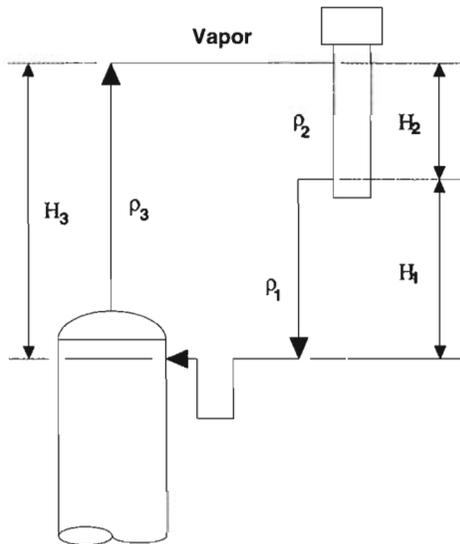
Patrón de flujo.

El flujo slug puede convertirse a la salida del condensador demostrado en F/5, dependiendo de la proporción del vapor - líquidas y la velocidad del fluido. El flujo slug debe ser evitado porque puede utilizar oleadas de presión indeseables.

Una relación empírica se puede utilizar para estimar la región del flujo slug. Si la velocidad (calculada con densidad bifásica) en la tubería es más pequeña que $(5\rho/\rho_v)^{1/2}$, flujo slug es posible.

El criterio general para seleccionar una línea conveniente tamaño es que el diámetro de la pipa debe ser suficientemente pequeño tener la velocidad más alta, pero bastante grande para permanecer dentro de diferencial de presión disponible. La posibilidad del flujo slug se puede reducir al mínimo mediante:

- (a) Aumentando la caída de presión en la línea en la boquilla del condensador y reduciendo la resistencia del resto del sistema que condensación.
- (b) Abastecimiento de dos líneas paralelas entre el condensador y el tambor del reflujo.
- (c) El usar válvulas alternativas de la tubería para alterar la velocidad de los flujos.
- (d) El cambiar al arreglo del flujo a gravedad.



a. Líquido Saturado
(Condensación en la Coraza)

Fig. 4.4.3a Condensador Verticales con Reflujo a Gravedad.

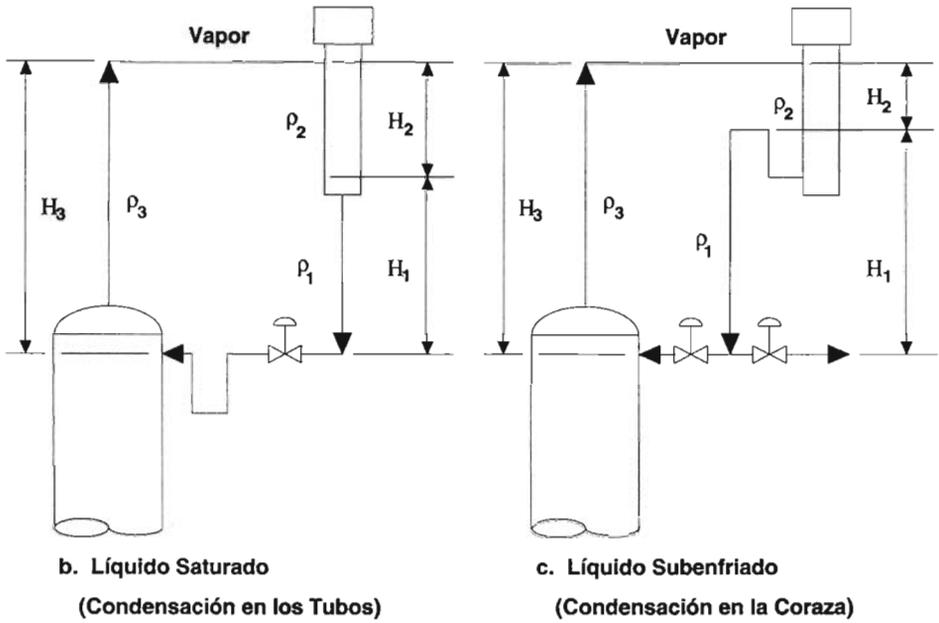


Fig. 4.4.3 b y c Condensador Verticales con Reflujo a Gravedad.

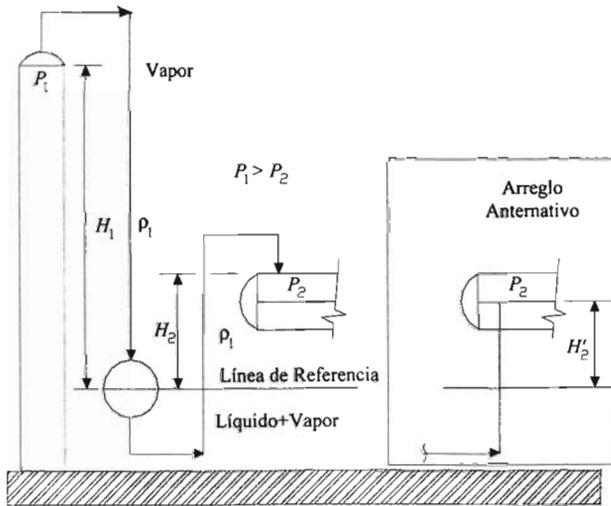


Fig. 4.4.4 Condensador Horizontal con Reflujo a Bombeo.

Diámetro de la línea de domos y condensadores.

Línea de domos.

El diámetro de la Línea de domos se determina basándose en la presión absoluta presentada en el domo de la torre. El dimensionamiento de la línea se realiza mediante los criterios de velocidad (*ft/seg* o bien, *m/seg*) y la caída de presión en 100 metros o pies de tubería de la tabla 4.4.1.

Tabla 4.4.1 Criterios Recomendados para líneas de domos.

Vapor de domos	Velocidad <i>Recomendada</i>	ΔP_{100} <i>Recomendada</i>
P <= 10 psia	125-200 ft/seg	0.05-0.1 Psi
P > 10 psia		0.2-0.5 Psi
P atm.	60-110 ft/seg	
P > 50 Psia	40-50 ft/seg	

Línea de condensadores.

El líquido producto, donde la condensación parcial o total del vapor de domos, ha que la línea de salida del condensador se pueda presentar una fase líquida; o bien, flujo a dos fases.

Cabe recordar, que en arreglos con reflujo a gravedad, se encuentra restringido a condensación total del vapor de domos. Los criterios de dimensionamiento del diámetro se encuentran en la tabla 4.4.2.

Tabla 4.4.2 Criterios Recomendados para líneas de domos.

Servicio	Velocidad <i>Recomendada</i>	ΔP_{100} <i>Recomendada</i>
Líquido de condensador	3-6 <i>ft/seg</i>	< 0.05 <i>Psi</i>

El diámetro de la línea de condensadores se debe seleccionar para favorecer los patrones de flujo estratificado o disperso. Evitarse el flujo slug, debido a que provoca oscilaciones en la presión.

Una correlación empírica puede ser usada para estimar la región del flujo slug. Si la velocidad (calculada con la densidad a dos fases) es la línea es más pequeña que $(5\rho_L/\rho_V)^{0.5}$, el flujo slug puede presentarse.

El criterio de diseño enuncia: “ el diámetro de la línea debe ser lo pequeño posible para que la velocidad de las fases sea lo mas grande posible y el largo de la línea debe ajustarse a la caída de presión permitida”.

4.4.2 Procedimiento de diseño de la línea de domos y condensadores.

Para Ingeniería Básica.

El adecuado diseño de la línea de domos y condensadores, para ingeniería básica, busca un predimensionamiento para obtener un diámetro preliminar sin tomar en cuenta perdidas por accesorios.

Línea de Domos y Condensadores (condensación total).

Este se realiza a través de dos criterios que son: la Velocidad y la ΔP_{100} (caída de presión en 100 m. o ft. de tubería) recomendadas.

1. Dimensionamiento con velocidad recomendada.

Cuando se emplea el criterio de velocidad, se calcula el diámetro con la ecuación 4.7:

$$d_c = \left(\frac{0.0509 \cdot W}{\rho \cdot V} \right)^{0.5} \quad (4.7)$$

El diámetro calculado se redondea al diámetro interno comercial más próximo, superior o inferior, dependiendo de la cercanía de estos con los criterios de velocidad y de ΔP_{100} .

2. Dimensionamiento con ΔP_{100} recomendada.

Cuando se emplea el criterio de ΔP_{100} , se calcula el diámetro con una de las ecuaciones de la tabla 4.2.5.

Tabla 4.2.3 Ecuaciones a emplear con ΔP_{100} recomendada.

Tipo de Flujo	Ecuación	Comentarios
Laminar	$\Delta P_{100} = 0.000336 \frac{f \cdot W^2}{d^5 \cdot \rho} \quad (4.8)$	No requiere iteraciones
Turbulento	$d_c = \left(\frac{3.36 \times 10^{-4} \cdot f \cdot W^2}{\rho \cdot \Delta P_{100}} \right)^{0.2} \quad (4.9)$ <p>Unidades Sistema británico: ΔP_{100}= psi/100ft, f = adim., W = lb/seg , ρ = lb/ft³, μ = cp,</p>	Requiere calculo iterativo, debido a que uno de sus variables, el factor de fricción esta en función del diámetro. Para reducir iteraciones se recomienda el empleo de la siguiente ec: $d_c = \left(\frac{W^{1.8} \cdot \mu^{0.2}}{20000 \cdot \rho \cdot \Delta P_{100}} \right) \cdot 0.2083 \quad (4.10)$

El procedimiento iterativo para el cálculo del diámetro, para flujo turbulento es:

- Suponga un diámetro ó bien, use la ecuación 4.10 para estimar un diámetro.
- Realice el calculo del factor de fricción.
- Calcule el diámetro con usando la ecuación 4.9.
- Si el diámetro calculado es igual al supuesto, termine iteración. Si el diámetro es diferente, vuelva a calcular suponiendo otro diámetro.

3. Cálculo de ΔP_{100}

Cuando desee calcular la ΔP_{100} , dadas las condiciones de flujo y el diámetro del tubo, el procedimiento de calculo será el siguiente:

- Determine la velocidad del fluido.
- Calcule el numero de Reynolds
- Calcule factor de fricción.

Realice el calculo de la caída de presión, despejando de la ecuación 4.8 ó 4.9.

La línea de condensadores.

Como ya se menciona anteriormente, la línea de condensadores presenta flujo a dos fases (líq-vap). Este flujo a dos fases comporta de manera isotérmica. Para realizar el dimensionamiento de esta línea se recomienda partir de un diámetro i "la línea de salida del rehervidor debe ser uno o dos tamaños nominales más grande que la línea de alimentación".

Este criterio servirá de partida, para iniciar los cálculos del patrón de flujo y la ΔP_{100} (caída de presión en 100 *m.* o *ft.* de tubería). El cual podrá realizarse aplicando una correlación o un modelo, pero debido a que es un cálculo de ensayo y error se sugiere emplear un programa comercial, para líneas a dos fases (líquido-vapor).

El diámetro adecuado debe cumplir tres características que son:

1. El patrón de flujo a dos fases que debe presentarse es estratificado.
2. La Velocidad de la mezcla debe ser mayor que $(5\rho_l/\rho_v)^{0.5}$.
3. La ΔP_{100} (caída de presión en *ft.* de tubería) debe ser menor a la permitida.

4.5.0 Línea de Transferencia.

En la sección 3.5, se definió línea de transferencia como una tubería vertical y horizontal, que consta de secciones de diámetro variante para acomodar los cambios de fase, resultado de pérdidas de presión en el sistema. Además, se revisaron algunas de las características más relevantes de esta línea. Así como, se revisaron el servicio y clasificación de los hornos en planta.

4.5.1 Factores de Diseño.

El problema básico con el que se encuentra en el diseño de estas líneas críticas, es el hecho de que el fluido que se maneja es una mezcla de hidrocarburos a dos fases, lo cual implica la posibilidad de que desarrolle algún patrón de flujo indeseable desde el punto de vista hidráulico.

Generalmente el diseño del horno y de la torre de vacío, se llevan a cabo antes de efectúe el diseño de la línea de transfer; por lo tanto se dispone de información para su diseño como la temperatura, presión, composiciones de las fases líquida y vapor, y la vaporización de la fase vapor en las boquillas del horno.

Dentro de los parámetros de diseño se encuentran:

1. Trayectoria de Línea.
2. Velocidad de la Mezcla.
3. Patrón de Flujo.
4. Tiempo de Residencia.
5. Caída de Presión.

Trayectoria de la línea.

La trayectoria ideal, enmarca que el horno debe colocarse lo más cercano de la columna. Haciendo que la línea transfer sea una línea horizontal. Esto implica que las boquillas se encuentren a la misma altura. En otras palabras, que no contenga tramos verticales. La trayectoria ideal se muestra en la Fig. 4.5.1.

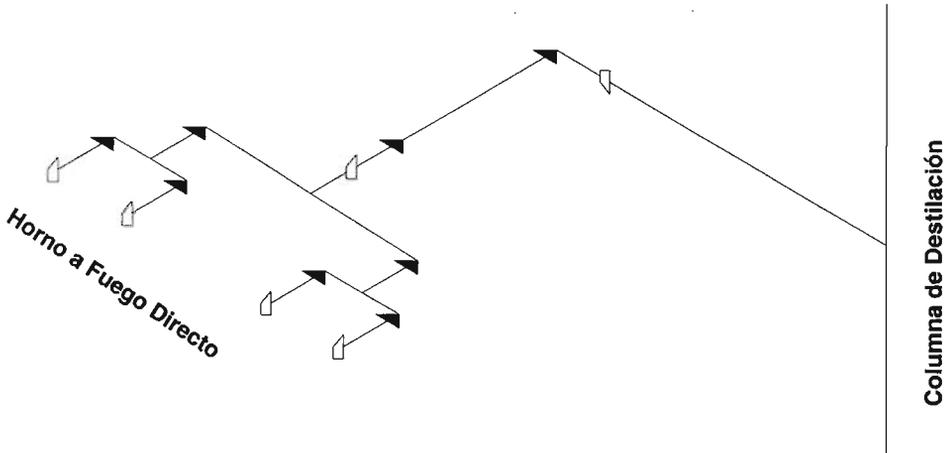


Fig. 4.5.1 Trayectoria ideal de la línea de transfer.

La trayectoria mostrada en la Fig. 4.5.1, rara vez aplica debido a que hay una diferencia en la elevación de las bocanillas, entre el horno y la columna, por lo que se requiere que la línea contemple secciones verticales. Otro de los aspectos que deben tomar en cuenta en el arreglo, son los esfuerzos por expansiones térmicas, para lo cual la línea se somete a un arreglo en “U” de análisis de esfuerzos (Ver Fig. 4.5.2).

Velocidad de la Mezcla.

En la sección 3.5.2 se estableció que las velocidades que se presentan en estas líneas esta muy cercana a la del sonido y usualmente corresponden a un 90 % de dicho valor. Las velocidades en la tubería se encontrarán en el orden de 441 ft/seg. El criterio de diseño para esta velocidad es conservador a señalar que una velocidad adecuada seria de 75 % la velocidad de sonido.

Patrón de flujo.

Dado que la línea de transfer, presentara un flujo a 2 fases. Se recomienda realizar el calculo del patrón de flujo estratificado y estratificado ondulado en las secciones horizontales de la línea. Y debe vigilarse que los patrones de flujo “slug” o “plug” que ocasionan problemas de

vibración y fatiga mecánica. [Tomado de Petroleum Technology Quarterly, 85, summer 2002].

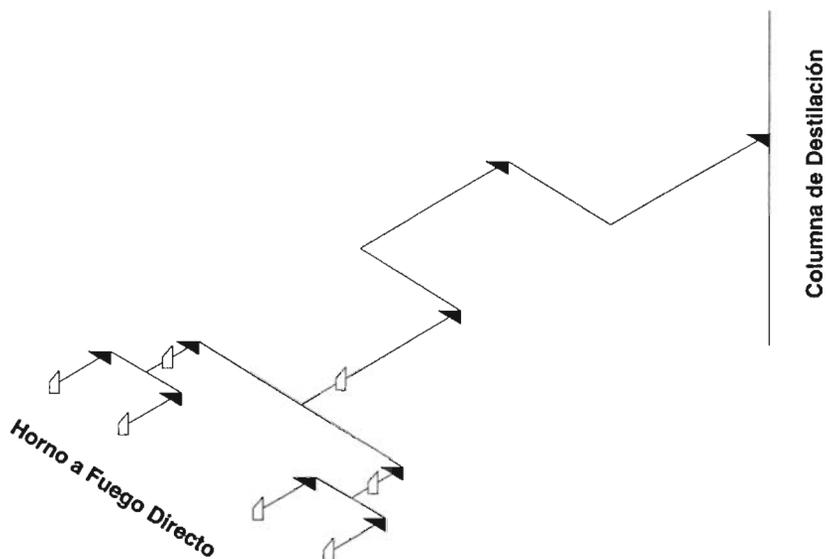


Fig. 4.5.2 Trayectoria de la línea de transfer con el arreglo en "U", de análisis de esfuerzos.

Tiempo de Residencia.

El tiempo de residencia, se determina para evitar la descomposición de la mezcla (Craqueo) o la formación de incrustaciones debido a la operación a altas temperaturas. El tiempo de residencia es igual a la longitud de la línea entre la velocidad promedio desarrollada por la mezcla. El criterio de diseño recomienda que este sea de 0.25 a 1 seg.

Caída de Presión.

El criterio de diseño para la diferencia de presión entre la entrada y la salida de la línea de transfer según la bibliografía especializada es de 1.2 a 2.0 psi [Refining Process Service, Deep-Cut Vacuum Distillation Technology – Conference, Houston, Texas, USA – October 20, 21, 22, 1997] y marca una de 2.5 a 3 psi [Tomado de Petroleum Technology Quarterly, 85, summer 2002].

Distancia recomendada.

Dentro de las normas que establecen la separación entre el horno de calentamiento directo y la columna de destilación, se encuentra la Norma de PEMEX NRF-010-PEMEX-2001. la cual establece una distancia de 15 metros. En contraparte, la bibliografía especializada establece una distancia de aproximadamente 45 metros.

4.5.2 Diseño de la Línea de Transfer

Una suposición que puede realizarse para resolver este tipo de línea, es respecto al flujo, es la que refiere a la relación de los volúmenes de líquido y gas, se mantiene constante a lo largo de la línea y que existe un equilibrio termodinámico entre ambas fases, en cada punto de la línea.

Una vez establecido el isométrico de la línea de transfer y las condiciones requeridas tanto en las boquillas de salida del horno como en las de entrada a la torre de vacío, se procede al cálculo de la caída de presión con los diámetros propuestos, hasta obtener un valor lo más cercano posible a la caída de presión disponible del sistema, mediante el ajuste de los diámetros.

Procedimiento de cálculo de la caída de presión en la línea de transfer:

1. Se divide la línea en tramos de diámetro constante. Los diámetros de las secciones deben ser los más pequeños posibles (cumpliendo con los anteriores parámetros con el fin de disminuir su costo y los problemas referentes al análisis de esfuerzos.
2. El cálculo se puede realizar de dos formas: que comience por las boquillas del horno o bien que comience por el último tramo (entrada a la torre de vacío) puesto que se debe partir de la presión necesaria en la zona de vaporización de la torre. El primero de ellos demanda un procedimiento de ensayo y error; el segundo implica suponer una caída de presión para la primera sección, y se realiza el cálculo de la caída de presión total, se obtiene la presión al inicio de esta línea será la final de la siguiente línea.
3. Se recomienda dividir el tramo en cuestión en pequeñas secciones de tubería. Mientras menor sea la longitud de cada sección (mayor número) más exacto será el cálculo.
4. Una vez obtenida las caídas de procesos de cada tramo, se calcula la caída de presión total en la línea de transfer, como una sumatoria.

Capítulo 5

Listas de Verificación para el adecuado Diseño de Líneas Críticas

En el capítulo 4 se presentaron los factores hidráulicos y criterios que permitirán realizar un mejor diseño de las líneas críticas presentes en la destilación. Los cuales no pueden ser ignorados en el diseño y deben vigilarse para realizar un diseño económicamente aceptable, de operación segura y libre de problemas.

La aplicación de estos criterios en un proyecto dentro de su fase de ingeniería básica, permitirá realizar el diseño de las líneas críticas cumpliendo con los requerimientos del proceso. La aplicación de estos criterios en la fase de ingeniería de detalle se limita en comprobar su hidráulica, debido a que el isométrico es especificado, por la especialidad de ingeniería de tuberías. Esta comprobación tiene por finalidad, detectar un mal diseño y se pueda realizar una acción correctiva.

El uso correcto de los criterios en el diseño de las líneas críticas, hace necesario realizar una lista de verificación, con la finalidad de garantizar su cumplimiento. El uso adecuado de un criterio no es garantía de un buen diseño, también se debe verificar los documentos fuente de la información requerida para el diseño. Antes presentar las listas de verificación es necesario presentar la información requerida.

5.1.0 Información Requerida.

La información requerida para el dimensionamiento de líneas se encuentra contenida en varios documentos técnicos generados por la ingeniería básica, los cuales son:

1. Balance de Materia y Energía. Es un documento en el que se establecen los componentes, composición, propiedades termodinámicas y de transporte y las condiciones de presión y temperatura, de todas las corrientes.
2. Diagrama de Flujo de Proceso. Es el documento que muestra la secuencia seguida por un proceso, las operaciones unitarias y la cantidad de masa y energía que transfiere de las corrientes de entradas y salidas (principalmente).
3. Hojas de Datos. Este documento muestra las características básicas de un equipo. Contiene información como: las condiciones de operación, propiedades termodinámicas, tipo de equipo, dimensiones, accesorios, boquillas, etc.
4. Diagramas de Tubería e Instrumentación. Es un documento que muestra todas las tuberías e instrumentos necesarios para la operación de una planta en condiciones Normales, paro, arranque, emergencia y mantenimiento.
5. Planos de Localización de Equipo. Es un documento que muestra a escala la localización física de edificios, equipos y estructuras de la planta química. Así como, el acceso principal, corredores y rack de tuberías.
6. Índice de Criterios de Diseño. Es un documento en el que se establecen los criterios que usaran para determinar las variables en el diseño de la planta, servicios, equipos y líneas.

5.2.0 Listas de Verificación de Líneas Críticas de la Destilación.

La lista de verificación condensa la información requerida, la cual debe ser consultada y verificada en los diferentes documentos de ingeniería básica. Además contiene los criterios de diseño aplicables, para realizar el predimensionamiento (determinación del diámetro) y el dimensionamiento (isométrico) de la línea.

LISTA DE VERIFICACIÓN PARA
EL DISEÑO DE LINEAS DE
SUCCIÓN DE BOMBAS CENTRIFUGAS

Página 1 de 3

Fecha: / /

Elaboró: Revisó:

INFORMACIÓN REQUERIDA

DFP

No. de DFP: _____ Revisión: _____
 No. de Línea: _____ Especificación: _____
 Equipos conectados por la línea.
 Clave: _____ Servicio: _____ Dimensiones: _____

Verifique:
 Tener la última Revisión Emitida.
 Que la Línea de Succión este numerada.
 Que los Equipos tengan clave.

BME

No. de BME: _____ Revisión: _____
 No. de Línea: _____
 Verifique:
 Tener la última Revisión Emitida.
 Que contenga la siguiente información.
 Flujo Másico.
 Flujo Volumétrico.
 Densidad del líquido.
 Presión.
 Temperatura.
 Viscosidad.
 Composición.

HOJAS DE DATOS

EQUIPO DE SUCCIÓN

Clave del equipo: _____ Revisión: _____
 Servicio: _____
 Verifique:
 Tener la última Revisión Emitida.
 Que la clave y servicio del equipo estén especificadas y correspondan al DFP.
 Que se encuentren establecidas las siguientes condiciones de operación.

	MIN.	NOR.	MAX.
Temperatura.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Presión.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Nivel del Líquido.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

Que a la entrada de la línea de succión tenga un accesorio rompedor de vórtices.

BOMBA CENTRIFUGA

Clave de la Bomba: _____ Revisión: _____
 Servicio: _____
 Tipo de Líquido:
 LÍq. Sat. LÍq. Subenfriado. LÍq. Viscoso.
 Verifique:
 Tener la última Revisión Emitida.
 Que contenga la siguiente información.
 Temperatura Max. de bombeo.
 Gravedad Especifica.
 Viscosidad del líquido.
 Presión de Vapor.
 Gasto Normal.
 Gasto de Diseño.
 Presión de Succión.
 Presión de Descarga.

PREDIMENSIONAMIENTO DE LA LÍNEA

INFORMACIÓN REQUERIDA

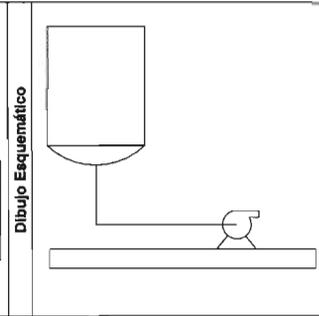
Datos:	Valor	Unidades	
<input type="checkbox"/> Flujo Másico.	_____	<input type="checkbox"/> lb/hr	<input type="checkbox"/> kg/hr
<input type="checkbox"/> Densidad.	_____	<input type="checkbox"/> lb/ft ³	<input type="checkbox"/> kg/m ³
<input type="checkbox"/> Flujo Volumétrico.	_____	<input type="checkbox"/> GPM	<input type="checkbox"/> m ³ /hr
<input type="checkbox"/> Viscosidad.	_____	<input type="checkbox"/> cp.	<input type="checkbox"/> cp.

Tipo de tubería. Acero Comer. Ced. 40

Seleccione el criterio de acuerdo al tipo de líquido manejado. (*)

Tipo de LÍq.	Velocidad Recom.	ΔP_{100} Recom.
LÍq. Saturado.	0.5-3 ft/seg	0.3 PSI
LÍq. Subenfriado.	1-5 ft/seg	1 PSI
LÍq. Viscoso.	2 ft/seg	

(*) Para fluidos específicos consultar el Índice de Criterios de Dimensionamiento.



RESULTADOS

Realice el comportamiento hidráulico del diámetro superior e inferior, al diámetro seleccionado.
 Unidades:
 In, in, adim, adim, PSI, ft/seg. in, mm, adim, adim, kg/cm, m/seg.

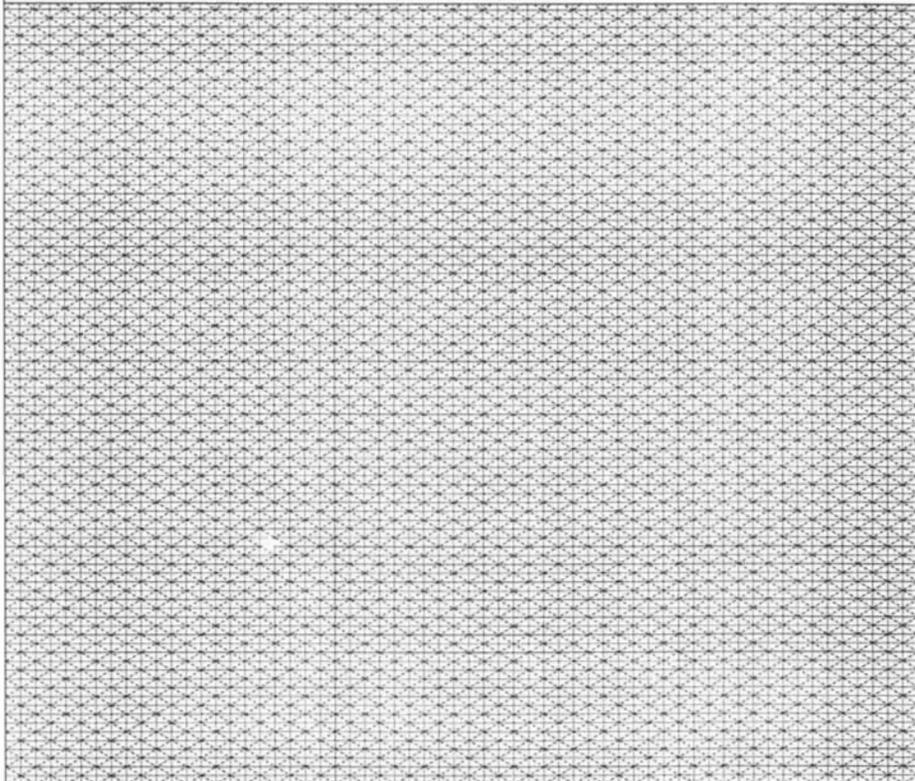
Parámetro.	Diámetro Seleccionado.	Diámetro Superior.	Diámetro Inferior.
D. Nominal.			
D. Interno.			
No. de Reynold's.			
Factor de fricción.			
ΔP_{100} Calc.			
Vel. del líquido.			

LISTA DE VERIFICACIÓN PARA EL DISEÑO DE LINEAS DE SUCCIÓN DE BOMBAS CENTRIFUGAS		Página <u>2</u> de <u>3</u>																																						
		Fecha: <u> </u> / <u> </u> / <u> </u>																																						
		Elaboró: <u> </u> Revisó: <u> </u>																																						
INFORMACIÓN REQUERIDA																																								
DTI	No. de DTI: <u> </u> Revisión: <u> </u> Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que la bomba de refuerzo se encuentre dibujada y en arreglo simétrico, solo si aplica. <input type="checkbox"/> Que cada línea de succión tenga dibujados una válvula de corte y un filtro.	No. de PLG: <u> </u> Revisión: <u> </u> Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que los equipos se encuentren a la distancia recomendada de 3 ft (92 cm), o bien, la distancia recomendada en la Norma NRF-010-Pemex-2001.																																						
PLG																																								
ISOMÉTRICO (Nota 1)																																								
ISOMÉTRICO	No. de Isométrico: <u> </u> Revisión: <u> </u> Servicio: <u> </u> Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida.	<input type="checkbox"/> La distancia entre equipos, sea la establecidas y correspondan al PLG. <input type="checkbox"/> La aplicación de una trayectoria típica. <input type="checkbox"/> El isométrico contenga lista de materiales.																																						
Verifique ubicación de Accesorios (Nota 2)																																								
UBICACIÓN DE ACCESORIOS																																								
	<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th style="width: 25%;">Accesorio.</th> <th style="width: 35%;">Características.</th> <th style="width: 40%;">Ubicación o Comentarios.</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td rowspan="4" style="vertical-align: top;"><input type="checkbox"/> Salida.</td> <td>Tubo proyectada.</td> <td>Este tipo de entrada es tolerable en diseños especiales.</td> </tr> <tr> <td>Bordes afilados.</td> <td>Recomendada.</td> </tr> <tr> <td>Borde bien redondeado.</td> <td>De uso común.</td> </tr> <tr> <td>Borde ligeramente redon.</td> <td></td> </tr> <tr> <td><input type="checkbox"/> Codos.</td> <td>Radio Largo.</td> <td>Donde deba realizarse un cambio de dirección.</td> </tr> <tr> <td><input type="checkbox"/> Tee's.</td> <td></td> <td>Para crear remales, que ayuden a conservar la simetría de la línea.</td> </tr> <tr> <td><input type="checkbox"/> Reducción.</td> <td>Excéntrica.</td> <td>Es el accesorio más cercano al ojo del impulsor de la bomba y su orientación es con el lado plano en la parte superior.</td> </tr> <tr> <td rowspan="2" style="vertical-align: top;"><input type="checkbox"/> Válvula de corte.</td> <td>Compuerta.</td> <td rowspan="2">Cada línea de succión debe contar con su válvula de corte. Su ubicación se permite en un tramo vertical solo si su tamaño es inferior a 1", para tamaños superiores se debe ubicar en un tramo horizontal de tubería.</td> </tr> <tr> <td>De Mariposa. De Bola.</td> </tr> <tr> <td rowspan="3" style="vertical-align: top;"><input type="checkbox"/> Filtro.</td> <td>Temporal plano.</td> <td>Entre bridas.</td> </tr> <tr> <td>Temporal tipo Canasta.</td> <td>Entre bridas.</td> </tr> <tr> <td>Sofisticado tipo "Y". Sofisticado tipo "T".</td> <td>Para diámetros de tubería de 2" e inferiores. Para diámetros de tubería de 2 1/2" y superiores.</td> </tr> <tr> <td style="vertical-align: top;"><input type="checkbox"/> Tramo de tubería horizontal.</td> <td>Recto.</td> <td></td> </tr> <tr> <td style="vertical-align: top;"><input type="checkbox"/> Tramo de tubería vertical.</td> <td>Recto.</td> <td>Nota 3.</td> </tr> </tbody> </table>	Accesorio.	Características.	Ubicación o Comentarios.	<input type="checkbox"/> Salida.	Tubo proyectada.	Este tipo de entrada es tolerable en diseños especiales.	Bordes afilados.	Recomendada.	Borde bien redondeado.	De uso común.	Borde ligeramente redon.		<input type="checkbox"/> Codos.	Radio Largo.	Donde deba realizarse un cambio de dirección.	<input type="checkbox"/> Tee's.		Para crear remales, que ayuden a conservar la simetría de la línea.	<input type="checkbox"/> Reducción.	Excéntrica.	Es el accesorio más cercano al ojo del impulsor de la bomba y su orientación es con el lado plano en la parte superior.	<input type="checkbox"/> Válvula de corte.	Compuerta.	Cada línea de succión debe contar con su válvula de corte. Su ubicación se permite en un tramo vertical solo si su tamaño es inferior a 1", para tamaños superiores se debe ubicar en un tramo horizontal de tubería.	De Mariposa. De Bola.	<input type="checkbox"/> Filtro.	Temporal plano.	Entre bridas.	Temporal tipo Canasta.	Entre bridas.	Sofisticado tipo "Y". Sofisticado tipo "T".	Para diámetros de tubería de 2" e inferiores. Para diámetros de tubería de 2 1/2" y superiores.	<input type="checkbox"/> Tramo de tubería horizontal.	Recto.		<input type="checkbox"/> Tramo de tubería vertical.	Recto.	Nota 3.	
Accesorio.	Características.	Ubicación o Comentarios.																																						
<input type="checkbox"/> Salida.	Tubo proyectada.	Este tipo de entrada es tolerable en diseños especiales.																																						
	Bordes afilados.	Recomendada.																																						
	Borde bien redondeado.	De uso común.																																						
	Borde ligeramente redon.																																							
<input type="checkbox"/> Codos.	Radio Largo.	Donde deba realizarse un cambio de dirección.																																						
<input type="checkbox"/> Tee's.		Para crear remales, que ayuden a conservar la simetría de la línea.																																						
<input type="checkbox"/> Reducción.	Excéntrica.	Es el accesorio más cercano al ojo del impulsor de la bomba y su orientación es con el lado plano en la parte superior.																																						
<input type="checkbox"/> Válvula de corte.	Compuerta.	Cada línea de succión debe contar con su válvula de corte. Su ubicación se permite en un tramo vertical solo si su tamaño es inferior a 1", para tamaños superiores se debe ubicar en un tramo horizontal de tubería.																																						
	De Mariposa. De Bola.																																							
<input type="checkbox"/> Filtro.	Temporal plano.	Entre bridas.																																						
	Temporal tipo Canasta.	Entre bridas.																																						
	Sofisticado tipo "Y". Sofisticado tipo "T".	Para diámetros de tubería de 2" e inferiores. Para diámetros de tubería de 2 1/2" y superiores.																																						
<input type="checkbox"/> Tramo de tubería horizontal.	Recto.																																							
<input type="checkbox"/> Tramo de tubería vertical.	Recto.	Nota 3.																																						
Notas: (1) Llenar solo si, el documento es proporcionado. (2) De no contar con el isométrico, deberá proponer considerando la ubicación de los accesorios. (3) En procedimientos de diseño este tramo se estima basados en un NPSH requerido supuesto o bien con la elevación típica del equipo.																																								

LISTA DE VERIFICACIÓN PARA
EL DISEÑO DE LINEAS DE
SUCCIÓN DE BOMBAS CENTRIFUGAS

Página 3 de 3Fecha: / /Elaboró: Revisó:

ISOMÉTRICO APROXIMADO

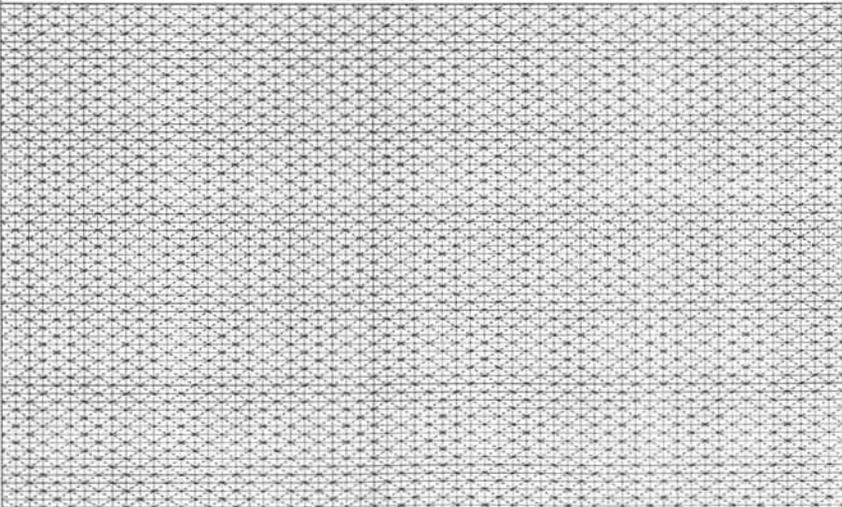


ISOMÉTRICO

Verificar:

- (1) El isométrico aproximado, no presente bolsas de aire en su trazado.
- (2) El NPSH disponible sea mayor al NPSH requerido.
- (3) La presión en el ojo del impulsor de la bomba sea mayor a la presión de vapor del líquido manejado.
- (4) La presencia de gas disuelto, y en caso de existir, que esta cantidad sea, inferior al 2.5 % Volumen/Volumen.

LISTA DE VERIFICACIÓN PARA EL DISEÑO DE LÍNEAS A DOS FASES ISOTÉRMICAS(LÍQUIDO-VAPOR)		Página <u>1</u> de <u>3</u>																																							
		Fecha: <u> </u> / <u> </u> / <u> </u>																																							
		Elaboró: <u> </u> Revisó: <u> </u>																																							
INFORMACIÓN REQUERIDA PARA DETERMINAR TIPO DE FLUJO A DOS FASES																																									
DEL SISTEMA	Datos: <input type="checkbox"/> Temperatura a la entrada: _____ <input type="checkbox"/> Temperatura a la salida(*): _____ <input type="checkbox"/> Presión del Sistema(*): _____ <input type="checkbox"/> Longitud de la línea(*): _____ <input type="checkbox"/> de entrada a la columna. (*) De ser conocidos.																																								
	<input type="checkbox"/> Flujo Másico a la entrada de líquido(*): _____ <input type="checkbox"/> Flujo Másico a la salida de líquido(*): _____ <input type="checkbox"/> Flujo Másico a la entrada de vapor(*): _____ <input type="checkbox"/> Flujo Másico a la salida de vapor(*): _____																																								
ISOTÉRMICO		VAPORIZACIÓN EN LA LÍNEA																																							
Verifique: <input type="checkbox"/> $\Delta t = 0$, o bien inferior a 1°C, entre la entrada y salida de la línea. <input type="checkbox"/> Longitud de la línea pequeña. <input type="checkbox"/> Presiones moderadas y relativamente altas. <input type="checkbox"/> Los flujos y propiedades se consideran constantes.		Verifique: <input type="checkbox"/> $\Delta t = 0$, o bien superior a 1°C, entre la entrada y salida de la línea. <input type="checkbox"/> Longitud de la línea mayor. <input type="checkbox"/> Presiones bajas. <input type="checkbox"/> Los flujos y propiedades cambiar al circular a través de la línea.																																							
INFORMACIÓN REQUERIDA PARA EL PREDIMENSIONAMIENTO LÍNEAS ISOTÉRMICAS.																																									
DFP	No. de DFP: _____ Revisión: _____ No. de la Línea: _____ Especificación: _____ de alimentación al rehervidor.																																								
	Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que la Línea se encuentren numeradas. <input type="checkbox"/> Que los Equipos tengan clave.																																								
BME	No. de BME: _____ Revisión: _____ No. de Línea: _____																																								
	Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que el número de línea corresponda a la especificada en el DFP.																																								
		<input type="checkbox"/> Que contiene la siguiente información, de la línea. Nombre: _____ Fase Líq. _____ Fase Vap. _____ Flujo Másico. _____ Densidad. _____ Viscosidad. _____ Tensión superficial. _____ Presión Inicial. _____																																							
INFORMACIÓN REQUERIDA	Datos Unidades: <input type="checkbox"/> °F, lb/h, lb/ft ³ , lb ség/in ² , dina/cm ² , adim, PSIG, PSIG, adim.																																								
	<input type="checkbox"/> °C, kg/h, kg/m ³ , kg ség/m ² , dina/cm ² , adim, kg/cm ² man, kg/cm ² man, adim.																																								
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th rowspan="2" style="width: 15%;">Datos.</th> <th style="width: 15%;">Línea.</th> <th colspan="2" style="width: 70%;">Entrada de la Línea.</th> </tr> <tr> <th></th> <th>Líquido.</th> <th>Vapor.</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>Temperatura.</td><td></td><td></td><td></td></tr> <tr><td>Flujo Másico.</td><td></td><td></td><td></td></tr> <tr><td>Densidad.</td><td></td><td></td><td></td></tr> <tr><td>Viscosidad.</td><td></td><td></td><td></td></tr> <tr><td>Tensión Superficial.</td><td></td><td></td><td></td></tr> <tr><td>Peso Molecular.</td><td></td><td></td><td></td></tr> <tr><td>Presión a la entrada(1).</td><td></td><td></td><td></td></tr> <tr><td>Presión a la salida(1).</td><td></td><td></td><td></td></tr> </tbody> </table>			Datos.	Línea.	Entrada de la Línea.			Líquido.	Vapor.	Temperatura.				Flujo Másico.				Densidad.				Viscosidad.				Tensión Superficial.				Peso Molecular.				Presión a la entrada(1).				Presión a la salida(1).			
Datos.	Línea.	Entrada de la Línea.																																							
		Líquido.	Vapor.																																						
Temperatura.																																									
Flujo Másico.																																									
Densidad.																																									
Viscosidad.																																									
Tensión Superficial.																																									
Peso Molecular.																																									
Presión a la entrada(1).																																									
Presión a la salida(1).																																									
RESULTADOS	Realice el comportamiento hidráulico del diámetro superior e inferior, al diámetro seleccionado. Unidades: <input type="checkbox"/> in, in, adim, PSI, ft/seg. <input type="checkbox"/> in, mm, adim, adim, kg/cm ² , m/seg. ²																																								
	Parámetro.	Diámetro Seleccionado.	Diámetro Superior.	Diámetro Inferior.																																					
	D. Nominal.																																								
	D. Interno.																																								
	Patron de Flujo.																																								
	ΔP_{100} Calc.																																								
	Vel. de la Mezcla.																																								
	Vel. erosión-corrosión.																																								
Vel. Crítica.																																									

LISTA DE VERIFICACIÓN PARA EL DISEÑO DE LÍNEAS A DOS FASES ISOTÉRMICAS (LÍQUIDO-VAPOR)		Página <u>2</u> de <u>3</u> Fecha: <u> / /</u> Elaboró: _____ Revisó: _____																					
INFORMACIÓN REQUERIDA PARA VERIFICAR O PROPONER ISOMÉTRICO																							
DTI	No. de DTI: _____ Revisión: _____ Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que tenga dibujada una válvula de corte.	No. de PLG: _____ Revisión: _____ Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que de conectar dos equipos de proceso, estos se encuentren a a la distancia recomendada en la Norma NRF-010-2001.																					
ISOMÉTRICO (2)																							
ISOMÉTRICO	No. de Isométrico: _____ Revisión: _____ Servicio: _____ Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que contenga lista de materiales. <input type="checkbox"/> La distancia entre equipos, sea la establecidas y correspondan al PLG.	<input type="checkbox"/> De existir diferencia en elevación entre la entrada y la salida de la línea, adicione un tramo vertical de tubería. Se recomienda no adicionar tramos inclinados. <input type="checkbox"/> Que la válvula de corte, se coloque en una sección horizontal de la línea.																					
Verifique ubicación de Accesorios (3).																							
UBICACIÓN DE ACCESORIOS		<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th style="width: 20%;">Accesorio.</th> <th style="width: 30%;">Características.</th> <th style="width: 50%;">Ubicación o Comentarios.</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td><input type="checkbox"/> Salida.</td> <td>Tubo proyectada. Bordes afilados. Borde bien redondeado. Borde ligeramente redon.</td> <td>Este tipo de entrada es tolerable en diseños especiales. Recomendada. De uso común.</td> </tr> <tr> <td><input type="checkbox"/> Codos.</td> <td>Radio Largo.</td> <td>Donde deba realizarse un cambio de dirección.</td> </tr> <tr> <td><input type="checkbox"/> Tee's.</td> <td></td> <td>Para crear ramales, que ayuden a conservar la simetría de la línea.</td> </tr> <tr> <td><input type="checkbox"/> Válvula de corte.</td> <td>Compuerta.</td> <td>Su ubicación será en un tramo horizontal, lo m²s cercana a la columna.</td> </tr> <tr> <td><input type="checkbox"/> Tramo de tubería horizontal.</td> <td>Recto.</td> <td></td> </tr> <tr> <td><input type="checkbox"/> Tramo de tubería vertical.</td> <td>Recto.</td> <td>Evite tramos verticales, de ser posible (3).</td> </tr> </tbody> </table>	Accesorio.	Características.	Ubicación o Comentarios.	<input type="checkbox"/> Salida.	Tubo proyectada. Bordes afilados. Borde bien redondeado. Borde ligeramente redon.	Este tipo de entrada es tolerable en diseños especiales. Recomendada. De uso común.	<input type="checkbox"/> Codos.	Radio Largo.	Donde deba realizarse un cambio de dirección.	<input type="checkbox"/> Tee's.		Para crear ramales, que ayuden a conservar la simetría de la línea.	<input type="checkbox"/> Válvula de corte.	Compuerta.	Su ubicación será en un tramo horizontal, lo m ² s cercana a la columna.	<input type="checkbox"/> Tramo de tubería horizontal.	Recto.		<input type="checkbox"/> Tramo de tubería vertical.	Recto.	Evite tramos verticales, de ser posible (3).
Accesorio.	Características.	Ubicación o Comentarios.																					
<input type="checkbox"/> Salida.	Tubo proyectada. Bordes afilados. Borde bien redondeado. Borde ligeramente redon.	Este tipo de entrada es tolerable en diseños especiales. Recomendada. De uso común.																					
<input type="checkbox"/> Codos.	Radio Largo.	Donde deba realizarse un cambio de dirección.																					
<input type="checkbox"/> Tee's.		Para crear ramales, que ayuden a conservar la simetría de la línea.																					
<input type="checkbox"/> Válvula de corte.	Compuerta.	Su ubicación será en un tramo horizontal, lo m ² s cercana a la columna.																					
<input type="checkbox"/> Tramo de tubería horizontal.	Recto.																						
<input type="checkbox"/> Tramo de tubería vertical.	Recto.	Evite tramos verticales, de ser posible (3).																					
ISOMÉTRICO APROXIMADO																							
																							

LISTA DE VERIFICACIÓN PARA
EL DISEÑO DE LÍNEAS
A DOS FASES ISOTÉRMICAS(LÍQUIDO-VAPOR)

Página 3 de 3
Fecha: / /
Elaboró: Revisó:

DIMENSIONAMIENTO

Realice el comportamiento hidráulico del diámetro superior e inferior, al diámetro seleccionado.
Unidades:

in, ft, adim., ft/seg, PSI, seg, ft/seg.
 in, m, adim., m/seg, kg/cm², seg, m/ség.

	Tramo (4)	Diámetro Nominal	Longitud de Tubería equiv.	Patrón de Flujo	Velocidad de la Mezcla	Caída de Presión	Velocidad Sónica
RESULTADOS							

VERIFICACIÓN DEL DISEÑO

Verifique:

Que la caída de presión calculada sea menor al 10% de la presión inicial, o bien la requerida por el proceso.

Que no se presenten patrones de flujo a dos fases indeseables como el "slug" y el "plug", y en lo posible evitar el patrón de flujo disperso a la entrada de equipos de separación.

Que ningún tramo desarrolle flujo crítico y/o sónico.

Notas:

(1) Al menos una de estas presiones deberá ser proporcionado.

(2) Este documento tiene carácter de Preliminar, solo si, es una propuesta.

(3) De no contar con el isométrico, deberá proponer uno considerando la ubicación de los accesorios.

**LISTA DE VERIFICACIÓN PARA
EL DISEÑO DE LINEAS
ASOCIADAS A REHERVIDORES**

Página 1 de 3
Fecha: / /
Elaboró: Revisó:

INFORMACIÓN REQUERIDA PARA EL PREDIMENSIONAMIENTO

DFP	No. de DFP: _____ Revisión: _____ No. de la Línea _____ Especificación: _____ de alimentación al rehervidor. No. de la Línea _____ Especificación: _____ de salida del rehervidor. Equipos conectados por la línea. Clave: _____ Servicio: _____ Dimensiones: _____ _____ _____	Dibujo Esquemático	 
	Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que la Línea se encuentren numeradas. <input type="checkbox"/> Que los Equipos tengan clave.		

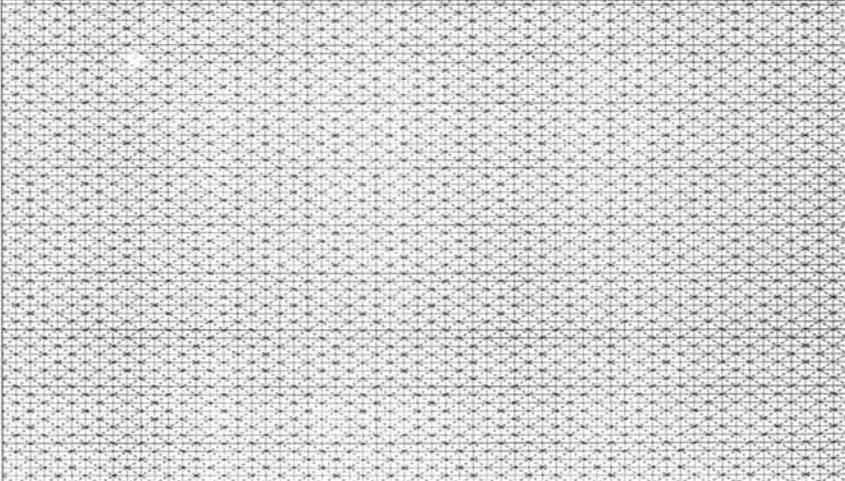
BME	No. de BME: _____ Revisión: _____ No. de Línea: _____ Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que tipo de flujo se presenta en la línea de salida del rehervidor. <input type="checkbox"/> 1 Fase Vapor. <input type="checkbox"/> 2 Fases (Liq-Vap). <input type="checkbox"/> Contiene la siguiente información, para la línea de alimentación del rehervidor. <input type="checkbox"/> Flujo Másico. <input type="checkbox"/> Temperatura. <input type="checkbox"/> Densidad. <input type="checkbox"/> Presión. <input type="checkbox"/> Viscosidad.	<input type="checkbox"/> Que contiene la siguiente información, para la línea de salida del rehervidor. <table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 33%; text-align: center;">Nombre</td> <td style="width: 33%; text-align: center;">Fase Liq.</td> <td style="width: 33%; text-align: center;">Fase Vap.</td> </tr> <tr> <td>Flujo Másico.</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td>Densidad.</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td>Viscosidad.</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td>Tensión superficial.</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td>Peso Molecular.*</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td>Cv/Cp.*</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td>Presión Inicial.*</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td>Temperatura.*</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> </table> <p>* Datos adicionales para dimensionar líneas con salida fase Vapor (100%)</p>	Nombre	Fase Liq.	Fase Vap.	Flujo Másico.			Densidad.			Viscosidad.			Tensión superficial.			Peso Molecular.*			Cv/Cp.*			Presión Inicial.*			Temperatura.*		
Nombre	Fase Liq.	Fase Vap.																											
Flujo Másico.																													
Densidad.																													
Viscosidad.																													
Tensión superficial.																													
Peso Molecular.*																													
Cv/Cp.*																													
Presión Inicial.*																													
Temperatura.*																													

HOJAS DE DATOS

COLUMNA	Clave del equipo: _____ Revisión: _____ Servicio: _____ Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que la clave y servicio del equipo esten especificadas y corresponden al DFP. <input type="checkbox"/> Que se encuentren establecidas las siguientes condiciones de operación. <input type="checkbox"/> Temperatura de Oper. inferior. <input type="checkbox"/> Temperatura de Diseño inferior <input type="checkbox"/> Presión de Oper. inferior. <input type="checkbox"/> Nivel de operación Máximo. <input type="checkbox"/> Nivel de operación Mínimo	REHERVIDOR	Clave del Rehervidor: _____ Revisión: _____ Servicio: _____ Verifique: <input type="checkbox"/> Que se especifica el tipo de rehervidor. <input type="checkbox"/> En que parte del rehervidor se realizó el calentamiento. <input type="checkbox"/> Tubos <input type="checkbox"/> Coraza <input type="checkbox"/> Que contiene la siguiente información																														
	PREDIMENSIONAMIENTO DE LAS LINEAS		<table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 33%; text-align: center;">Nombre</td> <td style="width: 33%; text-align: center;">Entrada</td> <td style="width: 33%; text-align: center;">Salida</td> </tr> <tr> <td>Flujo Total</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td>Flujo de Líquido.</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td>Flujo del Vapor.</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td>Gravedad Especifica.</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td>Peso Molecular, Vapor</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td>Viscosidad, Líquido</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td>Temperatura.</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td><input type="checkbox"/> :P Disponible</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> <tr> <td><input type="checkbox"/> Presión a la entrada.</td> <td style="text-align: center;"> </td> <td style="text-align: center;"> </td> </tr> </table>	Nombre	Entrada	Salida	Flujo Total			Flujo de Líquido.			Flujo del Vapor.			Gravedad Especifica.			Peso Molecular, Vapor			Viscosidad, Líquido			Temperatura.			<input type="checkbox"/> :P Disponible			<input type="checkbox"/> Presión a la entrada.		
Nombre	Entrada	Salida																															
Flujo Total																																	
Flujo de Líquido.																																	
Flujo del Vapor.																																	
Gravedad Especifica.																																	
Peso Molecular, Vapor																																	
Viscosidad, Líquido																																	
Temperatura.																																	
<input type="checkbox"/> :P Disponible																																	
<input type="checkbox"/> Presión a la entrada.																																	

INFORMACIÓN REQUERIDA		Línea	Alimentación del Rehervidor	Salida del Rehervidor	
	Datos		Líquido	Líquido	Vapor
	Temperatura				
	Flujo Másico				
	Densidad				
	Viscosidad				
	Tensión Superficial				
	Peso Molecular (1)				
	Cv/Cp (1)				
	P entrada-colum.(1)				
	P salida-reher. (1)				
	Z (1)				

LISTA DE VERIFICACIÓN PARA EL DISEÑO DE LÍNEAS ASOCIADAS A REHERVIDORES		Página <u>2</u> de <u>3</u> Fecha: / / Elaboró: ____ Revisó: ____	
PREDIMENSIONAMIENTO DE LAS LÍNEAS ASOCIADAS			
Seleccione el criterio de acuerdo a la Línea del Rehervidor(*).			
CRITERIO Presión (PSI)	Línea	Velocidad Recom.	ΔP_{100} Recom
	Alimentación al Rehervidor (líq.)	2-7 ft/seg	-
	Salida del Rehervidor (2 fases)	< 70 ft/seg	< 0.2 PSI
	Salida del Rehervidor (Vapor)	-	-
	P < 500	-	1.5 PSI
	200 < P < 500	-	0.6 PSI
	150 < P < 200	-	0.3 PSI
50 < P < 150	-	0.15 PSI	
0 < P < 50	-	0.10 PSI	
(*) Para fluidos específicos consultar el Índice de Criterios de dimensionamiento.			
LÍNEA DE ALIMENTACIÓN AL REHERVIDOR			
Realice el comportamiento hidráulico del diámetro superior e inferior, al diámetro seleccionado			
Unidades: <input type="checkbox"/> in, in, adim, adim, PSI, ft/seg. <input type="checkbox"/> in, mm, adim, adim, kg/cm ² , m/seg. ²			
Parámetro.	Diámetro Seleccionado.	Diámetro Superior	Diámetro Inferior
D. Nominal			
D. Interno			
No. de Reynold's			
Factor de fricción			
ΔP_{100} Calc.			
Vel. del líquido			
LÍNEA DE SALIDA DEL REHERVIDOR			
Realice el comportamiento hidráulico el diámetro superior e inferior, al diámetro seleccionado			
Unidades: <input type="checkbox"/> in, in, adim, adim, PSI, ft/seg. <input type="checkbox"/> in, mm, adim, adim, kg/cm ² , m/seg. ²			
Parametro.	Diámetro Seleccionado.	Diámetro Superior	Diámetro Inferior
D. Nominal (2)			
D. Interno (2)			
Hold Up Líquido			
Vel. de la fase Líq.			
Vel. de la fase Vap.			
Vel. de Mezcla (L-V)			
ΔP_{100} Calc.			
Patrón de Flujo			
Velocidad Final (2)			
Velocidad Sónico (2)			
No. de Mach (2)			
INFORMACIÓN REQUERIDA PARA VERIFICAR O PROPONER ISOMÉTRICO			
No. de DTI: Revisión: Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que el rehervidor de refuerzo se encuentre dibujado, en arreglo simétrico y tenga una válvula de corte (solo si aplica). <input type="checkbox"/> Que se encuentren dibujadas las boquillas de entrada y salida.	No. de PLG: Revisión: Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que los equipos se encuentren a la distancia recomendada de 3 ft (92 cm), o bien, la distancia recomendada en la Norma NRF-010-Pemex-2001		
DTI	PLG		
Notas: (1) Datos requeridos, solo cuando presente flujo vapor en la línea de salida del rehervidor. (2) Deberán ser estimados, solo cuando se presente flujo vapor en la línea de salida del rehervidor.			

LISTA DE VERIFICACIÓN PARA EL DISEÑO DE LINEAS ASOCIADAS A REHEVADORES		Pagina <u>3</u> de <u>3</u> Fecha: <u> </u> / <u> </u> / <u> </u> Elaboró: <u> </u> Revisó: <u> </u>															
ISOMÉTRICO (3)																	
ISOMÉTRICO	No. de Isométrico: <u> </u> Revisión: <u> </u> Servicio: <u> </u> Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida.																
	<input type="checkbox"/> La distancia entre equipos, sea la establecidas y correspondan al PLG. <input type="checkbox"/> La aplicación de una trayectoria típica. <input type="checkbox"/> El isométrico contenga lista de materiales																
UBICACIÓN DE ACCESORIOS	Verifique ubicación de Accesorios (4)																
	<input type="checkbox"/> Salida	<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th style="width: 20%;">Accesorio</th> <th style="width: 30%;">Características</th> <th style="width: 50%;">Ubicación o Comentarios</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td></td> <td>Tubo proyectada</td> <td>Este tipo de entrada es tolerable en diseños especiales.</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Bordes afilados</td> <td>Recomendada.</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Borde bien redondeado</td> <td>De uso común.</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Borde ligeramente redon.</td> <td></td> </tr> </tbody> </table>	Accesorio	Características	Ubicación o Comentarios		Tubo proyectada	Este tipo de entrada es tolerable en diseños especiales.		Bordes afilados	Recomendada.		Borde bien redondeado	De uso común.		Borde ligeramente redon.	
	Accesorio	Características	Ubicación o Comentarios														
		Tubo proyectada	Este tipo de entrada es tolerable en diseños especiales.														
		Bordes afilados	Recomendada.														
		Borde bien redondeado	De uso común.														
		Borde ligeramente redon.															
<input type="checkbox"/> Codos	Radio Largo	Donde deba realizarse un cambio de dirección.															
<input type="checkbox"/> Tee's		Para crear ramales, que ayuden a conservar la simetría de la línea.															
<input type="checkbox"/> Válvula de corte	Compuerta	Cada línea de succión debe contar con su válvula de corte. Su ubicación será en un tramo horizontal, solo si aplica.															
<input type="checkbox"/> Tramo de tubería horizontal	Recto																
<input type="checkbox"/> Tramo de tubería vertical	Recto	(5)															
ISOMÉTRICO APROXIMADO																	
																	
ISOMÉTRICO																	
Verifique: <input type="checkbox"/> Que el diámetro de la línea de alimentación al rehervidor no rebase la vel. permitida de 7 ft/seg <input type="checkbox"/> Que el diámetro calculado para la línea de salida del rehervidor no presente el patron de flujo slug. <input type="checkbox"/> Que se estimó la caída de presión permisible en el circuito. <input type="checkbox"/> Que se calculó la caída de presión en el circuito (línea de alimentación, la de salida y el rehervidor) <input type="checkbox"/> Que la caída de presión del circuito sea mayor a la caída de presión permisible.																	
Notas: (3) Este documento tiene caracter de Preliminar, solo si, es una propuesta. (4) De no contar con el isométrico, deberá proponer uno considerando la ubicación de los accesorios. (5) En procedimientos de diseño este tramo se estima a partir de la elevación típica de los equipos.																	

LISTA DE VERIFICACIÓN PARA EL DISEÑO DE LÍNEAS DE DOMOS Y CONDENSADORES

Página 1 de 3
 Fecha: / /
 Elaboró: Revisó:

INFORMACIÓN REQUERIDA PARA EL PREDIMENSIONAMIENTO

DFP	No. de DFP: <u> </u> Revisión: <u> </u> No. de la Línea de domos. <u> </u> Especificación: <u> </u> No. de la Línea de condensadores. <u> </u> Especificación: <u> </u> Equipos conectados por la línea. Clave: <u> </u> Servicio: <u> </u> Dimensiones: <u> </u> Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que la Línea se encuentren numeradas. <input type="checkbox"/> Que los Equipos tengan clave.	Dibujo Esquemático	
------------	--	---------------------------	--

BME	No. de BME: <u> </u> Revisión: <u> </u> Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que tipo de flujo se presenta en la línea de condensadores. <input type="checkbox"/> 1 Fase Líquida. <input type="checkbox"/> 2 Fases (Liq-Vap). <input type="checkbox"/> Contiene la siguiente información, para la línea de domos (Vapor). <input type="checkbox"/> Flujo Másico. <input type="checkbox"/> Temperatura. <input type="checkbox"/> Densidad. <input type="checkbox"/> Presión inicial. <input type="checkbox"/> Viscosidad. <input type="checkbox"/> Peso Molecular. <input type="checkbox"/> Cv/Cp.	<input type="checkbox"/> Que contiene la siguiente información, para la línea de condensadores(2 fases Liq-Vap). Nombre <u> </u> Fase Liq. <u> </u> Fase Vap. <u> </u> Flujo Másico. <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> Densidad. <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> Viscosidad. <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> Tensión superficial. <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> Que contiene la siguiente información, para la línea de condensadores(1 fase líquida). <input type="checkbox"/> Flujo Másico. <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> Densidad. <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> Viscosidad. <input type="checkbox"/>
------------	---	---

HOJAS DE DATOS

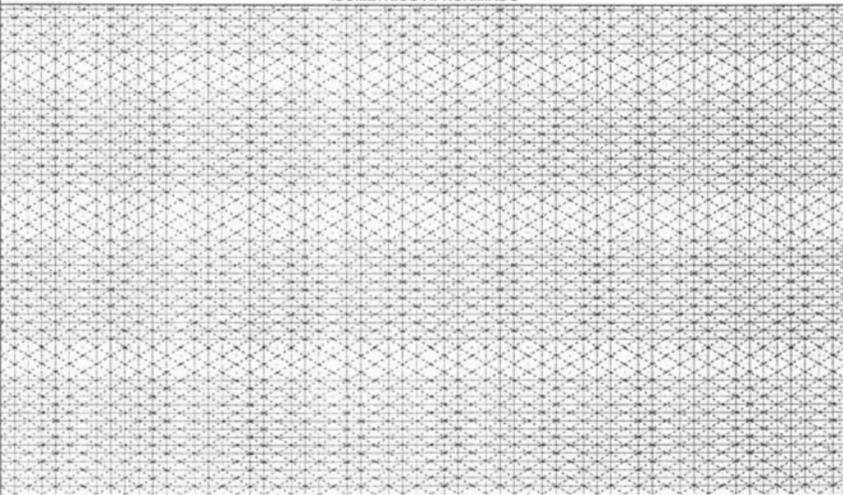
COLUMNA	Clave del equipo: <u> </u> Revisión: <u> </u> Servicio: <u> </u> Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que la clave y servicio del equipo estén especificadas y correspondan al DFP. <input type="checkbox"/> Que se encuentren establecidas las siguientes condiciones de operación. <input type="checkbox"/> Temperatura de Oper. Superior. <input type="checkbox"/> Temperatura de Diseño Superior. <input type="checkbox"/> Presión de Oper. Superior. <input type="checkbox"/> Que estén dibujadas las boquillas de salida vapor y entrada de refujo.	CONDENSADOR	Clave del Condensador: <u> </u> Revisión: <u> </u> Servicio: <u> </u> Verifique: <input type="checkbox"/> Que se especifica el tipo de rehervidor. <input type="checkbox"/> En que parte del condensador se realizó la condensación: <input type="checkbox"/> Tubos. <input type="checkbox"/> Coraza. <input type="checkbox"/> Que contiene la siguiente información Nombre: <u> </u> Entrada. <u> </u> Salida: <u> </u> Flujo Total. <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> Flujo de Líquido. <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> Flujo de Vapor. <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> Gravedad Especifica. <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> Peso Molecular, Vapor. <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> Viscosidad, Líquido. <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> Temperatura. <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> /P Disponible. <input type="checkbox"/> Presión a la entrada.
----------------	---	--------------------	---

PREDIMENSIONAMIENTO DE LAS LÍNEAS

Datos Unidades:
 °F, lb/h, lb/ft, lb 3/4g/in, dina/cm² adim, adim, PSIG, PSIG, adim.
 °C, kg/h, kg/m, kg 3/4g/m, dina/cm, adim, adim, kg/m man., kg/m man, adim.

INFORMACIÓN REQUERIDA		Línea.	De Domos.	De Condensadores.	
	Datos.		Vapor.	Líquido.	Vapor.
	Temperatura.				
	Flujo Másico				
	Densidad.				
	Viscosidad.				
	Tensión Superficial.		-		-
	Peso Molecular.				
	Cv/Cp.			-	-
	P entrada-colum.		-		
P salida-reher.		-			
Factor de comp. (Z).			-	-	

LISTA DE VERIFICACIÓN PARA EL DISEÑO DE LINEAS DE DOMOS Y CONDENSADORES			Página <u>2</u> de <u>3</u> Fecha: <u> / /</u> Elaboró: _____ Revisó: _____	
PREDIMENSIONAMIENTO DE LAS LÍNEAS ASOCIADAS				
Seleccione el criterio de acuerdo a la Línea (*).				
CRITERIO	Línea.	Velocidad Recom.	ΔP_{100} Recom.	
	Presión	Línea de vapor de domos.	-	-
		P > 50 Psia	40 - 50 ft/seg	0.2 - 0.5 PSI
		P = Atm.	60 - 100 ft/seg	0.2 - 0.5 PSI
		P < 10 Psia	125 - 200 ft/seg	0.05 - 0.01 PSI
	Línea de condensadores.	Líquido.	-	0.5 PSI
		Líquido-Vapor.	-	< 0.5 PSI
(*) Para fluidos específicos consultar el Índice de Criterios de dimensionamiento.				
LÍNEA DE DOMOS				
Realice el comportamiento hidráulico del diámetro superior e inferior, al diámetro seleccionado.				
Unidades:				
<input type="checkbox"/> In, in, adim, adim, PSI, ft/seg, adim.		<input type="checkbox"/> In, mm, adim, adim, kg/cm ² , m/seg, adim.		
Parámetro.	Diámetro Seleccionado.	Diámetro Superior	Diámetro Inferior	
D. Nominal.				
D. Interno.				
No. de Reynold's.				
Factor de fricción.				
ΔP_{100} Colc.				
Vel. Final.				
Vel. Sónica.				
No. de Mach.				
LÍNEA DE SALIDA DEL CONDENSADOR				
Realice el comportamiento hidráulico el diámetro superior e inferior, al diámetro seleccionado.				
<input type="checkbox"/> In, in, adim, ft/seg, PSI, adim., ft/seg.		<input type="checkbox"/> In, mm, adim, ft/seg, kg/cm ² , adim., ft/seg.		
Parámetro.	Diámetro Seleccionado.	Diámetro Superior.	Diámetro Inferior.	
D. Nominal (2).				
D. Interno (2).				
Hold Up Líquido.				
Vel. de la fase Líq.				
Vel. de la fase Vap.				
Vel. de Mezcla (L-V)				
ΔP_{100} Colc. (2).				
Patrón de Flujo.				
Vel. del Líq. (2).				
INFORMACIÓN REQUERIDA PARA VERIFICAR O PROPONER ISOMÉTRICO				
DTI	No. de DTI: _____ Revisión: _____		PLG	
	Verifique:			
	<input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida.			
	<input type="checkbox"/> Que el rehervidor de refuerzo se encuentre dibujado, en arreglo simétrico y tenga una válvula de corte (solo si aplica).			
<input type="checkbox"/> Que se encuentren dibujadas las boquillas de entrada y salida.		No. de PLG: _____ Revisión: _____		
		Verifique:		
		<input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida.		
		<input type="checkbox"/> Que los equipos se encuentren a la distancia recomendada de 3 ft (92 cm), o bien, la distancia recomendada en la Norma NRF-010-Pemex-2001.		
		<input type="checkbox"/> La localización del condensador es:		
		<input type="checkbox"/> Adjunta (Ideal). <input type="checkbox"/> Remota.		
Notas:				
(1) Deberán ser estimados, solo cuando se presente flujo líquido en la línea de condensadores.				

LISTA DE VERIFICACIÓN PARA EL DISEÑO DE LINEAS DE DOMOS Y CONDENSADORES		Página <u>3</u> de <u>3</u> Fecha: <u> </u> / <u> </u> / <u> </u> Elaboró: <u> </u> Revisó: <u> </u>	
ISOMÉTRICO (3)			
ISOMÉTRICO	No. de Isométrico: _____ Revisión: _____ Servicio: _____ Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida.		
	<input type="checkbox"/> La distancia entre equipos, sea la establecidas y correspondan al PLG. <input type="checkbox"/> La aplicación de una trayectoria típica. <input type="checkbox"/> El isométrico contenga lista de materiales		
UBICACIÓN DE ACCESORIOS	Verifique ubicación de Accesorios (4)		
	Accesorio.	Características.	
		Ubicación o Comentarios.	
<input type="checkbox"/>	Salida.	Tubo proyectada. Bordes afilados. Borde bien redondeado. Borde ligeramente redon.	Este tipo de entrada es tolerable en diseños especiales. Recomendada. De uso común.
<input type="checkbox"/>	Codos.	Radio Largo.	Donde deba realizarse un cambio de dirección.
<input type="checkbox"/>	Tee's.		Para crear ramales, que ayuden a conservar la simetría de la línea.
<input type="checkbox"/>	Válvula d' Control	Compuerta.	Su ubicación será en un punto bajo de la línea de condensadores (solo aplica en reflujo a gravedad)
<input type="checkbox"/>	Tramo de tubería horizontal.	Recto.	
<input type="checkbox"/>	Tramo de tubería vertical.	Recto.	(5).
ISOMÉTRICO APROXIMADO			
			
ISOMÉTRICO			
Verifique: <input type="checkbox"/> Que el arreglo de la línea de domos y condensadores sea lo más simple posible. <input type="checkbox"/> Que el diámetro calculado para la línea de condensadores no presente el patrón de flujo slug. <input type="checkbox"/> Que se estimó la caída de presión permisible en el circuito. <input type="checkbox"/> Que se calculó la caída de presión en el circuito (línea de domos y condensadores). <input type="checkbox"/> Que la caída de presión del circuito sea menor a la caída de presión permisible.			
Notas: (3) Este documento tiene caracter de Preliminar, solo si, es una propuesta. (4) De no contar con el isométrico, deberá proponer uno considerando la ubicación de los accesorios. (5) En procedimientos de diseño este tramo se estima a partir de la elevación propuesta por el diseñador.			

LISTA DE VERIFICACIÓN PARA EL DISEÑO DE LÍNEAS DE TRANSFERENCIA		Página <u>1</u> de <u>3</u> Fecha: <u> / /</u> Elaboró: _____ Revisó: _____
INFORMACIÓN REQUERIDA PARA EL DIMENSIONAMIENTO		
DFP	<p>No. de DFP: _____ Revisión: _____ No. de la Línea de salida del horno. Especificación: _____ No. de la Línea de entrada a la columna. Especificación: _____ Equipos conectados por la línea. Clave: _____ Servicio: _____</p> <p>Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que la Línea se encuentren numeradas. <input type="checkbox"/> Que los Equipos tengan clave.</p>	Dibujo Esquemático
BME	<p>No. de BME: _____ Revisión: _____ Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que contenga la siguiente información</p> <ul style="list-style-type: none"> <input type="checkbox"/> Línea de salida de hornos. <input type="checkbox"/> Flujo Másico de Vapor. <input type="checkbox"/> Flujo Másico de líquido. <input type="checkbox"/> Temperatura y Presión. <input type="checkbox"/> Línea entrada a la columna. <input type="checkbox"/> Flujo Másico de Vapor. <input type="checkbox"/> Flujo Másico de líquido. <input type="checkbox"/> Temperatura y Presión. 	CARACTERIZACIÓN
		<p>No. de doc.: _____ Revisión: _____ Nombre: _____ Verifique: <input type="checkbox"/> Que contenga la siguiente información.</p> <ul style="list-style-type: none"> <input type="checkbox"/> Todos los componentes, cortes de petróleo y pseudocomponentes en las corrientes. <input type="checkbox"/> Al menos 2 de las 3 propiedades sig.: <ul style="list-style-type: none"> <input type="checkbox"/> Peso Molecular por componente. <input type="checkbox"/> Densidad por componente. <input type="checkbox"/> Puntos de ebullición Normal por comp.
HOJAS DE DATOS		
COLUMNA	<p>Clave del equipo: _____ Revisión: _____ Servicio: _____ Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que la clave y servicio del equipo estén especificadas y correspondan al DFP. <input type="checkbox"/> Que el dibujo esquemático tenga establecida lo siguiente:</p> <ul style="list-style-type: none"> <input type="checkbox"/> La ubicación y número de boquillas de alimentación. <input type="checkbox"/> La altura vertical de la boquilla, respecto a la línea tangencial de la columna. 	HORNO
		<p>Clave del Horno: _____ Revisión: _____ Tipo de Horno: _____ No de Equipos: _____ Servicio: _____ Verifique:</p> <ul style="list-style-type: none"> <input type="checkbox"/> Tener la última revisión emitida. <input type="checkbox"/> Que la clave y servicio especificados correspondan al DFP. <input type="checkbox"/> Que se encuentran establecidas las siguientes condiciones de operación. <ul style="list-style-type: none"> <input type="checkbox"/> Flujo Másico de diseño y normal. <input type="checkbox"/> Temperatura de salida. <input type="checkbox"/> Presión de salida. <input type="checkbox"/> % de vaporización en peso a la salida. <input type="checkbox"/> Número de pasos. <input type="checkbox"/> Que se encuentre establecida la geometría de salida del horno. <ul style="list-style-type: none"> <input type="checkbox"/> Diámetro de las boquillas de salida. <input type="checkbox"/> Espaciamiento entre las boquillas de salida. <input type="checkbox"/> Altura vertical de las boquillas del horno.
INFORMACIÓN REQUERIDA PARA VERIFICAR O PROPONER ISOMÉTRICO		
DTI	<p>No. de DTI: _____ Revisión: _____ Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que tenga dibujada una válvula de corte.</p>	PLG
		<p>No. de PLG: _____ Revisión: _____ Verifique: <input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que los equipos se encuentren a la distancia recomendada de 15 m. de acuerdo a la Norma NRF-010-2001, o bien, las establecidas por artículos publicados de 45 m.</p>
<p>Notas:</p> <ol style="list-style-type: none"> (1) Este documento tiene caracter de Preliminar, solo si, es una propuesta. (2) De no contar con el isométrico, deberá proponer uno considerando la ubicación de los accesorios. (3) En procedimientos de diseño este tramo se estima a partir de la elevación de los equipos. (4) Especifique la orientación de la Línea en (H) Horizontal, (V) Vertical. (5) Fracción de vapor a la salida de tramo. 		

**LISTA DE VERIFICACIÓN PARA
EL DISEÑO DE LÍNEAS
DE TRANSFERENCIA**

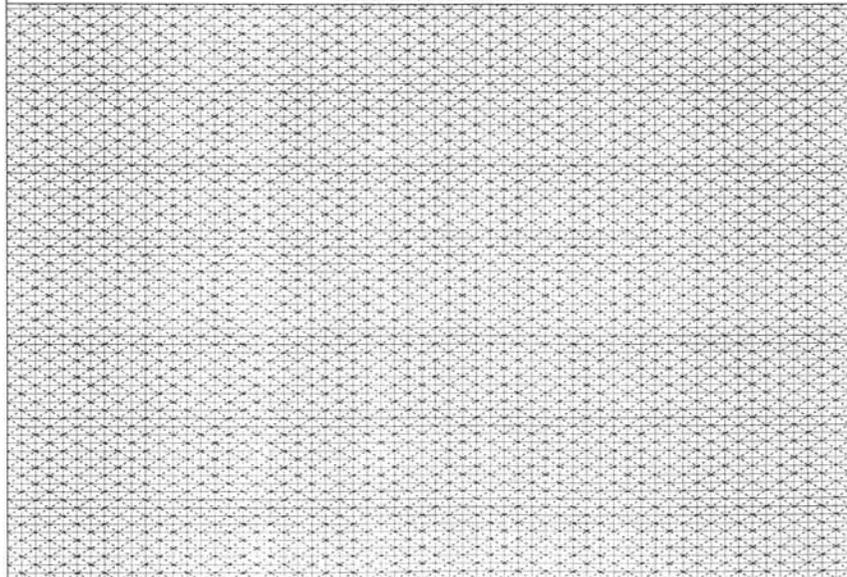
Página 2 de 3
Fecha: / /
Elaboró: _____ Revisó: _____

ISOMÉTRICO (1)

ISOMÉTRICO	No. de Isométrico: _____ Revisión: _____ Servicio: _____ Verifique:	<input type="checkbox"/> Que los tramos verticales se ubiquen lo más cercano al horno. <input type="checkbox"/> Que se hayan aplicado mínimo 3 cambios de diámetro (recomendado). <input type="checkbox"/> Que los cambios de diámetro se realizarán en los tramos horizontales de tubería. <input type="checkbox"/> Que la trayectoria de la línea sea simétrica.
	<input type="checkbox"/> Tener la última Revisión Emitida. <input type="checkbox"/> Que contenga lista de materiales. <input type="checkbox"/> La distancia entre equipos, sea la establecidas y correspondan al PLG. <input type="checkbox"/> La aplicación de una trayectoria típica. <input type="checkbox"/> De existir diferencia en elevación entre las boquillas de el horno y la columna, se adicionó un tramo vertical de tubería. Se recomienda realizar una combinación de tramos verticales y horizontales.	

Verifique ubicación de Accesorios (3).			
	Accesorio.	Características.	
UBICACIÓN DE ACCESORIOS	<input type="checkbox"/> Salida.	Tubo proyectada.	Este tipo de entrada es tolerable en diseños especiales.
		Bordes afilados.	Recomendada.
		Borde bien redondeado.	De uso común.
		Borde ligeramente redon.	Donde deba realizarse un cambio de dirección.
	<input type="checkbox"/> Codos.	Radio Largo.	Para crear ramales, que ayuden a conservar la simetría de la línea.
	<input type="checkbox"/> Tee's.		Su ubicación será en un tramo horizontal, lo más cercana a la columna.
	<input type="checkbox"/> Válvula de corte.	Compuerta.	Evite tramos verticales, de ser posible (3).

ISOMÉTRICO APROXIMADO



LISTA DE VERIFICACIÓN PARA EL DISEÑO DE LÍNEAS DE TRANSFERENCIA									
								Página <u>3</u> de <u>3</u>	
								Fecha: <u> / /</u>	
								Elaboró: _____	Revisó: _____
DIMENSIONAMIENTO DE LA LÍNEA									
CRITERIO	Aplique los siguientes criterios para el dimensionamiento de la línea de transferencia(*).								
	Velocidad del fluido.	< 300 ft/seg							
	Caída de presión total.	1.2 a 2 PSI							
	Patrón de flujo.	Estratificado.							
		Estratificado Ondulado.							
	Tiempo de Residencia.	0.25 a 1 seg.							
	Cambios de diámetro.	3 (recomendado).							
	Topología de la línea.	Simétrica							
(*) También puede consultar el Índice de Criterios de dimensionamiento.									
LÍNEA DE TRANSFERENCIA									
Realice el comportamiento hidráulico del diámetro superior e inferior, al diámetro seleccionado.									
Unidades:									
<input type="checkbox"/> in, ft, adim., ft/seg, PSI, seg, ft/seg, adim.									
<input type="checkbox"/> in, m, adim., m/seg, kg/cm, seg, m/seg, adim.									
RESULTADOS	Tramo (4)	Diámetro Nominal	Longitud de Tubería equiv.	Patrón de Flujo	Velocidad de la Mezcla	Caída de Presión	Tiempo de Residencia	Velocidad Sónica	Fracción de Vapor (5)
VERIFICACIÓN DEL DISEÑO									
Verifique:									
<input type="checkbox"/> Que la caída de presión calculada sea menor a la caída de presión con que se cuenta para el diseño.									
<input type="checkbox"/> Que no se rebasa la velocidad máxima de 300 ft/seg (91.44 m/seg).									
<input type="checkbox"/> Que no se presentan patrones de flujo a dos fases indeseables como el "slug" y el "plug", y en lo posible evitar el patrón de flujo disperso en la boquilla de entrada de la torre.									
<input type="checkbox"/> Que ningún tramo desarrollará el flujo crítico y sónico.									

5.3.0 Conclusiones.

El objetivo principal de este trabajo fue el de proporcionar las bases y criterios mínimos, que eliminen la incertidumbre en el diseño o al momento de tomar las decisiones y reducir los riesgos asociados a un inadecuado diseño. Para lo cual se presentó la mayor información disponible respecto a los principios de diseño y parámetros hidráulicos involucrados, con los cuales se debe estar familiarizado. También se presentan los criterios de diseño, como aquellos valores a los cuales los parámetros de diseño deberán ajustarse para realizar un diseño económicamente aceptable, de operación segura y libre de problemas.

De la misma manera, se presenta una lista de verificación la cual recopila los parámetros y criterios de diseño, los cuales no deben ser ignorados en el diseño de las líneas críticas presentes en el proceso de destilación.

En este trabajo, se ha reconocido que los parámetros y criterios de diseño mas importantes en el diseño de líneas son:

- ✓ La velocidad que desarrollara el fluido.
- ✓ La caída de presión permitida en el sistema.
- ✓ La elevación de equipos y líneas (tuberías).
- ✓ Espaciamiento entre equipos.
- ✓ La configuración y trayectoria de la línea.

Las bases y criterios presentados en el presente trabajo, con los cuales se debe estar familiarizado, el ingeniero de sistemas hidráulicos, como el especialista responsable del diseño y del arreglo de las líneas o tuberías que conectan los equipos que integran la destilación. Permitirán realizar diseños adecuados, desde el punto de vista hidráulico. Estos diseños serán económicamente aceptables, de operación segura y libre de problemas de mantenimiento. Obteniéndose unidades de destilación mas eficaces y por consiguiente baratas.

Cabe mencionar, que la lista de verificación. No debe considerarse como una ley absoluta. Debido a que no se realizó una aplicación real a estos formatos. Pero le permitirán obtener resultados satisfactorios.

Bibliografía.

Libros.

- J. Van Wylen, Gordon y Richard E. Sonntag (1975); *Fundamentos de Termodinámica*. México: Editorial Limusa.
- L. Mott, Robert (1996); *Mecánica de Fluidos*. México: Editorial Prentice-Hall.
- W. Fox, Robert y Alan T. MacDonald (1989). *Introducción a la Mecánica de Fluidos*, MacGraw-Hill.
- Welty, J. R. y C. E. Wicks (1997). *Fundamentos de Transferencia de Momento, Calor y Masa*. México. Editorial Noriega Editores.
- R. Munson, Bruce (1999). *Fundamentos de Mecánica de Fluidos*. México: Editorial Limusa Wiley.
- Bird, R. B. (1998). *Fenómenos de Transporte*. España: Editorial Reverté.
- Crane Engineering Division Paper 410 (1989). *Flujo de Fluidos a Través de Válvulas, Accesorios y Tuberías*. Manual de Tuberías. México: Editorial MacGraw-Hill.
- Ludwing, Ernest E (1984). *Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volumen I*.(2da ed). U.S:A: Gulf Publishing C.C.
- Rase, Howard F. (1982). *Ingeniería de Proyectos*. México: Editorial CIA. Editorial Reverte.
- Perry, S.H. (1992). *Manual del Ingeniero Químico*. New York: Editorial MacGraw-Hill.
- MacNaughton, Kenneth (1988). *Bombas; Selección, Uso y Mantenimiento*. México: MacGraw-Hill.
- Hick's, Tyler (1990). *Bombas su selección y Aplicación*. Editorial Continental.
- Weaver, Rip (1975). *Process Piping Design*, (Volumen 1-2), USA: Gulf Publishing Company.
- Rase, Howard (1963). *Piping design for Process Plant*, USA: Editorial Jonh Wiley and Son's.
- Whalley, P. B. (1990). *Boiling Condensation and Gas-Liquid Flow*. USA: Editorial Oxford University Press.
- Govier G. W and K. Azíz (1972). "*The Flow of Complex Mixtures in pipes*". Florida: Robert E. Publishing.
- Janna S. W. (1993). "*Design Fluid Thermal System*". U. S. A: Editorial PWS Publishig Company.

Revistas.

- J. Tsai Mao (1982). "*Accounting for Dissolved Gases in Pump Design*". Chemical Engineering. Julio 26. pp 65-69.
- Griffith, Peter. (1984). "*Multiphase Flow in Pipes*". Journal of Petroleum Technology Vol 36, No 3, pp 361-367, March.
- Beggs, H. Dale, and James P. Brill. (1973). "*A Study of Two-Phase in Inclined Pipes*". Journal of Petroleum Technology Vol 25, No 5, pp 607-617, May.
- Anderson, R. P., and T. W. F. Russell (1965). "*Designing for Two-Phase Flow Part I*", Chemical Engineering, pp 139-144, December 6.
- Anderson, R. P., and T. W. F. Russell (1965). "*Designing for Two-Phase Flow Part II*", Chemical Engineering, pp 99-102, December 20.

- Anderson, R. P., and T. W. F. Russell (1966). "*Designing for Two-Phase Flow Part III*", Chemical Engineering, pp 87-90, January 6.
- Kern, Robert (1969). "*How to Size Process Piping For Two Phase Flow*", Hydrocarbon Processing, pp 195-116, October.
- Taitel, Yeduda (1994). "*Advances in Two-Phase Modeling*". Society of Petroleum Engineer's 27959. USA. pp 33-52.
- Taitel, Yemada, and A. E. Dukler (1976). "*A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow*". AIChE Journal Vol 22, No 1, pp 47-55. January.
- Taitel, Yemada, and Dvora Barnea (1980). "*Modelling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes*". AIChE Journal Vol 26, No 3, pp 345-354. May.
- Huerta Balderas, H. Ruben., y Agustín Gonzalez Ortiz (1988). "*Calculo de caída de presión en flujo a dos fases (líquido-vapor)*". Revista del IMP Vol 20, No 3. pp 89-96. Julio
- Dvora Barnea, Ovadia Shoham and Yeduda Taitel (1982). "*Flow Pattern Transition for Vertical Downward Two Phase Flow*". Chemical Engineering Science Vol 37, No 5. pp 741-744.
- Dvora Barnea (1987). "*A Unified Model for Predicting Flow Pattern Transitions for The Whole Range of Pipe Inclinations*". Int. J. Multiphase Flow Vol 13, No 1. pp 1-12.
- Coker, A. H. (1990). "*Understand Two-Phase Flow in Process Piping*". Chemical Engineering Progress Vol 86, No 11. pp 60-65.
- Brill, J. P. (1992). "*State of Art in Multiphase Flow*". Journal Petroleum Technology. pp 538-541. May 1992.
- Lawence, Daniel's (1995). "*Dealing with Two-phase Flow's*". Chemical Engineering, Junio
- Kern, Robert (1977). "*Layout Arrangement for Distillation Columns*". Chemical Engineering. pp 153-160. August 15.
- Kern, Robert (1975). "*How to Design Overhead Condensing Systems*". Chemical Engineering. pp 129-136. September 15.
- Kern, Robert (1977). "*How to Find the Optimum Layout for heat Exchangers*". Chemical Engineering. pp 169-177. September 12.
- Kern, Robert (1975). "*How to Design Piping for Reboiler Systems*". Chemical Engineering. pp 107-113. August 4.
- Kern, Robert (1975). "*Piping Design for Two-Phase Flow*". Chemical Engineering. pp 145-151. June 23.
- Jegla, Z. and Kohoutek, J and Stehlik, P. (2003). "*Global Algorithm for Systematic Retrofit of Tubular Process Furnaces*". Applied Thermal Engineering. pp 1798-1805
- Sloley, Andrew W. (1997). "*Properly Design Thermosyphon Reboilers*". Chemical Engineering Process. pp 52-64. March.
- Chen, E. (2001). "*Optimize Reboiler Design*". Hydrocarbon Processing. pp 61-67. July.
- Golden, W. Scott. (1998) "*Troubleshooting Vacuum Unit Revamps*". Petroleum Technology Quarterly. pp 107-113. Summer.
- Gary, R. Martin. (2002) "*Vacuum Unit Design Effect on Operating Variables*". Petroleum Technology Quarterly. pp 85-91. Summer.
- Anaya, A y Torres, J. A. (1976). "*Análisis de los Criterios de Diseño en Líneas de Transferencia de Vaporizadores de Residuos del Petróleo a Columnas al Vacío*". Revista del Instituto del Petróleo. pp 43-53. Enero.

Tesis.

- Figueroa Abarca, Roberto (1998). "*Flujo Bifásico de Hidrocarburos (Gas-Liq) a Través de Tuberías, Un Enfoque Practico*". Tesis de Licenciatura FES Zaragoza-UNAM.
- Hernández Guzmán, Fernando (2000). "*Criterios de Selección de Códigos y Normas Aplicables a Sistemas de Tuberías en Plantas de la Industria Petrolera*". Tesis de Licenciatura FES Zaragoza-UNAM.
- López, Vicente. (2001). "*Modelo y Simulación Dinámica de Flujo Bifásico y Transferencia de Calor de Hidrocarburos para Diseño de Tuberías*". Informe para Obtener el Grado de Maestro en Ingeniería Química. Facultad de Química: UNAM. México.
- Tavera Escobar, Fco de Asís (1965). "*Teoría del Golpe de Ariete y sus Aplicaciones*". México: Escuela Superior de Ingeniería y Arquitectura-IPN.

Manuales.

Manual de Flujo a Dos Fases. Facultad de Química, UNAM.

Manual para el Diseño Hidráulico de Recipientes Separadores Líquido-líquido y Vapor-Líquido para la Industria de Proceso. Ingeniería de Proceso, Instituto Mexicano del Petróleo.

Apéndice

Tabla A-1.

Velocidades Sugeridas para Diferentes Fluidos en Tuberías.

Tomado de *Design for Chemical Engineering and Petrochemical Plants Vol. I, 2da. Ed., 1984.*

Gulf Publishing Company, Houston, USA

Tipo de Fluido	Velocidad Sugerida	Tipo de Material
Acetileno	4000 fpm	Acero
Aire de 0 a 30 psig	4000 fpm	Acero
Amoniaco		
Líquido	6 fpm	Acero
Gas	6000fpm	Acero
Benceno	6 fps	Acero
Bromo		
Líquido	4 fps	
Gas	2000 fpm	
Cloruro de Calcio	4 fps	Acero
Tetracloruro de carbono	6 fps	Acero
Cloro		
Líquido	5 fps	Acero, cedula 80
Gas	2000-5000 fpm	Acero, cedula 80
Cloroformo		
Líquido	6 fps	Cobre y Acero
Gas	2000 fpm	Cobre y Acero
Gas etileno	6000 fpm	Acero
Dibromo etileno	4 fps	Vidrio
Dicloro etileno	6 fps	Acero
Etilen glicol	6 fps	Acero
Hidrógeno	4000 fpm	Acero
Ácido clorhídrico		
Líquido	5 fps	Acero con recubrimiento de caucho
Gas	4000 fpm	Saran, Haveg

Tabla A-1 Continuación.
Velocidades Sugeridas para Diferentes Fluidos en Tuberías.

Tipo de Fluido	Velocidad Sugerida	Tipo de Material
Cloruro de metilo		
Líquido	6 fps	Acero
Gas	4000 fpm	Acero
Gas natural	6000 fpm	Acero
Aceites lubricantes	6 fps	Acero
Oxígeno		
A temperatura ambiente	1800 fpm máx.	Acero (300 psig máx.)
A bajas temperaturas	4000 fpm	
Propilen glicol	5 fps	Acero
Hidróxido de sodio		
0-30 porciento	6 fps	Acero
30-50 porciento	5 fps	Y
50-73 porciento	4 fps	Níquel
Cloruro de sodio en solución		
Sin sólidos	5 fps	Acero
Con sólidos	(6 min.-15 máx.) fps	Monel o níquel
Vapor		
0-30 psi saturado	4000-6000 fpm	Acero
30-150 saturado o sobresaturado	6000-10000 fpm	Acero
≤150 psi sobrecalentado	6500-15000 fpm	Acero
Líneas cortas	15000 fpm máx.	Acero
Ácido sulfúrico		
88-93 porciento	4 fps	S.S.-316, hierro forjado y Acero cedula 80
93-100 porciento	4 fps	
Dióxido de Azufre	4000 fpm	Acero
Estireno	6 fps	Acero

Tabla A-1 Continuación.
Velocidades Sugeridas para Diferentes Fluidos en Tuberías.

Tipo de Fluido	Velocidad Sugerida	Tipo de Material
Tricloroetileno	6 fps	Acero
Cloruro de vinilo	6 fps	Acero
Agua		
Para todos los servicios	3-8(recomienda 6) fps	Acero
Alimentación a Boiler		Acero
Línea de succión de bombas	4-12 fps	Acero
Agua salada	1-5 fps	Concreto, Recubrimiento de caucho o asfalto.
	5-8 fps	

Tabla A-2.
Velocidades Típicas de diseño para Vapor (ft/s).

Fluido	Tamaño de líneas		
	≤ 6"	8"-12"	≥ 14"
Vapor saturado 0 a 50 psig	30-115	50-125	60-145
Gas o vapor Sobrecalentado			
0 a 10 psig	50-140	90-190	110-250
11 a 100 psig	40-115	75-165	95-225
101 a 900 psig	30-85	60-150	85-165

Tabla A-3.
Velocidades Típicas para Diseño de Sistemas de Tuberías (ft/min).

Servicio / Aplicación	Velocidad
Líneas de agua (máx.)	600
Líneas de vapor de alta presión	10000
Líneas de vapor de baja presión	12000-15000
Líneas de vapor de vacío	25000
Líneas de compresión de aire	2000
Líneas de refrigerante de vapor	
Alta presión	1000-3000
Baja presión	2000-5000
Refrigerante líquido	200
Líneas de agua salada	400
Líneas de ventilación	1200-3000

Tabla A-4.
Velocidades Típicas para Diseño de Sistemas de Tuberías de proceso(ft/seg).

Servicio	Velocidad
Promedio de líquidos en proceso	4-6.5
Succión de Bombas (líq. No saturado)	1-5
Succión de Bombas (líq. Saturado)	0.5-3
Alimentación de agua a Boiler	4-8
Líneas de drenaje	1.5-4
Líquido a reboiler (sin bombeo)	2-7
Efluente de Reboiler (Mezcla líquido - vapor)	15-30
Vapor a Condensadores	15-80
Separadores de Flujo por Gravedad	0.5-1.5

Tabla A-5

Cabeza Neta Positiva de Succión Recomendada para Bombas Centrifugas Horizontales en Industria de Proceso o Servicios de Condensado. (No se Indican Valores Mínimos, pero Valores Bajos Incrementarán el Costo de las Bombas).

