



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**“ANÁLISIS DE FENÓMENOS TRANSITORIOS  
CON PATRONES DE FLUJO INDESEABLES”.**

**ESTUDIO DE UN CASO.**

**TESIS**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERA QUÍMICA**

**PRESENTA**

**ARAXY AGUIRRE COXTINICA**



**MÉXICO, D.F.**

**2014**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

**JURADO ASIGNADO:**

**PRESIDENTE: ALEJANDRO ANAYA DURAND**

**VOCAL: JOSÉ ANTONIO ORTÍZ RAMÍREZ**

**SECRETARIO: JOSÉ AGUSTÍN TEXTA MENA**

**1er. SUPLENTE: JOAQUÍN RODRÍGUEZ TORREBLANCA**

**2° SUPLENTE: EZEQUIEL MILLAN VELASCO**

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:**

**ESPECIALISTAS EN PROYECTOS INDUSTRIALES MARQAND**

**Av. PASEO DE LA REFORMA No. 34, INT. 101.**

**COL. JUÁREZ. DEL. CUAUHEMOC.**

**CP. 066000, MÉXICO, D.F.**

**ASESOR DEL TEMA:**

**M. EN I. ALEJANDRO ANAYA DURAND**

**SUPERVISOR TÉCNICO:**

**I.Q MAURICIO MÁRQUEZ LUCERO**

**SUSTENTANTE**

**ARAXY AGUIRRE COXTINICA**

---

## *AGRADECIMIENTOS*

*Deseo dar gracias a Dios por darme la fuerza necesaria para cumplir una meta más en mi vida.*

*A mis padres Eva y Arturo que me han apoyado en todo momento y que de forma incondicional entendieron mis ausencias y mis malos momentos ya que sin su apoyo este sueño no sería el día de hoy una realidad.*

*A mis abuelos Julia y Plácido que me supieron guiar por el camino de la vida, gracias por sus enseñanzas, su tiempo y cariño siempre los llevare en mi corazón.*

*Un agradecimiento especial al Profesor Alejandro Anaya Durand, por creer en mí, por su tiempo, apoyo y guía en el desarrollo de mi formación como profesional además de haber guiado el desarrollo de este trabajo hasta llegar a la culminación del mismo.*

*A MARQAND por la oportunidad de iniciar mi carrera laboral en sus instalaciones, a mis compañeros y maestros que me han guiado en el ámbito laboral, gracias a Irene Márquez por su apoyo y guía, a Beatriz Santiago por su paciencia y enseñanzas, a Mauricio Márquez por la oportunidad y su apoyo en la realización de este trabajo, a mis amigos de MARQAND, gracias por los buenos momentos.*

*A mis queridos amigos de la Facultad de Química que me apoyaron y se convirtieron en mi Familia durante muchos años, gracias por todas las experiencias vividas.*

*A Tío Essau! Por los buenos deseos, bellos momentos y apoyo, sé que nos volveremos a ver!*

*A Rodrigo por su apoyo y comprensión en los buenos momentos, pero sobre todo en los momentos difíciles. Gracias por acompañarme en esta loca aventura.*

*Finalmente gracias a la UNAM, a la FACULTAD DE QUÍMICA y a todos sus maestros que me formaron orgullosamente Universitaria.*

*México-2014*

---

---

## Índice de Capítulos

Índice de Figuras.....	VIII
Índice de Tablas.....	XI
Nomenclatura.....	XII
Introducción.....	1
Descripción del Sistema de Estudio.....	4
1. Descripción del Sistema de Estudio.....	5
2. Problemática.....	6
3. Objetivos.....	6
4. Metodología.....	7
Capítulo 1. Flujo Bifásico.....	8
1.1. Estudio y generalidades.....	9
1.2. Patrones de flujo en Tuberías.....	9
1.3. Flujo bifásico líquido-gas en tuberías.....	11
1.4. Definiciones básicas.....	11
- Fracción volumétrica o <i>HOLD-UP</i> .....	12
- Colgamiento del líquido.....	12
- Colgamiento del gas.....	12
- Colgamiento del líquido sin resbalamiento.....	13
- Colgamiento del gas sin deslizamiento.....	13
- Densidad bifásica.....	14
- Velocidad.....	14
- Viscosidad.....	16
Capítulo 2. Patrones de Flujo.....	17
2.1. Flujos dominados por el gas.....	20

- Flujo estratificado. (Stratified) (ST) .....	20
- Flujo anular (Annular).....	20
- Flujo anular “neblina anular”.....	21
- Flujos intermitentes. ....	21
- Flujo burbuja alargada. (Elongated bubble) (EB).....	21
- Flujo burbuja alargada con burbujas dispersas. (Elongated bubble with dispersed bubbles) (EDB) .....	22
- Flujo tapón. (Slug) (SL) .....	22
Características del patrón tipo slug. ....	23
- Flujo Tapon Burbujeante. (Slug froth) (SLF).....	24
2.2. Flujos dominados por el líquido.....	24
- Flujo Burbuja Dispersa. (Dispersed bubble) (DB).....	24
- Flujo Burbujeante. (Dispersed froth) (DBF) .....	25
2.3. Problemas que provocan la conducción de mezclas bifásicas.....	25
2.4. Parámetros descriptivos del Flujo bifásico. ....	26
- Flujo Másico total.....	26
- Fracción volumétrica de la fase $k$ . ....	26
- Velocidad media de la fase .....	27
- Cálculo de la amplitud de vibración permitida. ....	27
- Cálculo de la frecuencia. ....	27
2.5. Métodos de predicción de patrones de flujo. ....	28
2.6. Patrón dependiente de la presión en el flujo vertical. ....	33
Capítulo 3. Fenómenos Transitorios Hidráulicos.....	34
3.1. Transitorios suaves. ....	37
- Transitorio cuasi-estático.....	38
- Transitorio lento u oscilación de masa. ....	38

- Transitorio brusco.....	39
3.2. Modelo estático.....	40
3.3. Modelo rígido.....	40
3.4. Modelo elástico.....	41
3.5. Conceptos básicos.....	42
- Celeridad.....	42
- Pulso de Joukowsy.....	43
- Tiempo de cierre.....	44
Capítulo 4. Golpe de Ariete.....	46
4.1. Principales causas del Golpe de ariete.....	49
- Water Hammer.....	50
- Steam Hammer (Golpe de Vapor).....	51
4.2. Golpe de ariete debido a la separación de la columna líquida.....	51
4.3. Golpe de ariete generado por el paro de bombas.....	52
- Casos sin separación de la columna líquida.....	52
- Casos con separación de la columna líquida.....	58
4.4. Apertura de una válvula al final de la tubería.....	60
4.5. Cierre de una válvula al final de la tubería.....	62
Capítulo 5. Dispositivos para el control.....	64
del Golpe de Ariete.....	64
5.1. Sistemas de protección del Golpe de ariete.....	67
- Cuando en la tubería no se producen vacíos.....	67
- Cuando en la tubería se producen vacíos.....	68
- Sin separación de columna en conducciones por bombeo.....	69
5.2. Medios de Control de transitorios.....	69

– Torre de oscilación. ....	69
– Cámara de aire.....	71
– Tanque unidireccional. ....	72
– Tanque bidireccional. ....	74
– Válvulas de no retorno.....	75
– Válvulas de alivio (de seguridad).....	79
– Válvula anticipadora del Golpe de ariete .....	79
– Válvulas de admisión y expulsión de aire.....	80
– Instalación de un paso lateral (bypass) en la planta de bombeo.....	81
– Chimeneas de equilibrio .....	82
Capítulo 6. Criterios de Selección .....	83
de Tubería.....	83
6.1. Factor económico .....	85
– Ampliaciones Futuras .....	86
– Apariencia .....	86
– Minimizar los Extremos .....	86
– Maximizar el Uso de Soportes Existentes .....	86
– Separaciones para Expansión Térmica.....	87
6.2. Resistencia mecánica.....	87
6.3. Resistencia a la corrosión .....	87
– Corrosión interna .....	88
– Corrosión externa .....	88
6.4. Facilidad de instalación .....	89
– Facilidad de Operación.....	89



–	Accesibilidad para Mantenimiento .....	89
6.5.	Vida útil.....	89
–	Duración: .....	90
–	Utilidad: .....	90
6.6.	Diámetro.....	90
6.7.	Cargas de diseño para tuberías .....	92
–	Cargas por la presión de diseño.....	92
	Cargas por peso.....	92
	Cargas dinámicas .....	92
	Efectos de la expansión y/o contracción térmica .....	93
	Efectos de los Soportes, Anclajes y Movimiento en los Terminales.....	93
	Esfuerzos admisibles .....	93
6.8.	Espesor de pared .....	93
6.9.	Resistencia a las sobrepresiones .....	94
–	Resistencia a las presiones negativas.....	95
–	Resistencia a la sobre velocidad (sobre rotación) de las máquinas hidráulicas ..	97
6.10.	Criterios de resistencia.....	98
6.11.	Flexibilidad en sistemas de tuberías .....	99
–	Consideraciones generales .....	99
–	Esfuerzos por Presión (Hoop) .....	99
–	Esfuerzos por cargas sostenidas (Gravedad) .....	99
–	Esfuerzos por cargas de expansión .....	99
6.12.	Normas de diseño .....	100
	Resultados .....	101
	Análisis del sistema.....	102

1.	Análisis de las características generales del sistema .....	103
1.1.	Ciclo de reactor de alta temperatura. ....	103
1.2.	Ciclo de reactor de baja temperatura. ....	106
1.3.	Simulación de las características del sistema .....	108
2.	Determinar la presencia de Patrones de Flujo indeseables. ....	110
2.1.	Determinación del Patrón de flujo. Ciclo Caliente.....	111
-	Diagrama de Baker.....	113
-	Diagrama de Madhane .....	113
2.2.	Patrones de flujo ciclo frio en la línea de salida del reactor.....	114
-	Diagrama de Baker.....	115
-	Diagrama de Madhane .....	115
2.3.	Efecto del número de Froude .....	116
2.4.	Determinación de efectos en la tubería. ....	117
-	Incremento en la relación de vaporización del sistema. ....	118
-	Modificación de las condiciones de operación del sistema. ....	119
-	Modificación de la geometría del sistema.....	119
3.	Determinar la posible ocurrencia de Golpe de ariete .....	120
3.1.	Golpes de ariete y vapor en el sistema de recuperación de calor. ....	120
I.	Cálculo del Golpe de ariete. Ciclo Alta Temperatura.....	121
II.	Cálculo del Golpe de ariete. Ciclo Baja Temperatura.....	126
4.	Conclusiones.....	128
	Bibliografía .....	130

## Índice de Figuras

Figura 1. Averías en accesorios debido al Golpe de ariete. ....	3
Figura 2 Diagrama General del Sistema. ....	5
Figura 3. Flujo bifásico Anular. ....	11
Figura 4 Patrones de Flujo Bifásico Tubería horizontal. ....	19
Figura 5 Flujo Estratificado. ....	20
Figura 6 Flujo Anular. ....	20
Figura 7 Flujo Anular “neblina anular”. ....	21
Figura 8 Flujo burbuja alargada. ....	21
Figura.9 Flujo burbuja alargada con burbujas dispersas. ....	22
Figura 10 Flujo Tapón. (Slug).....	22
Figura 11 Esquema Patrón de flujo tipo “Slug”.....	23
Figura 12 Efecto del número de Froude. ....	24
Figura 13 Flujo tapón burbujeante.....	24
Figura 14 Flujo bifásico burbuja dispersa. ....	25
Figura 15 Flujo bifásico burbujeante. ....	25
Figura 16. Fracción Volumétrica.....	26
Figura 17 Tubería con geometría inclinada. ....	28
Figura 18 Diagrama de patrón de flujo horizontal de Hoogendoorn. ....	29
Figura 19 Diagrama de regímenes de flujo para tuberías verticales. ....	29
Figura 20 Diagrama de regímenes de flujo de Baker. ....	30
Figura 21 Diagrama de regímenes de flujo de Taitel y Dukel.....	31
Figura 22 Diagrama de regímenes de flujo de Madhane.....	32
Figura.23 Patrón de flujo dependiente de la presión en el flujo vertical .....	33
Figura 24 Clasificación de los Transitorios Hidráulicos. ....	35
Figura 25 Tubería de sección constante. ....	38
Figura 26 Sobre presión debida al cierre de una válvula. ....	44
Figura 27 .....	47
Figura 28 Causantes del Golpe de ariete. ....	48
Figura 29 .....	53
Figura 30 .....	54

---

Figura 31 .....	54
Figura 32 .....	54
Figura 33 .....	55
Figura 34 .....	55
Figura 35 .....	56
Figura 36 .....	56
Figura 37 .....	56
Figura 38 .....	57
Figura 39 .....	57
Figura 40 .....	58
Figura 41 .....	58
Figura 42 .....	58
Figura 43 .....	59
Figura 44 .....	59
Figura 45 .....	59
Figura 46 .....	60
Figura 47 .....	60
Figura 48 .....	61
Figura 49 .....	61
Figura 50 .....	61
Figura 51 Generación de vacíos con la apertura de una válvula.....	62
Figura 52 .....	62
Figura 53 .....	62
Figura 54 .....	63
Figura 55 .....	63
Figura 56 Torre de oscilación.....	70
Figura 57 Cámara de Aire.....	72
Figura 58 Funcionamiento de un tanque unidireccional abierto.....	73
Figura 59 Tanque unidireccional.....	74
Figura 60 Esquema de funcionamiento de un tanque bidireccional .....	75

Figura 61 Efecto de la ubicación de una válvula de no retorno intermedia en una tubería.....	76
Figura 62 Efecto de la ubicación de una válvula de no retorno intermedia en una tubería.....	77
Figura 63.....	77
Figura 64.....	77
Figura 65.....	77
Figura 66.....	78
Figura 67 Paso lateral (bypass) en una planta de bombeo.....	82
Figura 68 Falla de la tubería por depresión.....	96
Figura 69 Diagrama de operación del sistema de recuperación de calor.....	103
Figura 70 Diagrama “P”vs “H”. Alta temperatura.....	104
Figura 71 Diagrama “P”vs “H”. Baja temperatura.....	106
Figura 72 Diagrama de simulación.....	108
Figura.73 Fases del flujo en el sistema.....	110
Figura 74 Diagrama de Baker. Ciclo Alta Temperatura.....	113
Figura 75 Diagrama de Madhane. Ciclo Alta Temperatura.....	113
Figura 76 Diagrama de Baker de patrones de flujo.....	115
Figura 77 Diagrama de Madhane de patrones de flujo.....	115
Figura 78 Vibration troubleshooting of existing piping system.....	118
Figura 79 Análisis del Golpe de ariete.....	120

**Índice de Tablas**

Tabla 1 Inconvenientes relacionados con flujos bifásicos. .... 10

Tabla 2 Condiciones de Operación del Ciclo de alta temperatura..... 103

Tabla 3 Condiciones de Operación. Ciclo Frío ..... 106

Tabla 4 Cargas térmicas ..... 107

Tabla 5 Resultados. Alta temperatura ..... 109

Tabla 6 Resultados. Baja temperatura ..... 109

Tabla 7. Caracterización del Flujo ..... 110

Tabla 8. Resultados. Ciclo Alta Temperatura ..... 112

Tabla 9. Resultados. Ciclo Baja Temperatura ..... 114

Tabla 10 Número de Froude para los Ciclos de Operación del Reactor ..... 117

Tabla 11 Frecuencia y amplitud de onda ..... 117

## Nomenclatura

### A

$A$ : Área transversal de la tubería  
 $a$ : Celeridad

### D

$D$ : Diámetro externo

### E

$E$ : Espesor de la pared

### F

$f$ : Factor de fricción de Darcy  
 $F_{Tf}$ : Numero de Froude  
 $F_S$ : Frecuencia

### G

$g$ : Aceleración de la gravedad ( $g = 9.81 \text{ m/s}^2$ )  
 $G$ : Masa velocidad

### H

$H_{EF}$ : Altura efectiva del "slug"  
 $H_G$ : Colgamiento del gas  
 $H_i$ : Altura piezométrica  
 $H_j$ : Altura piezométrica  
 $H_L$ : Colgamiento del líquido

### K

$K$ : Módulo de compresibilidad

### L

$L$ : longitud de tramo de tubería entre los nodos de vibración

### Q

$Q_G$ : Flujo del gas  
 $Q_L$ : Flujo del líquido

### R

$R_{ij}$ : Resistencia de la tubería

### V

$V_G$ : Velocidad real del gas  
 $V_{GS}$ : Velocidad superficial de la fase gas  
 $V_L$ : Velocidad real del líquido  
 $V_{LF}$ : Velocidad de la película de líquido  
 $V_{LS}$ : Velocidad superficial de la fase líquida  
 $V_M$ : Velocidad superficial de la mezcla  
 $V_t$ : Velocidad transicional  
 $V_S$ : Velocidad de resbalamiento

$V_{sl}$ : Velocidad de la superficie de liquido

## W

$W$ : Flujo másico

$W_g$ : Flujo másico del gas

$W_l$ : Flujo másico del liquido

## Y

$Y_a$ : Amplitud de vibración

## $\epsilon$ :

$\epsilon$ : Módulo de Young

## $\Delta$

$\Delta q$ : Variación instantánea del gasto

$\Delta v$ : Variación de la Velocidad

## $\rho$

$\rho_g$ : Densidad de gas

$\rho_l$ : Densidad de líquido

$\rho_M$ : Densidad de la mezcla líquido – gas

$\rho_n$ : Densidad bifásica sin resbalamiento

$\rho_s$ : Densidad bifásica con resbalamiento

## $\lambda$

$\lambda$ : Colgamiento del líquido sin resbalamiento

$\lambda_G$ : Colgamiento del gas sin deslizamiento

$\lambda_L$ : Colgamiento del líquido sin deslizamiento

$\lambda_{Líquido}$ : Entalpía de la fase líquido

$\lambda_{Vapor}$ : Entalpía de la fase vapor

## $\mu$

$\mu_G$ : Viscosidad del gas

$\mu_L$ : Viscosidad del líquido

$\mu_m$ : Viscosidad de la mezcla





# Introducción

Comúnmente el flujo bifásico es encontrado en la industria y se define generalmente como la presencia de dos fases en una misma línea de flujo, los cuales pueden llegar a presentarse en varias combinaciones, siendo el caso más problemático aquel generado por el flujo líquido-gas.

La necesidad de entender su comportamiento es de suma importancia, ya que de él se derivan problemáticas relacionadas con la seguridad de las instalaciones, la integridad de los equipos pero sobre todo la seguridad de los operadores.

La determinación de los patrones de flujo depende principalmente de las configuraciones que adquiera cada una de las fases líquido – gas dentro de la tubería, así también de la geometría que adquiera la tubería en el proceso.

Las perturbaciones derivadas de las condiciones de operación del sistema tales como presión, velocidad, flujo volumétrico, etc. podrían generar un fenómeno transitorio del tipo Golpe de ariete; el cual dependiendo la naturaleza de la fase predominante pudiera ser del tipo water Hammer o del tipo Steam Hammer.

El Golpe de ariete ocurre generalmente al poner en marcha o para una máquina hidráulica (bomba o turbina), al abrir o cerrar una válvula bruscamente, al disminuir o aumentar bruscamente el caudal entre otras; las variaciones bruscas de presión pueden causar a menudo efectos destructivos, además de reducir de manera considerable la vida útil de las tuberías, válvulas y juntas, provocando interrupciones del servicio no deseadas y altos costos de mantenimiento.

Dependiendo de la naturaleza del Golpe de ariete, así como de su magnitud existen dispositivos para controlarlo, tales como: cámaras de aire, válvula anticipadora de ariete, etc.

Además de los dispositivos para el control de ariete es importante la adecuada elección del material de la tubería ya que ésta deberá soportar las depresiones y sobrepresiones derivadas tanto del tipo de patrón de flujo como del Golpe de ariete; la elección de la tubería depende también de la naturaleza del fluido que contendrá ya que se debe elegir un material que no reaccione con el fluido, que la corrosión de la tubería sea la

mínima permisible, que el material sea de alta calidad, etc. todo con el fin de asegurar la conducción del fluido hasta el final del proceso.

En el presente trabajo se estudiará la conducción de flujo bifásico en una tubería y se buscará una caracterización para el patrón de flujo existente según las condiciones de un proceso en particular mediante el uso de diagramas que permitan predecir el comportamiento del patrón de flujo en la tubería para evitar fenómenos de regímenes trascendentes como el golpe de ariete con el propósito de establecer las condiciones necesarias que permitan asegurar la conducción del fluido de manera satisfactoria y segura para las instalaciones.



a) El efecto del golpe de ariete en una línea de vapor causando la separación de la tubería de sus respectivas bridas y causando la fractura de estas.



b) El efecto del golpe de ariete en accesorios, se puede ver la fractura en la brida ciega causada por el alto impacto.

**Figura 1.** Averías en accesorios debido al Golpe de ariete.



## Descripción del Sistema de Estudio

## 1. Descripción del Sistema de Estudio.

El propósito de este trabajo es realizar un análisis a la configuración del sistema de enfriamiento de la Planta Recuperadora de Azufre SRU-2 de la Refinería “Antonio M. Amor” de Salamanca Guanajuato.

El sistema de enfriamiento consta principalmente de un recipiente de vapor FA103A/104A, intercambiador de calor de placas CA106A/108A, el reactor DC-104A/106A y condensador EC101A/102A.

De acuerdo a la configuración del sistema, se tiene ubicado el recipiente de vapor FA-103A/104A a una altura inferior del nivel de líquido del intercambiador de placas CA-106A/108A; con el propósito de mantener inundado el intercambiador de placas durante el periodo de operación de la planta, se cuenta con las bombas GA-103A/104A, las cuales cuentan con un relevo independiente.

Conforme a la tecnología del proceso se consideró el uso de agua a calderas como fluido térmico del sistema de remoción de calor, el cual se realiza mediante el cambiador de placas CA-106A/108A en los reactores DC-104A/106A.

La configuración del proceso se muestra en la Figura 2.

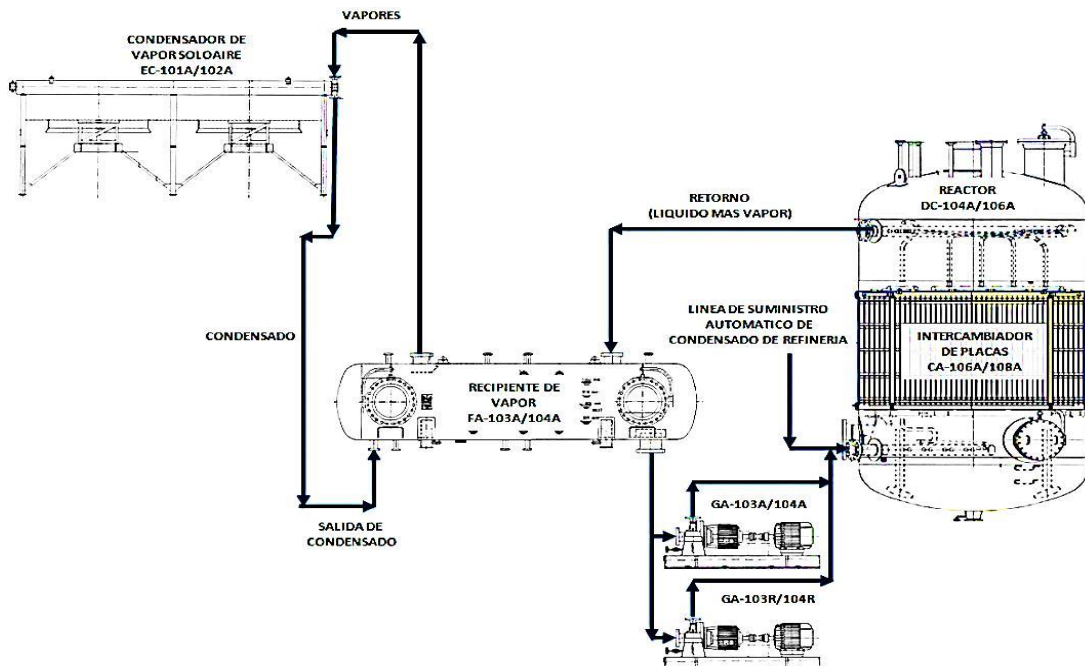


Figura 2 Diagrama General del Sistema.

## **2. Problemática.**

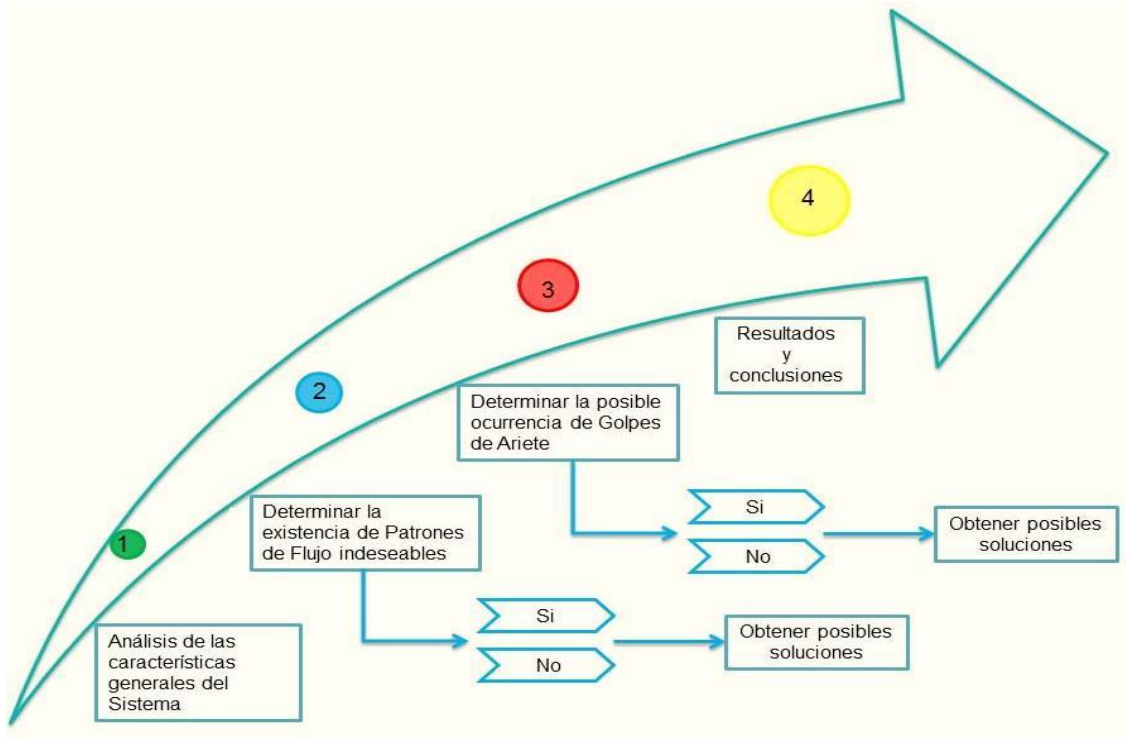
De acuerdo a la configuración del sistema en comparación con la configuración de otras plantas químicas similares, se ha observado la presencia de golpes de ariete en aquellas plantas donde se tenían ubicados los tambores de vapor bajos, resolviendo el problema elevando los tambores.

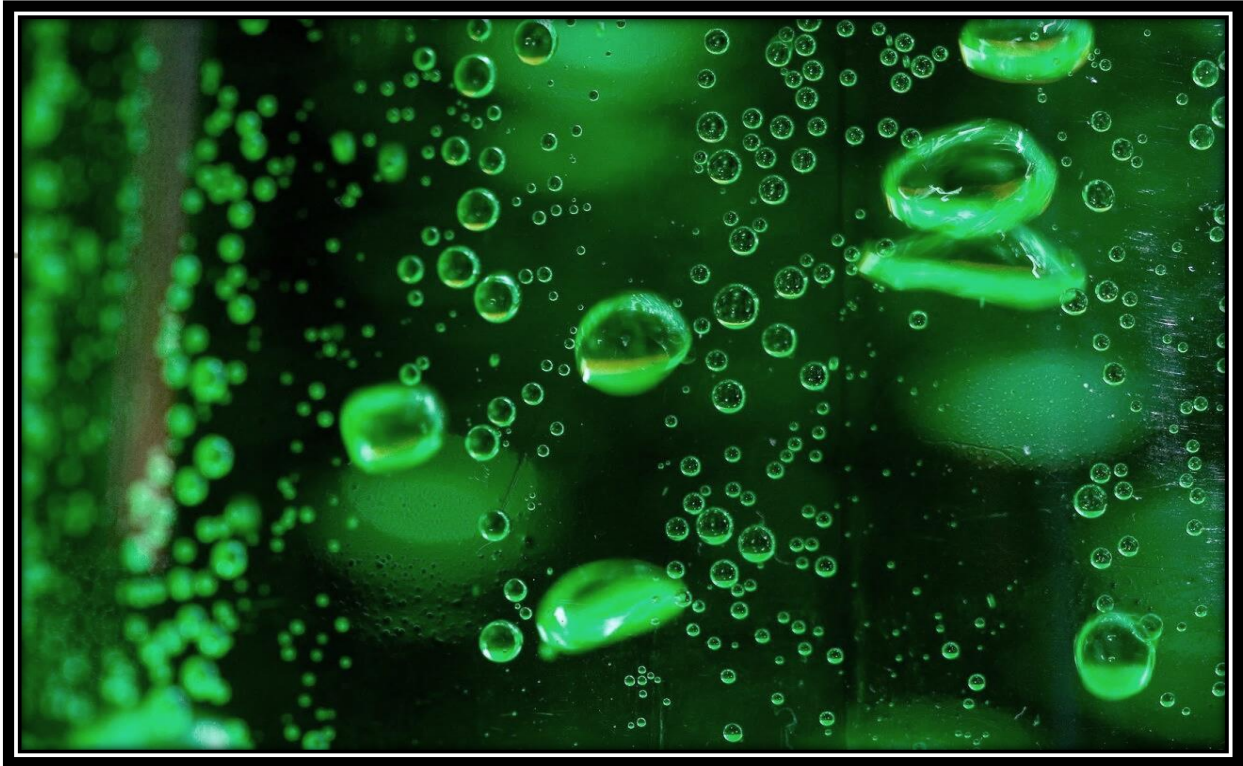
Sin embargo, las maniobras derivadas de la posible adecuación a la configuración actual del sistema repercute de manera económica además del paro momentáneo de la planta; es por ello que para verificar que el sistema actualmente instalado trabajará de manera satisfactoria se realizará un análisis del área de proceso donde se determinará la presencia de los fenómenos existentes en la línea de conducción así como la ocurrencia de eventos de regímenes trascendentes como Golpes de ariete ya sean del tipo *Water Hammer* o *Steam Hammer* , tomando las medidas necesarias para evitarlos y así asegurar la continuidad operativa del sistema, la integridad de los equipos y operadores en base a los siguientes objetivos y metodología.

## **3. Objetivos.**

- Mediante un análisis verificar que las condiciones de las instalaciones sean tales que permitan llevar a cabo el proceso de manera segura y de manera continua para satisfacción de la Planta Recuperadora de Azufre SRU-2 de la Refinería “Antonio M. Amor” de Salamanca Guanajuato.
- Caracterizar el patrón de flujo existente en la línea de conducción.
- Determinar la posibilidad de eventos de Golpe de ariete en el sistema.
- Garantizar la continuidad operativa de la Planta.

#### 4. Metodología.





## Capítulo 1. Flujo Bifásico

El flujo bifásico es comúnmente encontrado en la Industria, la importancia de su estudio radica en los diferentes inconvenientes que ocasiona cuando se transforma en un patrón de flujo indeseable.



### **1.1. Estudio y generalidades.**

El flujo bifásico es un sistema complejo presente en la industria química que puede provocar inestabilidades en los procesos donde ocurre, por lo cual resulta necesario conocer el comportamiento detallado de éste para prevenir accidentes o para predecir el desempeño del mismo en los diferentes procesos donde ocurre; los flujos bifásicos, son mezclas de dos sustancias, en distintas fases o densidades, que son transportadas en forma simultánea dentro de un ducto o tubería.

Muchas veces las líneas que transportan una mezcla de fluidos líquido-gas están diseñadas para trabajar a una cierta capacidad y presión; sin prever que están sujetas a cambios bruscos de dirección; lo cual genera diferentes patrones de flujo que derivan en desafíos adicionales para el aseguramiento del proceso, ya que cualquier perturbación en la línea causara inestabilidades hidrodinámicas; además de la caída de presión debido a la altura y a la fricción.

El problema se complica a causa de la presencia de muchos procesos como el deslizamiento y colgamiento entre fases, los patrones de flujo, el movimiento en la interfase líquido - gas y la posible transferencia de calor y masa.

### **1.2. Patrones de flujo en Tuberías.**

Una característica del flujo a dos fases es la gran variedad de posibles patrones de flujo que pueden presentarse debido principalmente a la distribución entre las fases a través de la geometría de la tubería.

La importancia del estudio del comportamiento del flujo bifásico y de la caracterización del patrón de flujo se deriva de la amplia gama de problemas de Ingeniería donde se encuentra este tipo de fenómeno debido a que estos proporcionan una caracterización adecuada del sistema y una visión más acertada del fenómeno; permitiendo de esta manera el desarrollo de un diseño que se ajuste a las necesidades del proceso con el fin de evitar que el flujo se transforme en un patrón de flujo indeseable.

Para tener una idea general en la Tabla 1 se presentan algunos de eventos no deseables debido a la presencia del flujo bifásico que se desarrolla en cada sistema.

---

---

**Tabla 1** Inconvenientes relacionados con flujos bifásicos.

Tuberías de Vapores	Aplicación	Problemas de Diseño
Termosifón	Industria: Petrolera, alimentación, química y de procesos	Pérdida de presión, transferencia de calor
Tuberías de reactores químicos	Procesos petroquímicos e industria química en general	Pérdidas de presión, distribución del tamaño y velocidad de gotas, distribución del tiempo de residencia, transferencia de masa interfacial.
Calentadores de fuego directo, condensadores horizontales	Industria petrolera, procesos industriales, plantas de energía eléctrica.	Pérdida de presión, coeficiente de transferencia de calor en las paredes, estabilidad del sistema.
Transporte de petróleo y gas	Transporte de petróleo – gas de plataformas y transporte por superficie.	Pérdida de presión, resonancia, vibración, inestabilidad de flujo.
Plantas geotérmicas	Transporte de la mezcla bifásica a través de la tubería	Pérdidas de presión, vibración, resonancia, inestabilidad de flujo, determinación de aguas arrastradas a las turbinas.
Producción de potencia con reactores nucleares	Sistema de emergencia para el enfriamiento del núcleo	Pérdidas de presión, generación, arrastre de gotas, calentamiento crítico

Es claro que los flujos bifásicos tienen complejas interacciones entre cada una de las fases y las paredes del elemento de conducción o tubería, las interacciones entre las fases dependen fuertemente de la configuración del flujo y de la naturaleza de las mismas fases.

Los flujos bifásicos se originan cuando por fenómenos de transferencia de calor o por cambios de presión; así puede hablarse de flujos bifásicos con cambio de fase, donde generalmente se puede identificar una fase continua y otra discontinua. En mezclas donde el flujo está compuesto principalmente de líquido y algo de gas, la fase líquida es la continua y el gas se encuentra como un conjunto de burbujas dispersas; mientras que, si la fase gaseosa es continua; ésta arrastrará una niebla de gotas de líquido, esto ocurre cuando existe evaporación o condensación.

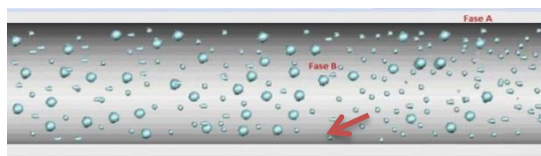
Cuando las dos fases son sustancias distintas, esencialmente cada fase conserva sus cualidades por separado; es decir en los fluidos bifásicos las fases no se mezclan; sino que tienen interfases bien definidas entre una y otra.

### 1.3. Flujo bifásico líquido-gas en tuberías.

El flujo bifásico en tuberías se define como el movimiento conjunto de una mezcla de gas y líquido; las cuales pueden existir como una mezcla homogénea o fluir conjuntamente como fases separadas, adquiriendo así diferentes configuraciones espaciales.

La distribución de una fase con respecto a la otra es muy importante para poder hacer una distinción entre los diversos patrones de flujo; las diferentes configuraciones que tienen el líquido y el gas en su movimiento a través de las tuberías involucran un gran número de variables pues la mezcla de fluidos puede presentar diversos arreglos que dependen de las velocidades superficiales y de las propiedades de cada sustancia; así como de la inclinación y diámetro de la tubería; estas configuraciones espaciales son conocidas como patrones de flujo y tienen gran influencia en la caída de presión que experimenta la mezcla, así como en el radio de volúmenes de cada fluido en el sistema y para el cálculo de la fracción volumétrica del líquido (*hold-up*) o retención.

El caso más común de flujo bifásico es el de gas y líquido el cual se encuentra principalmente en el diseño y operación de equipos de transferencia de calor, como son: generadores de vapor, sistemas de refrigeración, evaporadores y condensadores. (Ver Figura 3)



**Figura 3.** Flujo bifásico Anular.

(Líquido fase A, Gas fase B)

### 1.4. Definiciones básicas.

Para el estudio del flujo bifásico es necesario el conocimiento de la velocidad y de las propiedades de los fluidos, tales como densidad, viscosidad y en algunos casos, tensión superficial, para los cálculos de los gradientes de presión.

A continuación se presentan las definiciones básicas para flujo bifásico y la forma de calcular estos parámetros.

- **Fracción volumétrica o *HOLD-UP*.**

La fracción volumétrica del líquido o *hold-up*, se define como la relación de volumen ocupado por un líquido en un segmento de tubería y el volumen total del segmento de la misma.

Uno de los métodos directos para el cálculo de la fracción volumétrica del líquido es a través del uso de imágenes de videos digitales.

La importancia del cálculo de *hold-up* radica en que es necesario para determinar el promedio real de las velocidades lineales de cada fase. Una vez obtenidas estas velocidades se pueden estimar la energía cinética, número de Reynolds, densidad y viscosidad de la mezcla entre otros parámetros que están relacionados con la transferencia de masa.

- **Colgamiento del líquido.**

Es la fracción de líquido, definida como la razón del volumen de un segmento de tubería ocupado por el líquido con respecto al volumen total de la tubería. Varía a partir de cero para flujo monofásico de gas hasta llegar a uno para cuando se tiene flujo de líquido únicamente.

$$H_L = \frac{\text{Volumen de líquido en un segmento de tubería}}{\text{Volumen del segmento de tubería}} \quad (\text{Ec. 1.1})$$

Dónde:

$H_L$ = Colgamiento del líquido.

- **Colgamiento del gas.**

El remanente del segmento de tubería es ocupado por gas, el cual es referido con un colgamiento de gas y es igual a la unidad menos el colgamiento de líquido.

$$H_G = 1 - H_L \quad (\text{Ec. 1.2})$$

Dónde:

$H_G$ = Colgamiento del gas.

- **Colgamiento del líquido sin resbalamiento.**

También conocido como colgamiento sin resbalamiento o contenido de líquido de entrada, es definida como la razón del volumen de líquido en un segmento de tubería dividido para el segmento de tubería, considerando que el gas y el líquido viajaran a la misma velocidad.

$$\lambda_l = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G} = \frac{V_{LS}}{V_M} \quad (\text{Ec. 1.3})$$

Dónde:

$\lambda$ = Colgamiento del líquido sin resbalamiento.

$Q_L$ = Flujo del líquido.

$Q_G$ = Flujo del gas.

$V_{LS}$ = Velocidad superficial de la fase líquida

$V_M$ = Velocidad superficial de la mezcla.

- **Colgamiento del gas sin deslizamiento.**

Se define como:

$$\lambda_G = 1 - \lambda_L = \frac{Q_G}{Q_G + Q_L} = \frac{V_{GS}}{V_M} \quad (\text{Ec. 1.4})$$

Dónde:

$\lambda_G$ = Colgamiento del gas sin deslizamiento.

$\lambda$ = Colgamiento del líquido sin resbalamiento.

$Q_L$ = Flujo del líquido.

$Q_G$ = Flujo del gas.

$V_{GS}$ = Velocidad superficial de la fase gas.

$V_M$ = Velocidad superficial de la mezcla.

Podemos observar que la diferencia entre el colgamiento del líquido y el colgamiento sin resbalamiento es una medida del grado de deslizamiento entre las fases gas y líquido.

- **Densidad bifásica.**

El cálculo de la densidad bifásica requiere conocer el factor de colgamiento del líquido, con o sin resbalamiento.

$$\rho_S = \rho_L \times H_L + \rho_G \times H_G \quad (\text{Ec. 1.5})$$

$$\rho_n = \rho_L \times \lambda_L + \rho_w \times \lambda_G \quad (\text{Ec. 1.6})$$

$$\rho_K = \frac{\rho_L \times \lambda_L^2}{H_L} + \frac{\rho_G \times \lambda_G^2}{H_G} \quad (\text{Ec. 1.7})$$

$$\rho_f = \frac{\rho_M^2}{\rho_S} = \frac{(\rho_L \times \lambda_L + \rho_G (1 - \lambda_L))^2}{\rho_L \times H_L + \rho_G \times (1 - H_L)} \quad (\text{Ec. 1.8})$$

Dónde:

$\rho_S$ = Densidad bifásica con resbalamiento.

$\rho_n$ = Densidad bifásica sin resbalamiento.

$\rho_M$ = Densidad de la mezcla líquido – gas.

$H_L$ = Colgamiento del líquido.

$H_G$ = Colgamiento del gas.

La primera de las ecuaciones es usada por la mayoría de los investigadores para determinar el gradiente de presión debido al cambio de elevación.

Algunas correlaciones son basadas en la suposición de que no existe resbalamiento y por eso usan la segunda de las ecuaciones para calcular la densidad bifásica.

Las últimas correlaciones son presentadas por algunos investigadores como Hagedorn & Brown para definir la densidad utilizada en las pérdidas por fricción y número de Reynolds.

- **Velocidad.**

Muchas de las correlaciones de flujo bifásico están basadas en una variable llamada velocidad superficial. La velocidad superficial de una fase fluyente está definida como la

velocidad que esta fase tendría si fluyera sola a través de toda la sección transversal de la tubería.

La velocidad superficial del gas está dada por:

$$V_{GS} = \frac{Q_G}{A} \quad (\text{Ec. 1.9})$$

La velocidad real del gas es calculada con:

$$V_G = \frac{Q_G}{A \times H_G} = \frac{V_{GS}}{H_G} \quad (\text{Ec. 1.10})$$

Dónde:

$A$ = Área transversal de la tubería.

La velocidad superficial del líquido está dada por:

$$V_{LS} = \frac{Q_L}{A} \quad (\text{Ec. 1.11})$$

La velocidad real del líquido se calcula con:

$$V_L = \frac{Q_L}{A \times H_L} = \frac{V_{LS}}{H_L} \quad (\text{Ec. 1.12})$$

La velocidad superficial bifásica está dada por:

$$V_M = V_{LS} + V_{GS} \quad (\text{Ec. 1.13})$$

La velocidad de resbalamiento es definida como la diferencia entre las velocidades reales del gas y del líquido:

$$V_S = V_G - V_L = \frac{V_{GS}}{H_G} - \frac{V_{LS}}{H_L} \quad (\text{Ec. 1.14})$$

Dónde:

$V_S$ = Velocidad de resbalamiento.

$V_G$ = Velocidad real del gas.

$V_L$ = Velocidad real del líquido.

**- Viscosidad.**

La viscosidad del fluido, es usada para calcular el número de Reynolds y otros números adimensionales usados como parámetros de correlación.

La siguiente ecuación ha sido usada para calcular una viscosidad bifásica.

$$\mu_m = \lambda_L \times \mu_L + \lambda_G \times \mu_G \quad (\text{Sin resbalamiento}) \quad (\text{Ec. 1.15})$$

$$\mu_S = \mu_L^{HL} \times \mu_G^{HG} \quad (\text{Con resbalamiento}) \quad (\text{Ec.1.16})$$

Dónde:

$\mu_m$ = Viscosidad de la mezcla bifásica sin resbalamiento.

$\mu_L$ = Viscosidad del líquido.

$\mu_G$ = Viscosidad del gas.

$\lambda_L$ = Colgamiento del líquido sin deslizamiento.



---

## Capítulo 2. Patrones de Flujo

En el siguiente capítulo se estudiarán los diferentes patrones de flujo que pueden existir en una tubería; así como los diferentes diagramas que existen para su correcta predicción

El comportamiento de los flujos bifásicos en tuberías ha sido ampliamente estudiado tanto para las tuberías verticales, horizontales e inclinadas; esto se ha hecho con muchos fines, entre ellos el determinar los distintos patrones de flujo que se desarrollan en base a las velocidades de gas y líquido dentro de las tuberías, y para el cálculo de la fracción volumétrica del líquido *hold-up*.

Según la geometría de la tubería, se tienen los siguientes patrones de flujo:

- Flujo horizontal y casi horizontal

Flujo estratificado

Flujo intermitente

Flujo anular

Flujo burbuja

- Flujo vertical e inclinado fuertemente

Flujo burbuja

Flujo Slug

Flujo anular

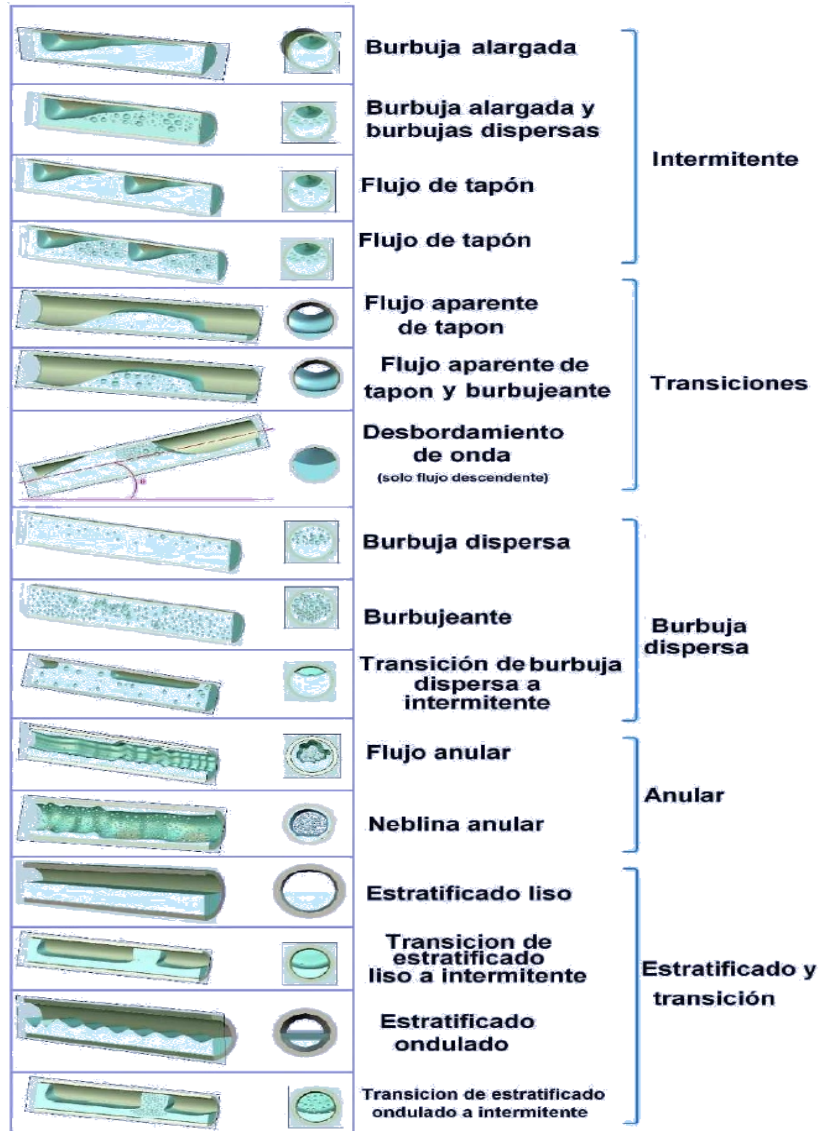
Flujo burbuja dispersa

La existencia de patrones de flujo en un sistema bifásico dado depende principalmente de las siguientes variables:

- Gasto de flujo líquido y gas.
- Presión.
- Geometría de la línea (diámetro y ángulo de inclinación).
- La ubicación espacial de la tubería.
- Las condiciones prevalecientes en el sistema.
- Las propiedades físicas de las fases tales como:
  - Densidad.

- Viscosidad.
- Tensión superficial.

Dependiendo de las velocidades del gas y del líquido existen principalmente cuatro tipos de patrones de flujo para tubería horizontal, los cuales pueden observarse en la Figura 4, la cual ilustra ampliamente la transición que hay entre ellos.



**Figura 4** Patrones de Flujo Bifásico Tubería horizontal.

## 2.1. Flujos dominados por el gas.

### - Flujo estratificado. (Stratified) (ST)

En este régimen de flujo el líquido se mueve en la parte baja del tubo con el gas viajando en la parte superior sin entre mezclarse. A velocidades bajas de gas y de líquido, la interfase es lisa y el régimen de flujo se llama estratificado liso (stratified smooth) (**SS**). Con un aumento en el caudal de gas, la interfase llega a ser ondulada y el régimen de flujo se llama estratificado ondulado (stratified wavy) (**SW**), la interfase tiene éste aspecto debido a la ondulación en la superficie líquida viajando en la dirección del flujo.



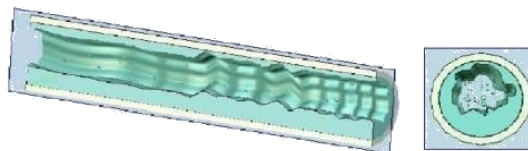
**Figura 5** Flujo Estratificado.

a) Liso. Y b) Ondulado.

### - Flujo anular (Annular).

El flujo anular ocurre a caudales altos de gas, debido a que las fuerzas superficiales predominan sobre las fuerzas donde el líquido forma una película delgada alrededor de la pared del tubo. Cuando el caudal del gas es relativamente pequeño, la mayoría de este líquido viaja en la parte baja del tubo en forma de película. Incluso a caudales más altos de gas, pequeñísimas gotas de líquido se desprenden de la película y se dispersan dentro de la fase gaseosa.

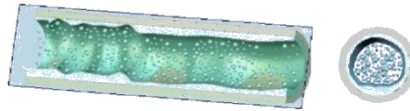
Un caso especial de flujo anular es aquel donde ha una película de gas –vapor adherida a la pared y un núcleo líquido en el centro. Este patrón se denomina *flujo anular Inverso* y aparece sólo en fenómenos de ebullición en películas estables subenfriadas.



**Figura 6** Flujo Anular.

- **Flujo anular “neblina anular”.**

Existe una película continua de líquido moviéndose relativamente despacio sobre las paredes de la tubería y una fase que se desplaza más rápidamente en el núcleo de gas. Este régimen es diferente del flujo anular por la naturaleza de la fase de entrada, la cual parece fluir en grandes aglomerados.



**Figura 7** Flujo Anular “neblina anular”.

- **Flujos intermitentes.**

Es el régimen de flujo dominante en tubos horizontales, con inclinaciones ascendentes y ocurre a un limitado grado de inclinación en el flujo descendente.

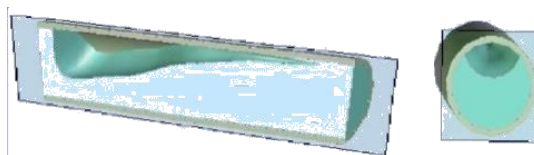
Consiste en tapones líquidos (*liquid slugs*) y grandes burbujas de gas que son normalmente mucho más largas que un diámetro de tubo. Los tapones líquidos se mueven a una frecuencia promedio, las longitudes del tapón (*slug*) y de la burbuja varían de una manera aleatoria.

El régimen de flujo intermitente se ha dividido en cuatro regímenes distintos dependiendo de la fracción volumétrica del gas (*void fraction*) en el tapón líquido.

- **Flujo burbuja alargada. (Elongated bubble) (EB)**

Este patrón de flujo es un caso de limitación del flujo intermitente, los tapones líquidos se encuentran libres de burbujas según lo demostrado en la Figura 8. La burbuja de gas generalmente es aerodinámica, el flujo de líquido debajo de la burbuja es similar al flujo bifásico estratificado liso; mientras que el flujo en el tapón líquido es básicamente laminar.

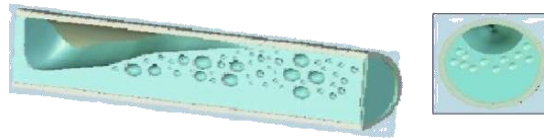
La parte posterior de la burbuja a veces se desprende del cuerpo principal de la burbuja y es recogida por la burbuja siguiente.



**Figura 8** Flujo burbuja alargada.

- **Flujo burbuja alargada con burbujas dispersas. (Elongated bubble with dispersed bubbles) (EDB)**

Mientras que se aumenta la velocidad de la mezcla, las burbujas dispersas comienzan a aparecer en el borde principal del tapón. El aspecto de las burbujas dispersas en el tapón se asocia a la transición del líquido en el tapón, de flujo laminar a turbulento. La parte frontal del tapón se convierte en una zona pequeña de mezcla turbulenta, donde se general dispersas como se muestra en la Figura 9.



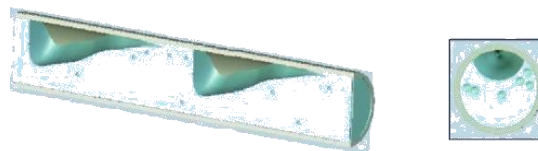
**Figura.9** Flujo burbuja alargada con burbujas dispersas.

- **Flujo tapón. (Slug) (SL)**

El flujo tapón es una continuación del régimen de flujo de **EDB** con una fracción volumétrica de gas (*void fraction*) en el tapón líquido mayor que el 10%, es decir, la transición del flujo **EDB** al flujo de **SL** ocurre cuando la fracción volumétrica de gas en el tapón es del 10%.

Esta condición generalmente corresponde a un intervalo de velocidad de  $V_m = 1.5$  a  $2.4$  (m/s). El nivel de turbulencia en el tapón aumenta y la capa líquida debajo de la burbuja de gas exhibe una interfase similar al flujo estratificado ondulado con pequeñas burbujas dispersas.

Las longitudes del tapón y de la burbuja varían de una manera aleatoria, así como la frecuencia del tapón.



**Figura 10** Flujo Tapón. (Slug)

### Características del patrón tipo slug.

Se ha demostrado que un fenómeno de régimen de flujo tipo “slug” es similar a un salto hidráulico, y su resistencia puede ser determinada por el número de Froude en la película de líquido por delante del “slug”.

El número de Froude se define como sigue:

$$Fr_f = \frac{V_t - V_{LF}}{\sqrt{g h_{EF}}} \quad (\text{Ec 2.1})$$

Dónde:

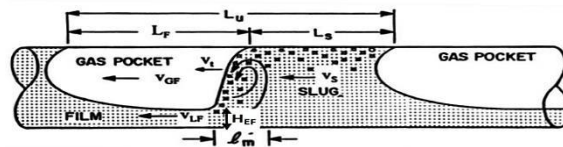
$Fr_f$ : Numero de Froude.

$V_t$ : Velocidad transicional.

$V_{LF}$ : Velocidad de la película de líquido.

$g$ : Constante de la gravedad.

$h_{EF}$ : Altura efectiva del “slug”.



**Figura 11** Esquema Patrón de flujo tipo “Slug”.

El número de Froude, especifica la fuerza del “Slug”; en la Figura 12 se puede observar el efecto del número Froude.

Es importante indicar que a valores inferiores de 2.5, aunque se indique que se está en la región de “slug”, la dinámica hace que la fuerza del “slug” sea imperceptible.

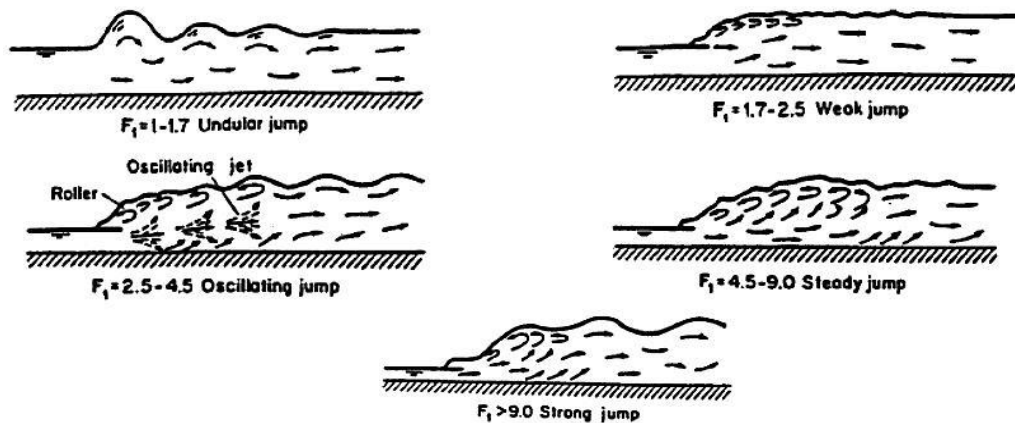


Figura 12 Efecto del número de Froude.

#### - Flujo Tapon Burbujeante. (Slug froth) (SLF)

El líquido en el tapón y en la película llega a ser muy burbujeante debido a la turbulencia, se observa este régimen a altos caudales de gas y de líquido. El líquido en el tapón tiene características similares al régimen de flujo burbujeante.

La transición del flujo **SL** al flujo **SLF** ocurre en un intervalo de velocidad de  $V_m = 4$  a  $5$  (m/s) con una fracción volumétrica de gas en el tapón de alrededor del 30%.

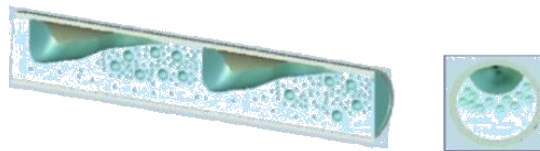


Figura 13 Flujo tapón burbujeante.

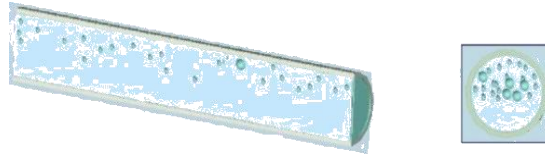
## 2.2. Flujos dominados por el líquido.

En esta región el líquido es la fase dominante con el gas disperso en él.

#### - Flujo Burbuja Dispersa. (Dispersed bubble) (DB)

La fase de gas se dispersa en pequeñas burbujas en una fase líquida. A relativamente bajos caudales de gas, estas burbujas están situadas cerca de la parte alta del tubo debido a las fuerzas de flotación de Arquímedes, pero a altos caudales de gas las burbujas se dispersan más uniformemente. El tamaño de la burbuja varía algunos milímetros de diámetro.

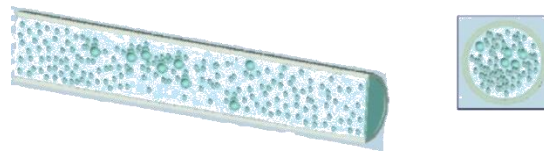




**Figura 14** Flujo bifásico burbuja dispersa.

- **Flujo Burbujeante. (Dispersed froth) (DBF)**

Este régimen se observa a altos caudales de gas y de líquido que al entremezclarse es imposible detectar cuál es la fase dispersa Figura 15. Este régimen de flujo se asocia con altas caídas de presión y también es referido como flujo agitado (Churn) por muchos observadores.



**Figura 15** Flujo bifásico burbujeante.

**2.3. Problemas que provocan la conducción de mezclas bifásicas.**

Generalmente, las líneas de conducción de fluidos están diseñadas para operar bajo ciertas condiciones de carga; sin embargo en ciertos equipos como bombas o la falla en el suministro del caudal provocan una disminución de presión en la tubería, generando que ocurran inestabilidades hidrodinámicas del flujo dinámico y se presente la formación de tapones de líquido (*slugs*).

De los patrones de flujo, el flujo *Slug* se considera el más problemático y es el que ocurre con mayor frecuencia en la conducción de mezclas. Este tipo de flujo induce vibraciones en los sistemas de conducción (tuberías), las cuales se manifiestan de una manera violenta cuando sufren un cambio de dirección debido a codos y demás accesorios.

## 2.4. Parámetros descriptivos del Flujo bifásico.

### - Flujo Másico total

Es la cantidad de masa que pasa por la tubería por unidad de tiempo y es igual a la suma de los flujos másicos de las fases.

$$W_T = W_L + W_G \quad (\text{Ec 2.2})$$

Dónde:

$W_T$ : Flujo másico total.

$W_L$ : Flujo másico de la fase líquida.

$W_G$ : Flujo másico de la fase gas.

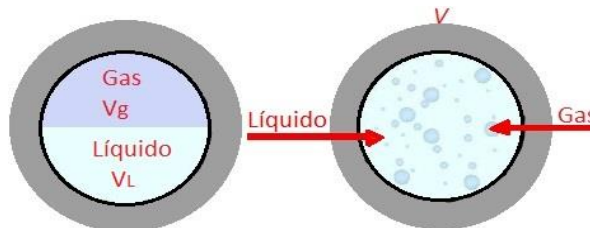
### - Fracción volumétrica de la fase $k$

Es la fracción de volumen ocupada por la fase  $k$  (líquido o gas) en un volumen de control en una mezcla bifásica.

$$\alpha_L = \frac{V_L}{V_L + V_G} \quad (\text{Ec 2.3})$$

Para la fase líquida: 
$$\alpha_G = \frac{V_G}{V_L + V_G} \quad (\text{Ec 2.4})$$

Para la fase gaseosa: 
$$\alpha = \frac{V_K}{V_L + V_G} \quad (\text{Ec 2.5})$$



**Figura 16.** Fracción Volumétrica.

- **Velocidad media de la fase**

La velocidad media real unidimensional de cada fase, se define como el flujo volumétrico de la fase a través de su área de flujo de la sección transversal correspondiente.

$$U_L = \frac{Q_L}{A_L} \quad (\text{Ec 2.6})$$

$$U_G = \frac{Q_G}{A_G} \quad (\text{Ec 2.7})$$

- **Cálculo de la amplitud de vibración permitida.**

$$Ya = \frac{L^2}{D} \quad (\text{Ec 2.8})$$

Dónde:

*Ya*: Amplitud de vibración permitida entre los nodos de vibración (miles Pico a Pico).

*L*: Longitud de tramo de tubería entre los nodos de vibración.

*D*: Diámetro externo.

- **Cálculo de la frecuencia.**

Las frecuencias de la onda del “Slug” medidos tienen un mínimo, como una función del flujo volumétrico de la fase de gas; los cuales se pueden predecir basados en experimentos resultante; éstas se pueden determinar en base a la ecuación de Gregory y Scott.

$$f_s = 0.0157 \left[ \frac{V_{sl}}{g D} \left( \frac{36 \frac{m^2}{s^2}}{V_t} \right) + V_t \right]^{1.25} \quad (\text{Ec 2.9})$$

Dónde:

*V<sub>t</sub>*: Velocidad transicional.

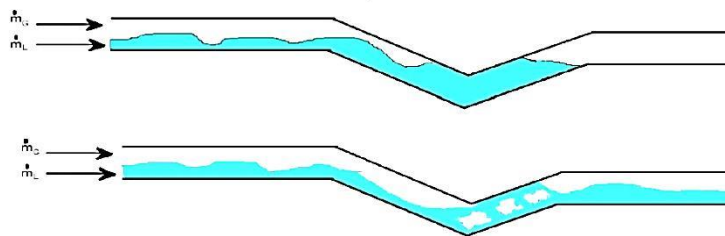
*V<sub>sl</sub>*: Velocidad de la superficie de líquido.

*g*: Constante de la gravedad.

*D*: Diámetro externo.

Las tuberías con geometría inclinada o caprichosa, son inevitables en operaciones de campo, la predicción del comportamiento de flujo en estas tuberías es de importancia para la predicción de patrones de flujo indeseables en una línea de proceso.

El ángulo de inclinación de las tuberías es muy importante, las secciones descendentes llevan a los flujos ligeramente a un comportamiento uniformemente estratificado, mientras que en secciones ascendentes se desarrollan flujos más lentos y tienen una alta probabilidad de formación de tapones-, es por ello que se podría decir que la sección más importante de una tubería es la sección ascendente, y para las condiciones de funcionamiento horizontales esta sección debe ser levemente en declive, funcionando con eficacia como separador y evitando así cualquier tapón que se hubiera formado en la sección en el declive anterior.



**Figura 17** Tubería con geometría inclinada.

### 2.5. Métodos de predicción de patrones de flujo.

A través del tiempo se han desarrollado diferentes técnicas y correlaciones para obtener diagramas; con los cuáles sea posible realizar una predicción del patrón de flujo que experimenta una mezcla bifásica; dicho diagrama recibe el nombre de Diagrama de patrón de flujo.

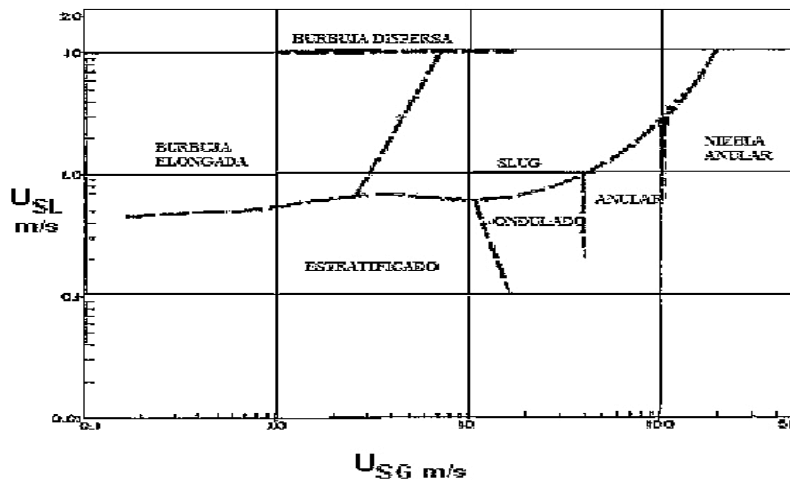
Los diagramas de patrones de flujo para sistemas bifásicos, tienen aplicación para tuberías horizontales o verticales y son función principalmente de los parámetros masa-velocidad y de las relaciones líquido – gas.

A continuación se mencionan algunos investigadores que realizaron estudios para la caracterización del régimen del flujo bifásico:

- Hoogendoorn (1959) Propuso un modelo a partir de experimentos realizados con varios líquidos, entre ellos el agua, y empleando el aire y vapor de freón 11 como gas.

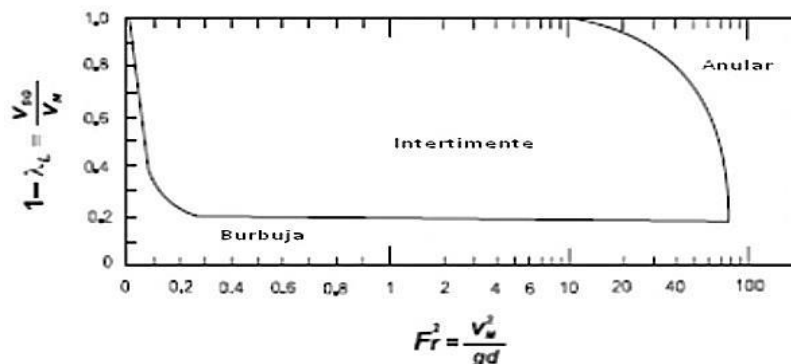
Este autor concluye que la densidad del gas no influye significativamente en la transición de los patrones de flujo.

En el mapa propuesto de la Figura 18. El patrón de flujo depende de la velocidad superficial del líquido real en el eje de las abscisas y de la velocidad superficial del gas en el eje de las ordenadas.



**Figura 18** Diagrama de patrón de flujo horizontal de Hoogendoorn.

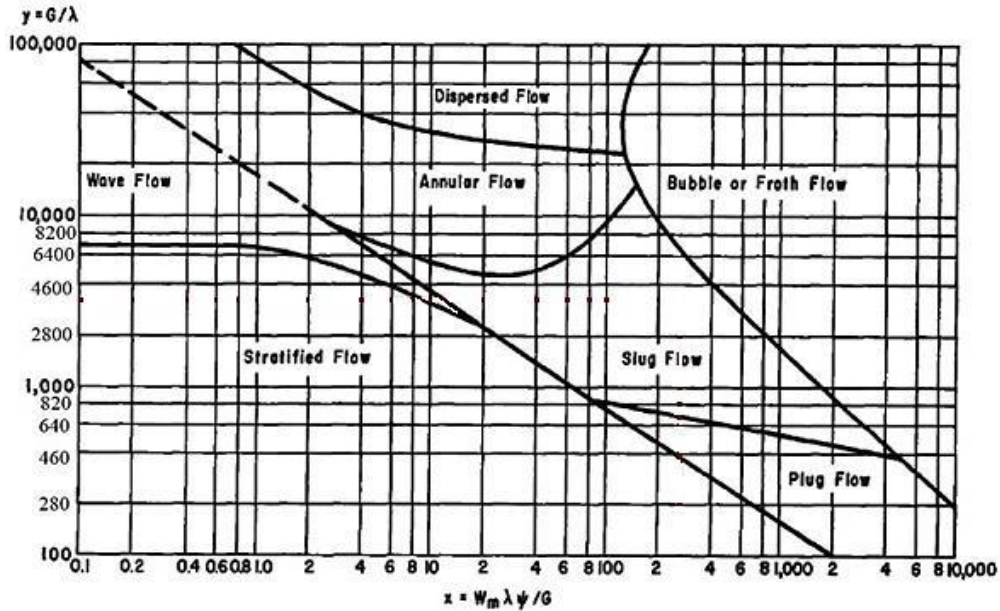
- Griffith & Wallis (1961) Correlacionaron los límites de transición utilizando grupos de números adimensionales



**Figura 19** Diagrama de regímenes de flujo para tuberías verticales.

- Baker (1954, 1960) Buscó datos de una variedad de fuentes y realizó una carta de regímenes de flujo que ha sido largamente considerada como un diagrama muy representativo para flujo horizontal. Figura 20.

Los parámetros utilizados son  $G_G$  y  $G_L$ ; donde  $W_g$  y  $W_l$  son los flujos másicos de gas-vapor y líquido, respectivamente, basados en el área total de la sección transversal de la tubería.



**Figura 20** Diagrama de regímenes de flujo de Baker.

Para determinar el área del patrón de flujo, las coordenadas están basadas en las ecuaciones que a continuación se describen y que están en función de tres parámetros principalmente (Temperatura, Flujo de líquido y Flujo de vapores)

**ORDENADA “Y”**

$$Y = \frac{G}{\lambda} = \frac{\left(\frac{W_g}{A}\right)}{\left[\left(\frac{\rho_g}{0.075}\right)\left(\frac{\rho_L}{62.3}\right)\right]^{0.5}} \quad (\text{Ec 2.10})$$

Dónde:

- $G$ : Masa velocidad.
- $\rho_l$ : Densidad de líquido.
- $\rho_g$ : Densidad de gas
- $W_g$ : Flujo másico del gas
- $A$ : Área de flujo

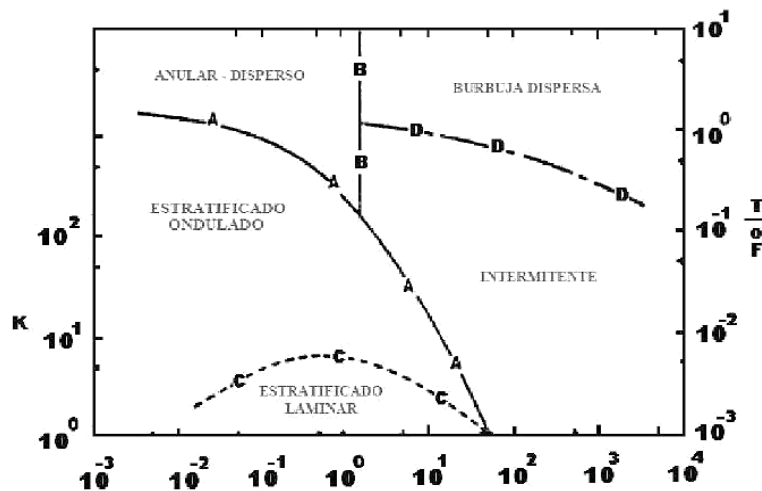
**ABSCISA "X"** 
$$X = \frac{w_m \lambda \psi}{G} = \frac{\left(\frac{w_l}{A}\right) \left\{ \left[ \left(\frac{\rho_g}{0.075}\right) \left(\frac{\rho_l}{62.3}\right) \right]^{0.5} \left(\frac{73}{\gamma}\right) \left[ \mu_l \left(\frac{62.3}{\rho_l}\right)^2 \right]^{1/3} \right\}}{\frac{w_g}{A}} \quad (\text{Ec 2.11})$$

Dónde:

- $G$ : Masa velocidad.
- $\rho_l$ : Densidad de líquido.
- $\rho_g$ : Densidad de gas.
- $W$ : Flujo másico.
- $A$ : Área de flujo.
- $W_l$ : Flujo másico del líquido.
- $W_g$ : Flujo másico del gas.

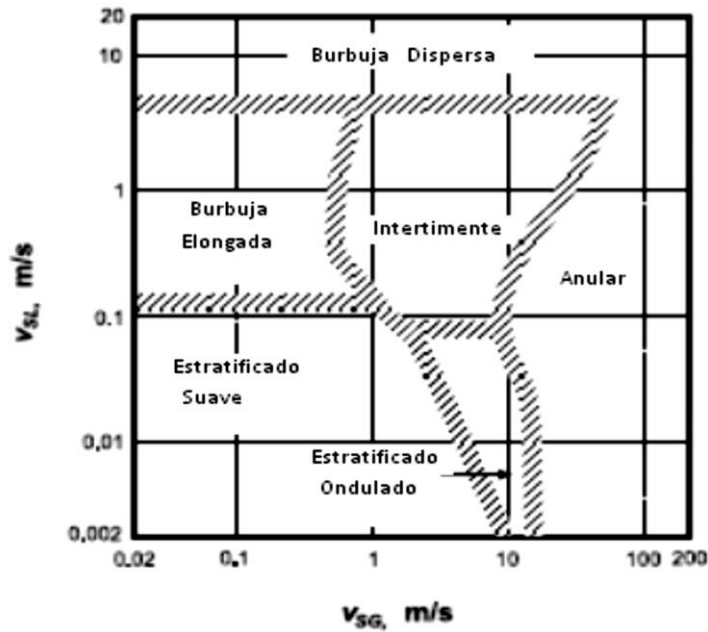
- Taitel y Dukel (1976) Muestran el prime método semi-empírico que considera el diámetro de la tubería y las propiedades físicas de los fluidos.

Estos autores toman como referencia en flujos horizontales, al patrón de flujo estratificado. Este modelo trabaja con la coordenada de Lockart –Martinelli en el eje de las abscisas y de acuerdo al patrón de flujo se lee un parámetro  $F$ ,  $K$  ó  $Y$  en el eje de las ordenadas. Figura 21



**Figura 21** Diagrama de regímenes de flujo de Taitel y Dukel

- Madhane et all (1974) Propuso el siguiente diagrama para regímenes de flujo para tubos horizontales.



**Figura 22** Diagrama de regímenes de flujo de Madhane

Las coordenadas del Diagrama de Madhane se obtienen mediante las ecuaciones de Madhane; las cuales están basadas en las velocidades superficiales de gas y de líquido;

**ORDENADA “Y “** 
$$V_{jl} = \left( \frac{W_l}{\rho_l A} \right) \tag{Ec 2.12}$$

Dónde:

$W_l$ : Flujo másico del líquido.

$\rho_l$ : densidad del líquido.

$A$ : Área de flujo.

**ABSISA “X”** 
$$V_{jg} = \left( \frac{W_g}{\rho_g A} \right) \tag{Ec 2.13}$$



Dónde:

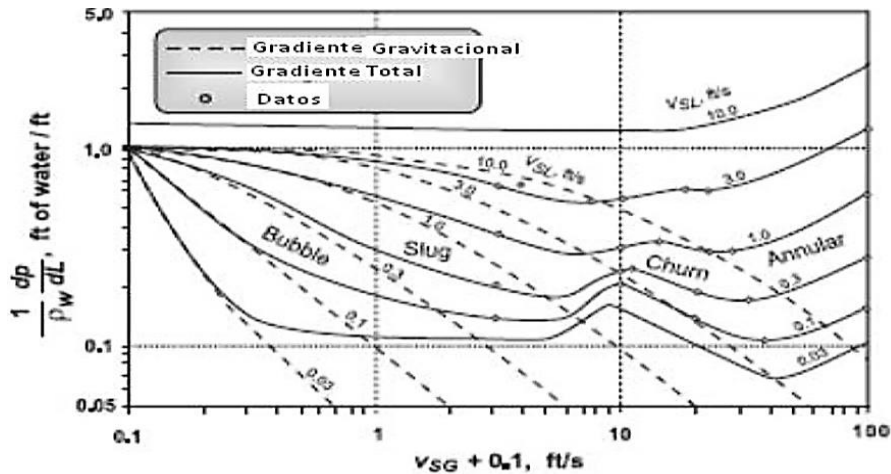
$W_g$ : Flujo másico del gas.

$\rho_g$ : densidad del gas.

$A$ : Área de flujo.

**2.6. Patrón dependiente de la presión en el flujo vertical.**

Como puede verse, el gradiente de presión gravitacional disminuye cuando aumenta la velocidad superficial del gas, debido al menor colgamiento en el sistema. Por el otro lado, el gradiente de presión por fricción aumenta a medida que la velocidad superficial del gas se incrementa. Así, el gradiente total de presión, que es la suma de los componentes del gradiente de gravedad y la fricción de presión, presenta un valor mínimo. Esto explica por qué intermitente el flujo es el preferido en la producción de petróleo y gas en los pozos verticales, sobre todo cuando de levantamiento artificial de gas de inyección se utiliza.



**Figura.23** Patrón de flujo dependiente de la presión en el flujo vertical Para una tubería de agua con aire en condiciones normales. Govier y Aziz



## **Capítulo 3. Fenómenos Transitorios Hidráulicos**

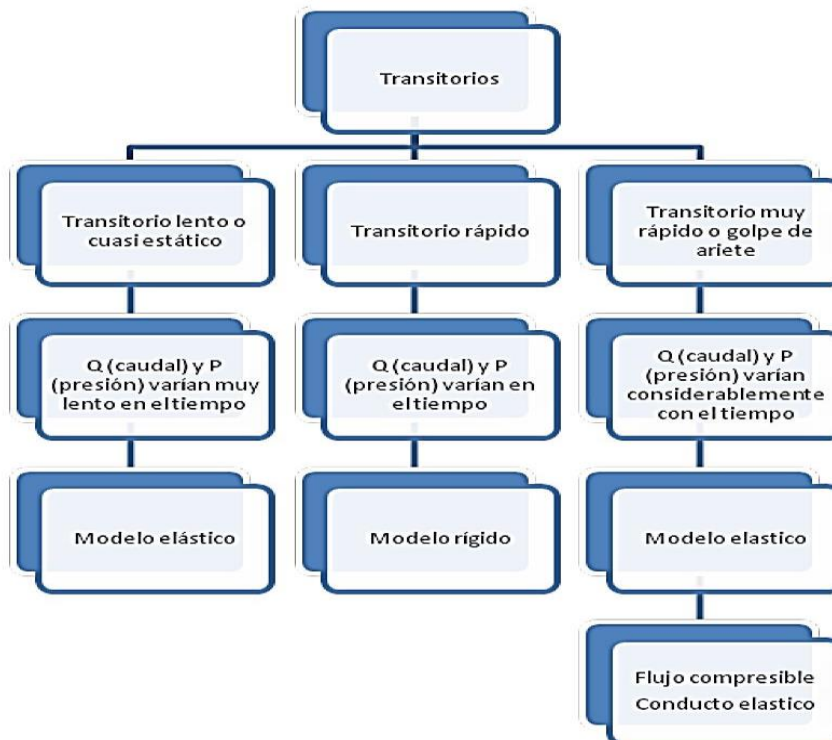
El siguiente capítulo se enfoca en el estudio de los Fenómenos Transitorios que se desarrollan en una tubería debidos a las anomalías en el caudal, velocidad o presión que experimenta el fluido; dependiendo de la naturaleza del transitorio se distinguen en transitorios, lentos, rápidos y muy rápidos.

El fenómeno transitorio se puede definir como la anomalía que se produce en un flujo cuando las condiciones que definen el movimiento del fluido (velocidad, presión) varían en el tiempo; dichas anomalías se pueden clasificar en función de la rapidez en la que se producen estos cambios.

Un flujo es estacionario o permanente cuando sus parámetros característicos (presión y velocidad) no varían en el tiempo; por otro lado si las condiciones del flujo varían en el tiempo, éste es no estacionario, no permanente o transitorio.

Los transitorios a los que puede estar sometida una instalación pueden ser de diferente naturaleza, presentando las variables hidráulicas de la instalación diferentes comportamientos dinámicos.

La naturaleza de los transitorios viene definida por la rapidez e intensidad con la que se producen las causas que los provocan. (Ver Figura 24)



**Figura 24** Clasificación de los Transitorios Hidráulicos.

El hecho de que las condiciones de operación más adversas sean aquellas que ponen en mayor peligro estructural la instalación hidráulica debido a sobrepresiones, depresiones y sobre velocidad, aunado a la existencia de fenómenos transitorios de

naturaleza incontrolada no exoneran a los diseñadores de prever el riesgo o peligro derivado que sus efectos; ya que si bien no es posible controlarlos estrictamente, pues los fenómenos dependen en gran medida de las características particulares de cada proceso, requerimientos de los equipos instalados, la longitud de la tubería y de las propiedades físicas de los fluidos entre otras, es necesario que el diseñador o proyectista las tenga en cuenta al calcular el comportamiento del sistema, para así garantizar la seguridad del proceso y tomar las medidas necesarias para brindar a la instalación de elementos que eliminen o minimicen los efectos indeseados; para ello es necesario un análisis de los problemas que surgen en tuberías donde se desarrollan los fenómenos transitorios el cual permita su modelo y predicción.

Principalmente se distinguen dos tipos de transitorios hidráulicos: transitorios suaves y transitorios bruscos.

El comportamiento dinámico de la tubería es denominado transitorio si durante la operación son inevitables los regímenes de transición de flujo que pueden ser producidos por diferentes causas las cuales pueden ser:

- Una maniobra del operador.
- La mala selección de un componente.
- Un acontecimiento externo a la instalación.
- Problemas que se generan lentamente o de manera inadvertida tales como el paro de bombas.

Es decir, al menos una vez, en el inicio de su operación, la línea de proceso necesita ser llenada con un fluido, y en ocasiones tiene que ser vaciada y llenada de nuevo.

Cada arranque o paro de bombas, cada apertura o cierre de válvulas en la línea genera un régimen de flujo transitorio en el que varían de forma importante los parámetros hidráulicos (velocidad y presión) en cada punto de la línea.

El paro de las bombas puede ser programado, controlado o accidental y no controlado cuando se interrumpe el suministro de energía eléctrica a los equipos de bombeo por una falla en el sistema eléctrico; lo cual puede resultar muy peligroso para las válvulas o equipos subsecuentes si no se prevén los efectos que dichos eventos ocasionan.

---

---

La presencia de los regímenes transitorios en una tubería pueden tener diferente duración; es decir mientras que el llenado y el vaciado de la línea son lentos pudiendo durar varias horas o varios días, el régimen de transición hidráulico después de un paro o arranque de bombas, un cierre o apertura de válvulas dura apenas varios segundos o minutos.

A estos últimos se les denomina “fenómenos transitorios rápidos” y no obstante por ser de corta duración el transitorio puede ser muy peligroso ya que por ser brusco genera variaciones de presión muy importantes que en ocasiones pueden llegar a reventar la tubería debido a la alta presión, o bien provocar colapso bajo la acción de la presión atmosférica cuando dentro de la tubería se producen presiones de vacío.

### 3.1. Transitorios suaves.

Suelen estar producidos por variaciones lentas de las condiciones de funcionamiento tales como la variación de los flujos o de las alturas de los depósitos de la instalación o por aperturas o cierres lentos de las válvulas.

En estos transitorios se considera el fluido incompresible y las tuberías rígidas lo cual implica una modificación de una condición de funcionamiento influyen de forma instantánea en el resto de la instalación, propagándose su efecto a velocidad infinita.

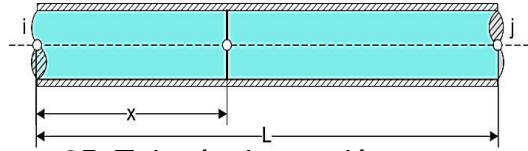
Las variables hidráulicas que se consideran en este tipo de transitorios son las alturas piezométricas en los nodos y el caudal en las líneas pero aquí son funciones del tiempo.

Para un transitorio suave en el caso de una tubería de sección constante  $A$  y longitud  $L$ , (Figura 25) la ecuación que relaciona las alturas piezométrica y el caudal ( $Q$ ) que circula por ella es:

$$H_i - H_j = R_{ij} \times q \times |q| + \frac{L}{g \times A} \times \frac{dq}{dt} \quad \text{Ec (3.1)}$$

Donde

$H_i$ y $H_j$	Las alturas piezométricas en los extremos de la tubería
$R_{ij}$	La resistencia de la tubería



**Figura 25** Tubería de sección constante.

La ecuación anterior debe ser completada con las condiciones iniciales,  $H_i(0)$ ,  $H_j(0)$ , y  $Q(0)$  y de contorno expresadas matemáticamente como  $F_i(t, H_i, q) = 0$  y  $F_j(t, H_j, q) = 0$

Entre los transitorios suaves se encuentran:

- **Transitorio cuasi-estático.**

En el que las variables del flujo varían de manera muy lenta en el tiempo (con períodos del rango de intervalos de varias horas hasta varios días).

Debido a que las variaciones en este tipo de flujo son muy lentas, no es necesario considerar en los métodos de análisis la inercia del flujo ni las propiedades elásticas del fluido y de las tuberías, y el flujo transitorio se puede modelar con una aplicación sucesiva de un modelo estático.

El modelo que lo describe recibe el nombre de análisis de períodos extendidos.

- **Transitorio lento u oscilación de masa.**

Se relaciona ante todo con el movimiento de la masa de agua en la conducción, semejante a la oscilación en dos vasos comunicantes. Los cambios de las variables en este tipo de transitorio son significativos pero no tanto como para tomar en consideración las propiedades elásticas del fluido y de las tuberías.

El período de un transitorio de este tipo normalmente es de varios minutos a varias horas, y es suficiente un modelo que considere solamente el movimiento y la inercia del volumen de agua en las tuberías; de hecho las variaciones de presión no llegan a modificar de manera significativa la energía elástica almacenada por el fluido y/o el material de la conducción.

El modelo que lo analiza se conoce con el nombre genérico de modelo rígido.

- **Transitorio brusco.**

En los transitorios hidráulicos rápidos pueden llegar a producirse presiones muy altas o muy bajas (vacíos), debido a lo cual es necesario considerarlos en el diseño de cualquier conducción; el transitorio brusco o Golpe de ariete en el que, debido a la violencia de las perturbaciones introducidas en el sistema los cambios de presión son muy importantes, variando de manera significativa la energía elástica almacenada en fluido y tubería.

Las variaciones de presión en un transitorio de este tipo son importantes debido a las capacidades del fluido de modificar su densidad por los efectos de la presión por lo que el modelo a utilizar considera la compresibilidad del fluido y la elasticidad de las paredes de conducción y se llama modelo elástico.

Las variables hidráulicas son la altura piezométrica y el caudal (velocidad media) en cada punto de la instalación, matemáticamente expresados como una función de la posición en la instalación y del tiempo. Para el ejemplo mencionado anteriormente de una tubería de sección constante  $A$  y longitud  $L$  la altura piezométrica  $H(x, t)$  y el caudal  $q(x, t)$  en un punto de la tubería de conducción están relacionados por las siguientes ecuaciones diferenciales:

$$\frac{\partial H}{\partial t} + \frac{a^2}{g \times A} \times \frac{\partial q}{\partial x} = 0 \quad \text{Ec (3.2)}$$

$$\frac{\partial q}{\partial t} + g \times A \times \frac{\partial H}{\partial x} + f \times \frac{q \times |q|}{2 \times D \times A} = 0 \quad \text{Ec (3.3)}$$

Dónde:

- $f$  El factor de fricción de Darcy.
- $a$  La celeridad de la onda de presión.

El modelo necesario para realizar su análisis es el modelo estático en el que se considera la compresibilidad del fluido y la elasticidad de las paredes de conducción.

Como se puede suponer de esta clasificación, el transitorio hidráulico que provocará unos incrementos de presión más elevados es el Golpe de ariete; es por ello que ha sido ampliamente estudiado debido a sus efectos devastadores; por lo cual se busca

determinar las medidas que permiten disminuir su intensidad y preparar las tuberías para resistir los esfuerzos que produce.

En las fases de instalación y funcionamiento de tuberías y máquinas hidráulicas es necesario un control de los fenómenos transitorios Golpe de ariete y cavitación, los cuales originan sobrepresiones o depresiones excesivas y que pueden conducir a averías, llegando hasta la destrucción misma de la estructura o de la máquina.

### **3.2. Modelo estático.**

El modelo estático o cuasi-estático también recibe el nombre de simulación en periodo extendido, ya que es un método utilizado en análisis en los cuales las condiciones de carga de la tubería varían muy lentamente; es por ello que no es posible estudiar los transitorios elásticos con este modelo. Algunas de las simulaciones más significativas en las que este modelo NO es operativo son:

- Respuestas de una tubería ante cierres o aperturas de válvulas.
- Análisis de la evolución del flujo en una red ante una rotura instantánea.
- Análisis de la respuesta de una red ante un brusco incremento del consumo.
- El arranque o parada de las bombas en un bombeo, así como una brusca variación en las velocidades de giro.

Vistas las simulaciones en las que este modelo de cálculo no es aplicable, veamos en qué casos es aconsejable su aplicación:

- Dimensionamiento hidráulico de los depósitos de distribución, donde será posible determinar las cotas de solera, volúmenes de regularización y altura de agua.

### **3.3. Modelo rígido**

El modelo rígido es, como se observara, una mejora en cuanto a la aproximación real ya que se tiene en cuenta la inercia del fluido.

Algunas de las aplicaciones más habituales de dicho modelo son:



- Tiempo de vaciado de un depósito.
- Oscilaciones que aparecen entre dos depósitos interconectados.
- Transitorio en una tubería de impulsión de escasa pendiente que está protegida.
- Cierres de válvulas lentos en sistemas formados por un depósito y una tubería por la que se extrae o introduce un cierto caudal.
- Tiempo de establecimiento de una corriente.

Las simulaciones en las que NO es posible utilizar dicho método son en las que los pulsos de presión son elevados y en los cuales es necesario tener en cuenta la elasticidad de las tuberías.

### **3.4. Modelo elástico.**

El modelo elástico es el modelo en el cual se considera la elasticidad de las tuberías y la inercia del fluido.

Entre sus aplicaciones tenemos a los transitorios en los cuales el tiempo de maniobra es muy corto provocando unos pulsos de presión elevados o muy elevados.

La frontera entre la utilización de un modelo elástico o cualquiera de los otros dos es muy clara ya que el modelo elástico es necesario para casos concretos donde los pulsos de presión son altos y las variaciones de caudal elevadas; en cambio, la frontera en la utilización del modelo estático o el rígido es más compleja.

Este tema ha sido estudiado por una gran cantidad de autores como Chaundry et al. (1985), Wood et al. (1989), Rogalla et al. (1993) o Abreu et al. (1994).

Dichos autores han considerado, principalmente, dos opciones:

- Variaciones entre el tiempo característico de la maniobra que introduce el transitorio y el periodo característico más significativo del sistema complejo.
- Introducción de ciertos parámetros a partir de los cuales determinar la frontera real entre la utilización de uno u otro modelo.

En todo caso, la utilización de un modelo rígido en todos los casos proporcionaría mejores aproximaciones.

### 3.5. Conceptos básicos.

La necesidad del estudio de los transitorios rápidos va ligada de manera inherente, al hecho de que los cambios de régimen más o menos bruscos que se producen, generan unos valores de presiones muy superiores a los correspondientes de los regímenes estacionarios y, en consecuencia, las tuberías o conducciones deben ser diseñadas para poder soportarlas; algunos de los principales parámetros de estudio son:

#### - Celeridad.

Las perturbaciones en el régimen del flujo que se originan en un punto de una tubería a presión se propagan por la tubería con una velocidad que depende de la elasticidad del fluido y de la pared de la tubería. Ésta velocidad se señala con  $a$  y se denomina también *celeridad*.

La celeridad de la onda es una función de las características elásticas del sistema fluido – tubería.

Para el caso de un líquido sin fase gaseosa que fluye por una tubería de pared delgada de espesor  $e$  y sección circular de diámetro  $D$  la celeridad de la onda (también denominada característica de la tubería) viene dada por:

$$a^2 = \frac{\frac{K}{\rho}}{1 + \frac{K}{E} \times \left(\frac{D}{e}\right) \times c} \quad \text{Ec (3.4)}$$

Dónde:

$K$	Módulo de compresibilidad.
$\rho$	La densidad del fluido.
$E$	Módulo de Young del material del que está construido la tubería.
$c$	Coeficiente que depende del tipo de anclaje de ésta última.
$E$	Espesor de la pared.

Si existe una cantidad de gas disuelta en el líquido y se separa de éste último, la celeridad se ve modificada ya que cambian las propiedades del fluido al pasar éste a ser una mezcla bifásica con valores de  $K$  y  $\rho$  distintos de los correspondientes a la fase líquida.

La presencia de una fase gaseosa hace que la mezcla bifásica que forma el fluido sea más compresible y la celeridad disminuya

**- Pulso de Joukowsy.**

La ecuación (3.5) fue obtenida por el científico ruso Joukowski, por lo cual se conoce con el nombre fórmula de Joukowski, y la sobrepresión instantánea  $\Delta H$  que se obtiene se denomina pulso de Joukowski.

El valor del pulso de Joukowski representa el máximo valor de sobrepresión o cambio de velocidad del fluido.

La fórmula de Joukowski representa lo siguiente: si en algún punto de la tubería se produce un cambio momentáneo en la velocidad con  $\Delta v$ , esto conduce a una variación en la carga con  $\Delta H$ , según la fórmula

$$\Delta H = \frac{a \times \Delta v}{g}$$

Ec (3.5)

Dónde:

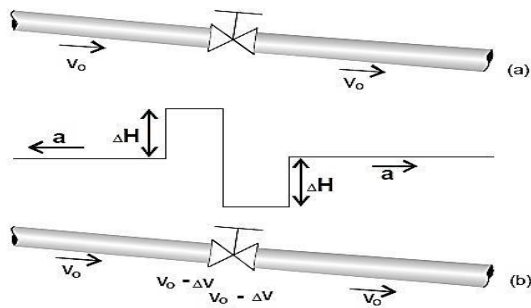
- $g$ : Aceleración de la gravedad.
- $a$ : Celeridad.
- $\Delta v$ : Variación de la Velocidad.

La fórmula de Joukowski muestra que las sobrepresiones que se producen en los transitorios pueden ser sumamente altas.

Los cambios en la carga hidráulica y velocidad  $\Delta H$  y  $\Delta v$ , se transmiten por la tubería como una onda de presión con una celeridad  $a$ , hasta que encuentren un punto de cambio ya sea de diámetro o de material, una unión con otras tuberías o un extremo de la tubería.

Una disminución de la velocidad del flujo en la tubería genera un incremento de la presión (sobrepresión) aguas arriba y una disminución de la presión (depresión) aguas abajo, y viceversa.

Esta situación se ilustra en la Figura 26 para el cierre de una válvula intermedia en una tubería.



**Figura 26** Sobre presión debida al cierre de una válvula.

El cierre reduce la velocidad generando variaciones de presión, las cuales se propagan en ambos sentidos; en otras palabras, la disminución repentina de la velocidad en un punto de la tubería genera una retención del flujo aguas arriba y con esto una sobrepresión repentina, y una liberación del flujo y una depresión repentina aguas abajo.

- **Tiempo de cierre.**

El cálculo de la sobrepresión depende del tiempo de cierre,  $t_c$  de la válvula. Si el cierre se produce en un tiempo finito, denominado tiempo de cierre  $t_c$ , las sobrepresiones y subpresiones a las que va a estar sometida la tubería van a ser diferentes según el valor de  $t_c$ .

Si el cierre es rápido, es decir  $t_c < 2 \times L/a$ , las sobrepresiones y subpresiones alcanzadas van a ser las mismas que en el caso del cierre instantáneo.

En cambio si el cierre es lento, entonces  $t_c \geq 2 \times L/a$ , los mencionados valores máximos son inferiores a los que se producen en el caso del cierre rápido.

En la práctica el cierre de las válvulas es gradual, y la onda no presenta un frente brusco, sino una rampa de mayor o menor pendiente según se tarde menos o más en cerrar. A pesar de ello, el incremento final de presión es el mismo, a no ser que haya tiempo suficiente para que las sobrepresiones iniciales viajen hasta el depósito y regresen.

Se habla pues de cierre instantáneo cuando el tiempo de cierre es menor que el tiempo de cierre crítico

$$t_c = \frac{2L}{A} \quad \text{Ec (3.6)}$$

Este parámetro tiene importancia para tuberías muy largas.

No obstante se han propuesto fórmulas que proporcionan, con mayor o menor exactitud, entre las más conocidas está la de Michaud:

$$\Delta H = \frac{2L \times v_0}{g \times t_c} \quad \text{Ec (3.7)}$$

Y la de Allievi:

$$\Delta H = \frac{h_D}{2} \times (C^2 \pm C \times \sqrt{4 + C^2}) \quad \text{Ec (3.8)}$$

Siendo:

$$C = \frac{L \times v_0}{g \times h_D \times t_c} \quad \text{Ec(3.9)}$$

El ( $\pm$ ) de la ecuación de Allievi indica que la fórmula proporciona el valor de la Sobrepresión (+) y el de la subpresión (-).



## Capítulo 4. Golpe de Ariete

Debido a que la intensidad de Golpe de ariete provoca desde averías en válvulas y accesorios hasta daños a máquinas hidráulicas e incluso la rotura de la tubería, en este capítulo se estudiarán las causas principales que lo originan; siendo las principales el cierre instantáneo de una válvula o el paro inesperado de bombas.

En cualquier sistema de conducción de fluidos, el efecto de cerrar una de las válvulas del proceso provocará ondas de presión originando el llamado Golpe de ariete.

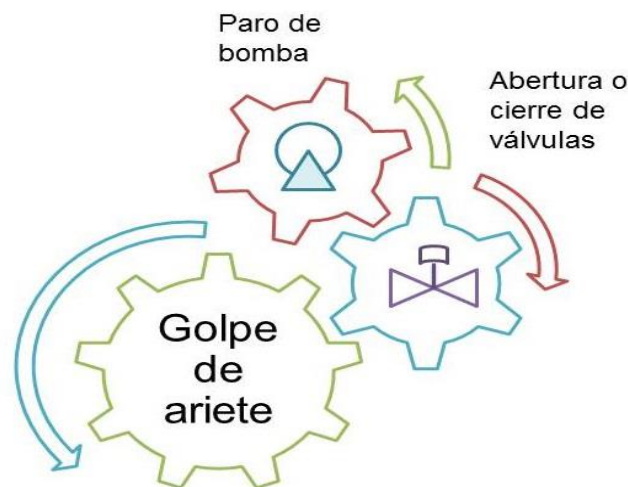
La predicción del Golpe de ariete es necesaria ya que principalmente el fenómeno consiste en la alternancia de depresiones y sobrepresiones debidas al movimiento oscilatorio del fluido en el interior de las tuberías que de ser constante con el tiempo provocará desgastes y averías tanto en válvulas y tuberías como en máquinas hidráulicas provocando interrupciones no deseadas del servicio, accidentes en las instalaciones de la Planta además de los altos costos de mantenimiento.



**Figura 27**

La Figura 27 muestra el efecto del golpe de ariete en una línea de vapor causando; el efecto fue tal que separo los espárragos de sus respectivas tuercas en la brida superior separándola de la válvula de 10" y 150#. Liberando así el vapor a alta presión.

Este fenómeno es generado principalmente por cambios bruscos de la velocidad en la tubería derivados de maniobras rápidas como el paro repentino de una bomba o el cierre rápido (o lento) de una válvula o al disminuir bruscamente el flujo; el Golpe de ariete puede ser positivo o negativo de acuerdo a la forma en que se produzca; cuando se cierra súbitamente una válvula se presenta un Golpe de ariete positivo o sobrepresión; mientras que el Golpe de ariete negativo o sub presión ocurre al efectuarse la apertura brusca de una válvula.



**Figura 28** Causantes del Golpe de ariete.

El Golpe de ariete también ocurre cuando el movimiento del fluido es modificado bruscamente debido principalmente a accesorios como codos, orificios de restricción, o debido a la geometría de la tubería lo cual produce un choque sobre las paredes de la misma.

Los golpes de ariete pueden causar accidentes en las instalaciones de una Planta; es por ello que su estudio permitirá predecir las sobrepresiones que podrían alcanzarse en la tubería a fin de seleccionar el espesor necesario para resistir estas condiciones mecánicas ya que un cálculo erróneo puede conducir a:

- Un sobredimensionamiento de las tuberías, con lo que la instalación se encarece de manera innecesaria.
- Tubería calculada por defecto, con el consiguiente riesgo de que se produzca una rotura.

Un ingeniero debe evaluar siempre (al menos cualitativamente) el riesgo de una explosión de la tubería para evitar accidentes.

El valor de la sobrepresión debe tenerse en cuenta en el diseño de tuberías, mientras que en general el peligro de rotura debido a la depresión no es de mayor importancia, más aun si los diámetros son pequeños.



Los cambios bruscos en la velocidad se acompañan de cambios en la presión que se propagan por la tubería, generando ondas de presión de período muy corto (apenas varios segundos) o periodos prolongados (horas o incluso días)

No obstante, si el valor de la depresión iguala a la tensión de vapor del líquido se producirá cavitación, y al llegar la fase de sobrepresión estas cavidades de vapor se destruirán bruscamente, pudiendo darse el caso, no muy frecuente de que el valor de la sobrepresión producida rebase a la de diseño con el consiguiente riesgo de rotura en la tubería.

#### **4.1. Principales causas del Golpe de ariete**

Dentro de la industria existen acontecimientos imprevistos tales como interrupciones de energía y el mal funcionamiento de los equipos, los que pueden cambiar rápidamente las condiciones de operación del sistema generando así el Golpe de ariete; algunos de los escenarios posibles que permiten el desarrollo del Golpe de ariete se enlistan a continuación:

- El arranque de la bomba puede inducir un colapso rápido del espacio vacío que existe aguas abajo de la bomba.
- Un fallo de potencia en la bomba puede crear un cambio rápido en la energía de suministro del flujo, causando un aumento de la presión en el lado de succión y una disminución de presión en el lado de la descarga. La disminución es usualmente el mayor problema. La presión en el lado de descarga de la bomba alcanza la presión de vapor, resultando en la separación de la columna de vapor
- La abertura y cierre de la válvula es fundamental para una operación segura de la tubería. Al cerrarse una válvula, la parte final aguas debajo de una tubería crea una onda de presión que se mueve hacia el tanque de almacenamiento. El cerrar una válvula en menos tiempo del que toma las oscilaciones de presión en viajar hasta el final de la tubería y en regresar se llama “cierre repentino de la válvula”. El cierre repentino de la válvula cambiará rápidamente la velocidad y puede resultar en una oscilación de presión. La oscilación de presión resultante de una abertura repentina de la válvula usualmente no es tan excesiva.

- Cualquier cambio en el nivel de velocidad del flujo del líquido, sin importar el nivel o magnitud del cambio, requiere que el líquido sea acelerado o desacelerado de su velocidad inicial de flujo. Los cambios rápidos en el nivel del flujo requieren grandes fuerzas que son vistas como presiones altas, las cuales causan Golpe de ariete.
- El aire atrapado o los cambios de temperatura del fluido también pueden causar excesiva presión en las líneas de conducción. El aire atrapado en la línea se comprimirá y ejercerá una presión extra en el fluido. Los cambios de temperatura causan que el fluido se expanda o se contraiga, afectando también la presión.
- Las presiones máximas experimentadas en un sistema de tuberías son frecuentemente el resultado de la separación de una columna de vapor, la cual es causada por la formación de paquetes vacíos de vapor cuando la presión llega a valores tan bajos provocando que el líquido ebulle o se vaporice. Las presiones negativas pueden ocurrir cuando estas cavidades se colapsan.
- Vibración de impulsores en bombas, ventiladores o turbinas, Vibración de accesorios deformables tales como válvulas
- Variaciones en la apertura o cierre del regulador de una turbina causadas por cambios en la carga de los sistemas eléctricos

El Golpe de ariete dependiendo su naturaleza puede ser del tipo:

- **Water Hammer**

El cual consiste en la alternancia de presiones en una conducción debida al movimiento oscilatorio del fluido en el interior de la tubería; en este fenómeno, la energía cinética de la masa líquida en la tubería es repentinamente parada, provocando que esta energía instantáneamente se transforme en energía de presión provocando un aumento de presión abrupta en la línea en sentido inverso al flujo, pudiendo resultar en incrementos de presión que generen daños mecánicos severos.

Se puede producir tanto en impulsiones como en abastecimientos por gravedad; para su estudio hay que tener en cuenta que se trata de un fenómeno transitorio y de régimen variable, en el que el líquido es compresible.

- **Steam Hammer (Golpe de Vapor).**

Se define como un aumento repentino de presión oscilante, se puede producir en las tuberías que contienen fluidos compresibles.

El caso más común se inicia generalmente por un rápido cierre de la válvula; este aumento de presión se produce en milisegundos, que puede ser muy superior a la presión de operación normal, dando lugar a la vibración y el movimiento violento de las tuberías y el posible daño mecánico de los equipos.

**4.2. Golpe de ariete debido a la separación de la columna líquida.**

Las ondas de presión que se producen en los transitorios reducen la presión existente, y si la magnitud de la depresión es posible que se produzcan presiones negativas (presiones de vacío) dentro de las tuberías.

La mínima presión (vacío absoluto) que físicamente se puede alcanzar en un fluido está limitada por la cavitación, pues antes de llegar a esta presión mínima se presentará la vaporización del fluido por cavitación.

La cavitación es la ebullición prematura del fluido a temperaturas muy inferiores de su punto de ebullición normal; cada fluido hierve cuando su presión de vapor se iguala a la presión exterior que soporta cuando, por cualquier circunstancia la presión desciende por debajo de la presión atmosférica y alcanza el valor de la presión de vapor.

Al presentarse una presión negativa dentro de la tubería igual a la presión de vapor, se generará una separación o ruptura de columna líquida como consecuencia de la cavitación. Con posterioridad dicha presión se mantiene en este valor mínimo no pudiendo alcanzar un valor inferior a este.

Esta presión fija produce que el flujo aguas arriba del punto de la separación se detenga (o se interrumpa) y que el flujo aguas abajo se incremente debido a la inercia. La continuidad del flujo se ve interrumpida y se forma un volumen que crece, compuesto por vapores y aire disuelto. Si la conducción presenta puntos más altos que el sitio del volumen formado de separación, en un momento posterior el flujo se invierte hacia la separación y su volumen disminuye hasta cerrarse con un choque violento

entre las dos columnas opuestas; producto de este choque se pueden presentar en la tubería sobrepresiones que pueden presentar valores muy altos.

De esta manera el fenómeno de separación de columna en si no es peligroso; sino que el peligro deriva de las sobrepresiones que pueden producirse con el cierre de esta separación.

### **4.3. Golpe de ariete generado por el paro de bombas.**

Dentro de los fenómenos más desfavorables que se pueden presentar en una conducción por bombeo, el más desfavorable es el caso del paro repentino de la bomba en operación, situación que se manifiesta al interrumpirse el suministro de energía eléctrica.

Se estudiará el caso más frecuente de bombas con válvulas de no retorno que elevan el agua de un nivel a otro ubicado más alto por medio de una tubería de longitud  $L$ .

Para simplificar el análisis, la tubería se supone de diámetro y velocidad de propagación de la onda constante y la influencia de las pérdidas de carga por fricción no se considerarán.

Se presentarán por separado los casos sin separación de columna y con separación de columna, dado que el fenómeno es esencialmente diferente en los dos casos.

#### **- Casos sin separación de la columna líquida.**

Con la suspensión del suministro de energía eléctrica los equipos de bombeo rápidamente disminuyen su velocidad y con esto se reduce el flujo bombeado, lo que ocasiona depresiones sucesivas las cuales se propagan desde la planta de bombeo por la tubería con una velocidad  $a$ . Al llegar al final de la tubería éstas se reflejan y regresan.

El tiempo en el que un cambio en la presión recorre la distancia de una ida y una vuelta por la tubería es  $2L/a$ , y se denomina *tiempo de duración de la fase* y se señala con  $Tf$ .

Si el tiempo en que las bombas dejan de impulsar agua a la tubería es menor a  $Tf$  las variaciones del régimen del flujo al inicio de la tubería dependerán sólo del propio paro

de bombas y la velocidad en el inicio de la tubería disminuirá de alguna forma desde la velocidad inicial  $v_0$  hasta cero.

Cada disminución en la velocidad  $\Delta v$  generará una disminución en la carga  $\Delta H$  (una depresión) según la fórmula de Joukowski (3.5), de forma tal que la depresión total resultante será:

$$\Delta H = \frac{a \times \Delta v}{g} \quad \text{Ec (3.5)}$$

Expresada en altura de columna del fluido. Si se trata de un cierre instantáneo; entonces:

$$\Delta v = -V_0 \quad \text{Ec (4.1)}$$

El valor del pulso es:

$$\Sigma \Delta H = \Sigma \frac{a \times v_0}{g} = \frac{a v_0}{g} \quad \text{Ec (4.2)}$$

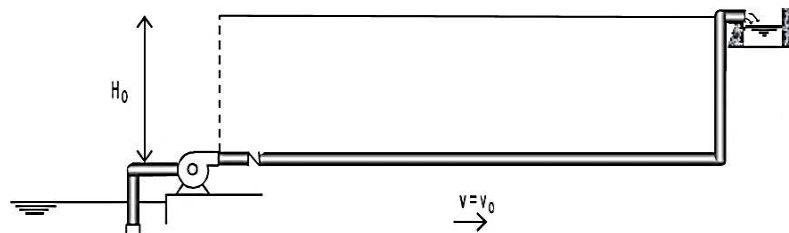
Dónde:

$g$  = Aceleración de la gravedad.

$a$  = Celeridad

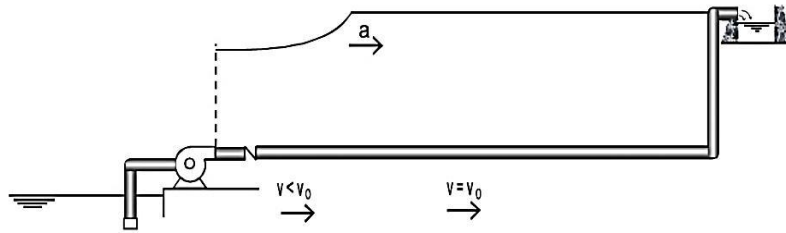
Si el tiempo en que las bombas dejan de impulsar agua es mayor que  $Tf$  las variaciones en el régimen del flujo que se originan en el inicio de la tubería regresarán reflejadas al mismo punto un tiempo  $Tf$  después y modificarán las depresiones que se siguen generando.

La Figura 29 representa la línea piezométrica en la tubería en las condiciones de régimen permanente antes del transitorio.



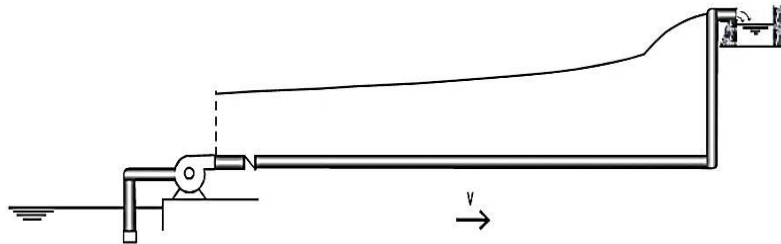
**Figura 29**

Con el cese del suministro de energía eléctrica al inicio de la tubería surgen depresiones, que se propagan hacia el tanque Figura 30.



**Figura 30**

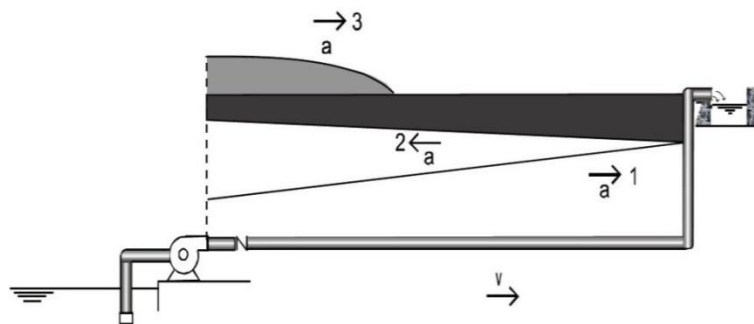
Al llegar a éste, la onda de depresión se refleja y la onda reflejada se superpone con la onda de depresión que continúa llegando (Figura 31).



**Figura 31**

La onda reflejada tiende a igualar en su recorrido la carga en la tubería con la del tanque y después del tiempo  $2L/a$  llega a las bombas que aún impulsan agua. A partir de este momento el transitorio puede considerarse como el resultado de la superposición de tres ondas (Figura 32):

1. La onda de depresión que todavía sale del inicio de la tubería debido a la disminución continua del gasto de las bombas.
2. La onda reflejada desde el tanque.
3. La que resulta del reflejo de la onda 2 desde el inicio de la tubería.



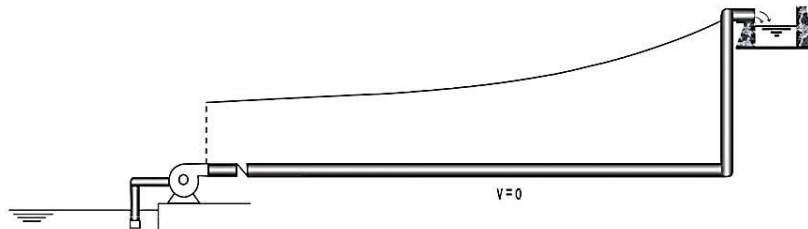
**Figura 32**

Una vez transcurrido el tiempo  $2L/a$  las ondas 2 y 3 neutralizan en alguna medida la depresión que se genera en las bombas. Esto impide que se produzca completamente la depresión que indica la fórmula de Joukowski (3.5).

Un Golpe de ariete, en que se produzca la variación total de carga  $\Delta H$  por (3.5) se denomina *golpe directo*. En caso contrario el golpe es indirecto.

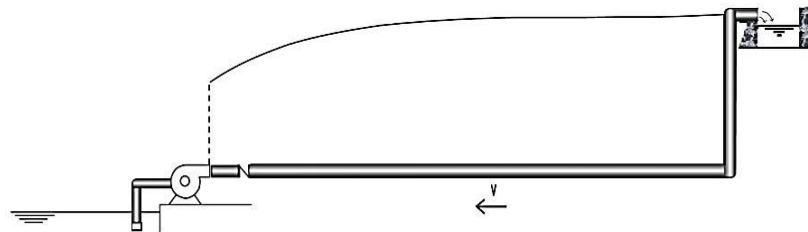
Con la disminución de la velocidad de rotación de las bombas, disminuye también la carga desarrollada por estas. Cuando la carga al inicio de la tubería resulta mayor que la carga que desarrollan las bombas, las válvulas de no retorno cierran el paso del flujo y la velocidad al principio de la tubería se hace cero.

Esta variación en la velocidad se propaga hasta que en toda la tubería se establezca una velocidad aproximadamente igual a cero y un nivel piezométrico más bajo que el nivel de agua en el tanque (Figura 33).



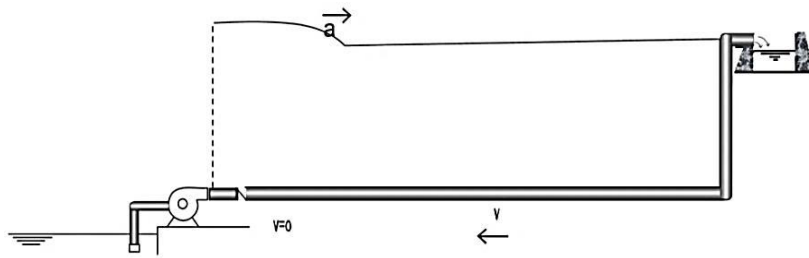
**Figura 33**

Esto genera un flujo desde el tanque a la tubería, que tiende a restablecer la carga  $H_0$  (Figura 34)



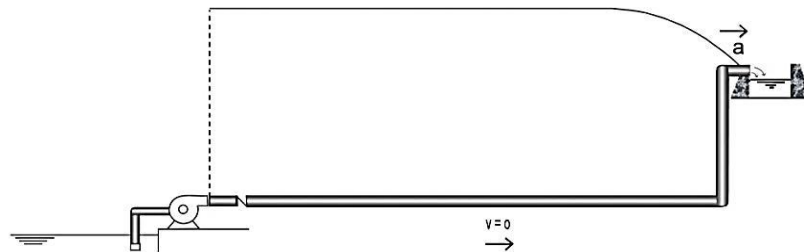
**Figura 34**

Al llegar al principio de la tubería este flujo se detiene bruscamente por la válvula de no retorno que ya se encuentra cerrada, produciéndose una onda de sobrepresión que se propaga deteniendo en su recorrido el movimiento del agua (Figura 35).



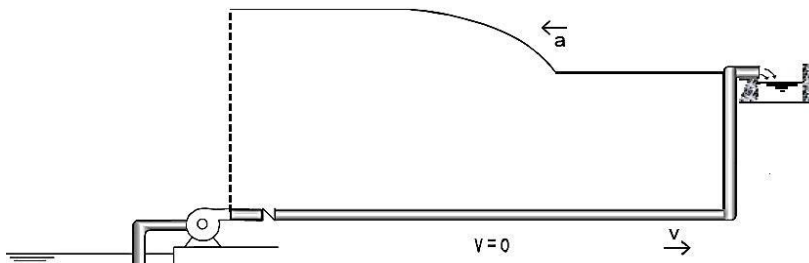
**Figura 35**

Al llegar esta onda de sobrepresión al tanque (Figura 36) en toda la conducción se tendrá una carga hidráulica mayor de la que da el tanque, lo que genera un flujo de la tubería hacia el tanque.



**Figura 36**

Este flujo se acompaña de una depresión, que se propaga hacia el inicio de la tubería (Figura 37).



**Figura 37**

Una vez que la depresión llega al inicio de la tubería, se produce una nueva depresión como una reflexión de un extremo cerrado (Figura 38). Puesto que el estado que demuestra la Figura 38 es similar al de la Figura 30, a partir de este momento comienza un nuevo ciclo de depresión y sobrepresión y el transitorio presenta un carácter periódico.



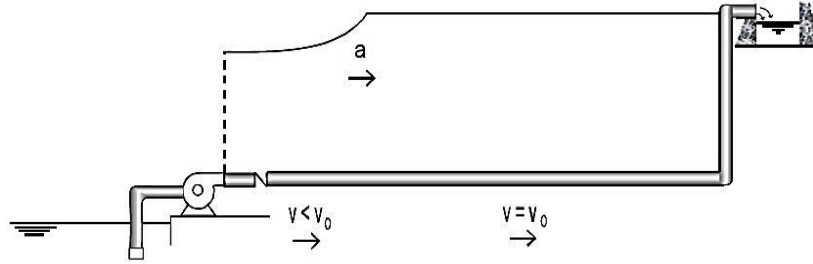


Figura 38

La evolución resultante de la carga hidráulica en el inicio de la tubería durante el fenómeno Transitorio que genera el paro de bomba, sin separación de columna en la línea viene dada en la Figura 39

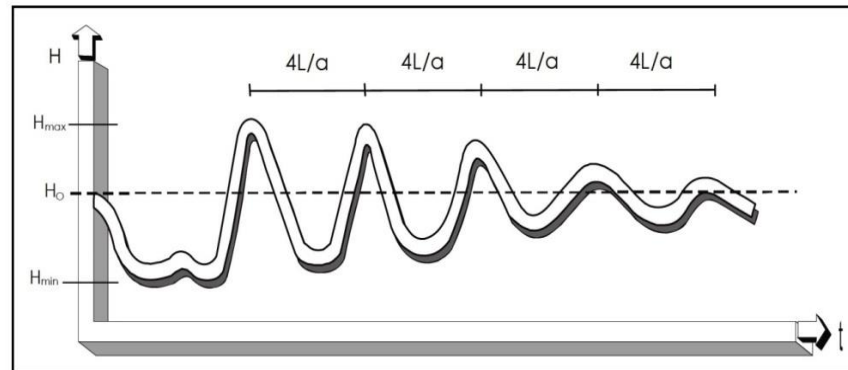


Figura 39

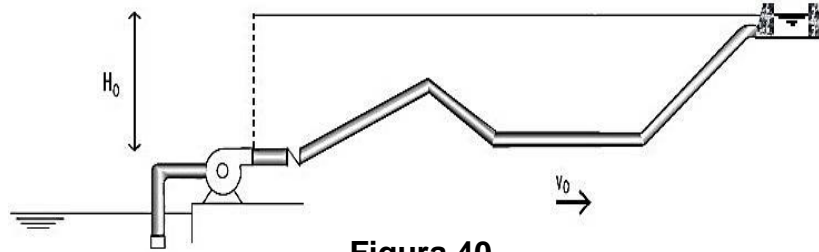
Para el caso de paro de bombas sin separación de columna podemos concluir que:

- La sobre presión máxima se produce al inicio de la tubería debido a la detención del inverso ocasionada por las válvulas de no retorno cerradas.
- Mientras mayor sea el valor de las depresiones al detenerse las bombas, mayores serán las sobrepresiones que se producirán después.
- Las variaciones máximas de la presión resultan con un golpe directo; es decir con un tiempo de paro de bombas menor de  $2L/a$ .

Mientras que para un tiempo de paro mayor de  $2L/a$  se tiene un golpe indirecto; por lo tanto, mientras mayor sea el tiempo de paro con respecto al de retorno  $2L/a$ , menores serán las depresiones y sobrepresiones.

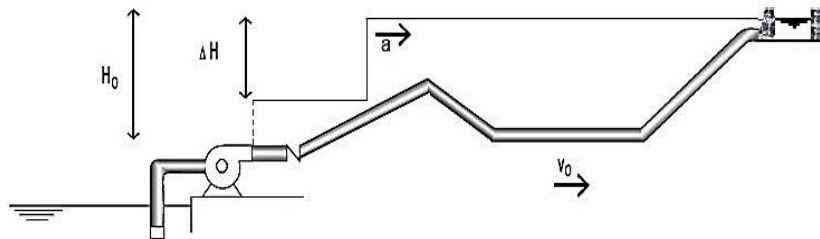
### - Casos con separación de la columna líquida

Un ejemplo se muestra en la Figura 40 la cual representa las condiciones iniciales (estado de régimen permanente).



**Figura 40**

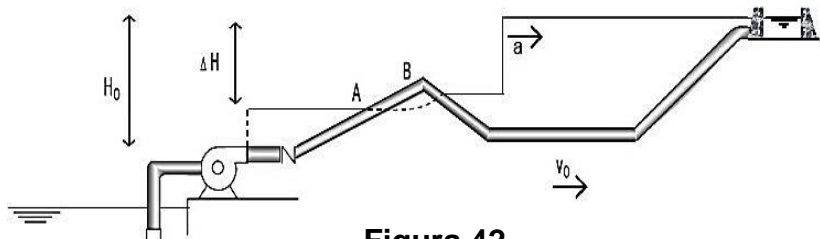
Con el paro instantáneo de las bombas en el inicio de la tubería se genera una depresión  $\Delta H$ , la cual se propaga hacia el tanque (Figura 41).



**Figura 41**

En el momento en que esta depresión llega a un punto de la tubería, donde la presión en condiciones de régimen permanente es igual a  $\Delta H$  (punto *A* de la Figura 42 en la tubería se origina una presión de vacío (negativa).

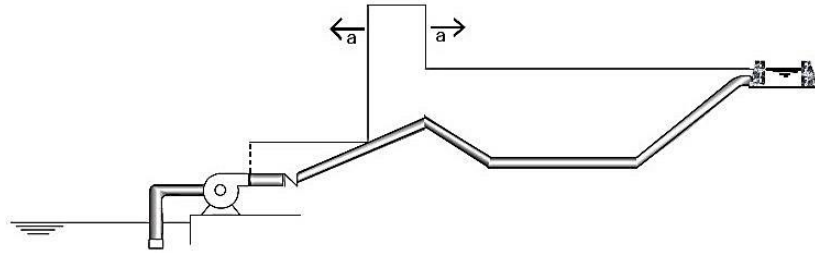
El vacío en la tubería aumenta aguas abajo del punto *A* hasta llegar al punto *B* donde se produce la separación de la columna. Aguas abajo de la separación continúa propagándose hacia el tanque una depresión menor



**Figura 42**

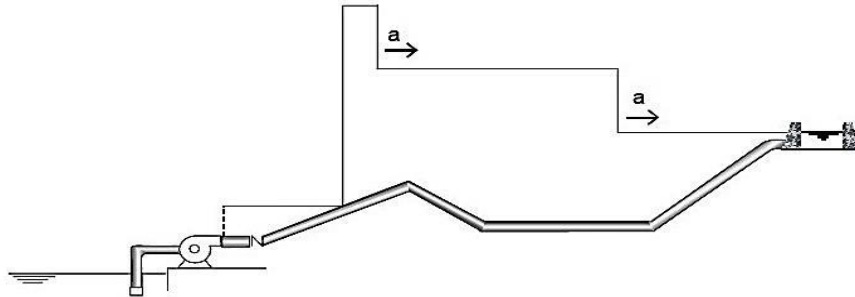
El volumen de la separación aumenta hasta un momento en que el flujo en la tubería se invierte (del tanque a las bombas), después de lo cual el volumen de la separación

disminuye hasta que la separación se cierra. El cierre produce una sobrepresión (Figura 43), la cual se propaga por la tubería en los dos sentidos.



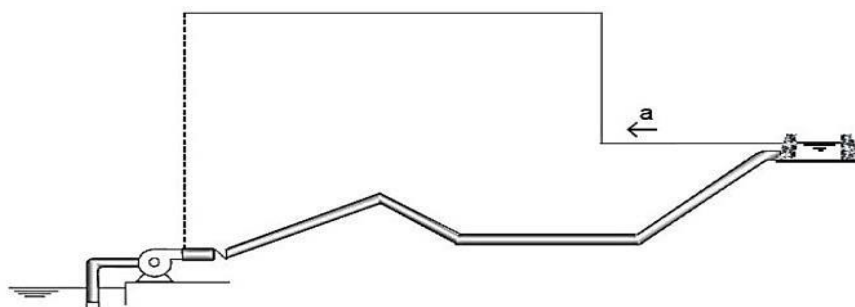
**Figura 43**

Al llegar la sobrepresión a las válvulas de no retorno su valor se duplica (como reflejo de un extremo cerrado) y parte hacia el tanque (Figura 44).



**Figura 44**

Sigue un reflejo desde el tanque (Figura 45) y un nuevo reflejo con depresión desde el inicio de la tubería (Figura 46). Si la depresión producida es mayor que  $H_0 + H_{vacío}$  (donde  $-H_{vacío}$  es la presión con la cual se produce la separación), al inicio de la tubería puede originarse una nueva separación (Figura 46). Esta separación puede nombrarse *surgida secundariamente* o *secundaria*, debido a que es una consecuencia de otra separación ocurrida anteriormente.



**Figura 45**

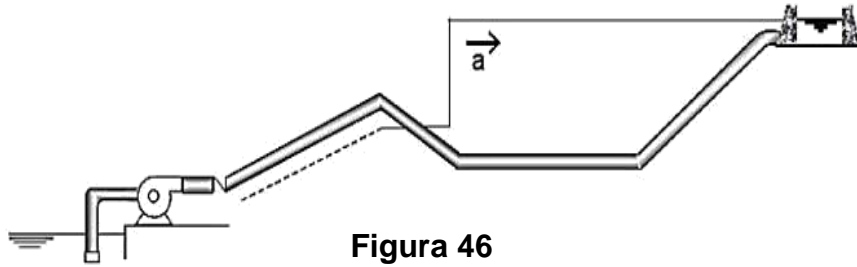


Figura 46

Conclusiones para el caso de paro de bombas con separación de columna:

- Las sobrepresiones en caso de Golpe de ariete con separación de columna pueden presentar valores considerablemente mayores que aquellos que resultan de un Golpe de ariete sin separación de columna.
- Las sobrepresiones resultantes de separaciones en la tubería, al propagarse y encontrar las válvulas de no retorno cerradas duplican su valor; de este modo se produce la sobrepresión máxima; es decir, la causa primaria para la sobrepresión máxima es el choque de las columnas en el momento de la reunificación.
- Es posible la obtención de zonas de vacío y separaciones en una gran parte de la tubería.

Estas conclusiones son de vital importancia para la selección de una adecuada protección anti ariete para el caso de separaciones de columna.

#### 4.4. Apertura de una válvula al final de la tubería

La Figura 47 muestra las condiciones iniciales del transitorio. La válvula está cerrada, la velocidad del flujo en la tubería es igual a cero y en la tubería se tiene la presión hidrostática.

Con la apertura de la válvula comienzan a descargarse gastos al final de la tubería.

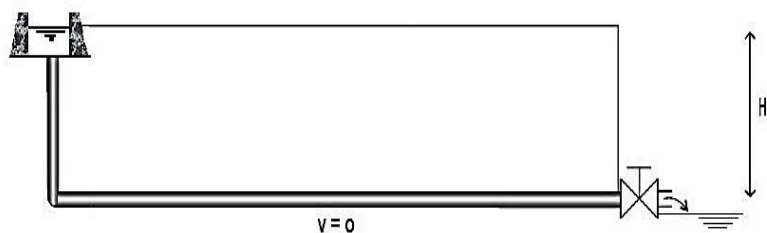
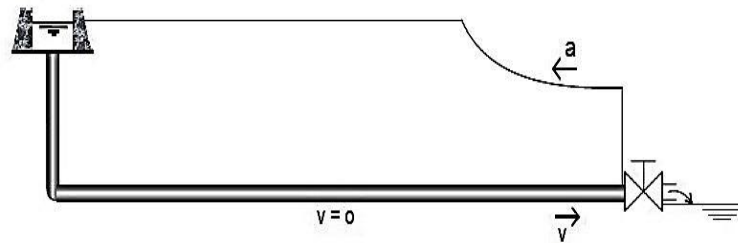


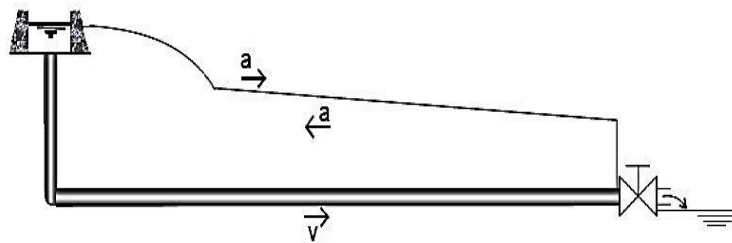
Figura 47

El gasto descargado genera depresiones que se dirigen hacia el tanque (Figura 48)



**Figura 48**

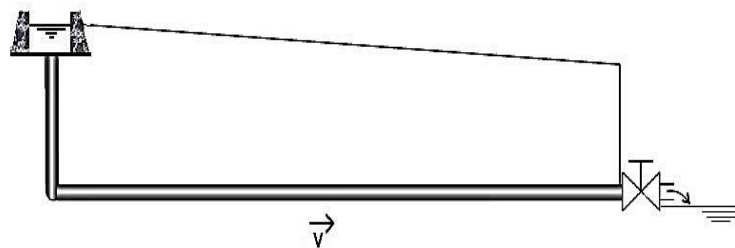
Y luego se reflejan en una onda que tiende a restaurar la carga inicial (Figura 49).



**Figura 49**

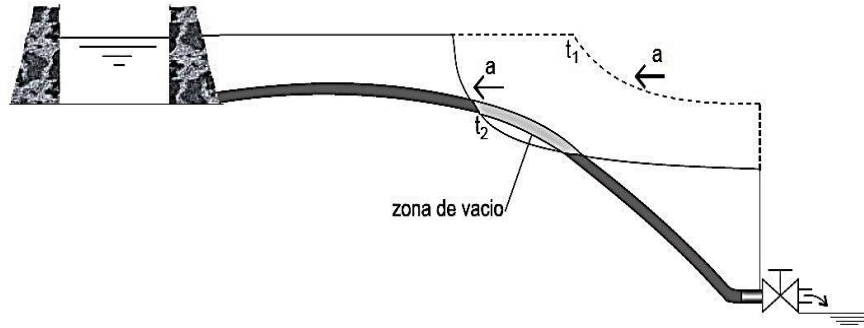
Después del tiempo  $t=2L/a$ , las ondas reflejadas desde el tanque alcanzan el final de la tubería y en alguna medida neutralizan las depresiones que continúan surgiendo como consecuencia de los aumentos del gasto.

En el momento en que deja de aumentar el gasto, las ondas reflejadas aumentan la presión hasta el valor correspondiente a flujo permanente (Figura 50)



**Figura 50**

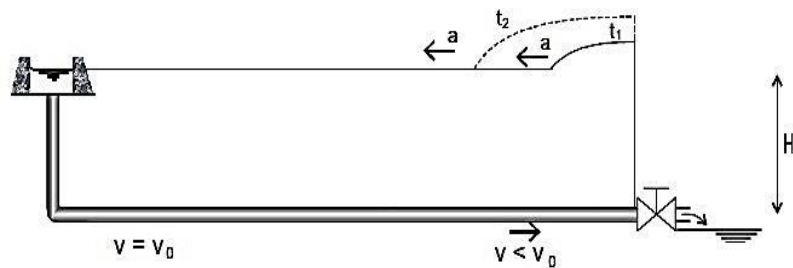
La apertura de válvulas en general no genera sobrepresiones. Dependiendo de las formas del perfil topográfico de la tubería y la magnitud de las depresiones, la onda de depresión que genera la apertura puede causar vacíos y separaciones de la columna de agua en el inicio del transitorio (Figura 51).



**Figura 51** Generación de vacíos con la apertura de una válvula.

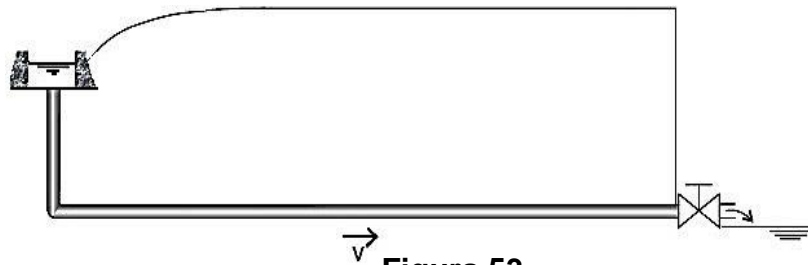
**4.5. Cierre de una válvula al final de la tubería**

Al iniciarse el cierre en la válvula surgen sobrepresiones, que se propagan al inicio de la tubería (Figura 52), se reflejan desde el tanque y después de un tiempo  $t = 2L/a$  neutralizan en cierta medida las nuevas sobrepresiones que genera el cierre.



**Figura 52**

En la tubería se establecen cargas hidráulicas más altas que la del tanque (Figura 53). Luego del cierre total se alcanza una velocidad cero del flujo en la tubería.



**Figura 53**

A consecuencia de la presión más alta en la tubería surge un flujo hacia el tanque y una onda de depresión (Figura 54) que tiende a establecer el nivel piezométrico del tanque en la tubería.

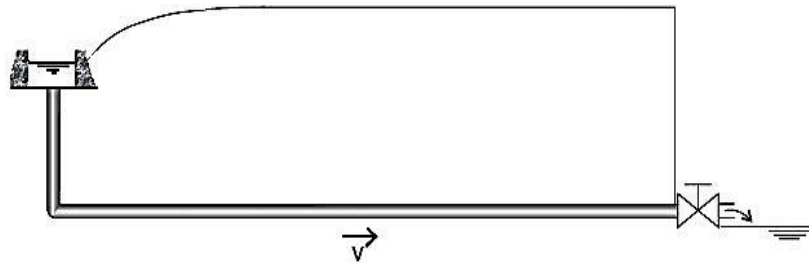


Figura 54

Al llegar al final de la tubería esta onda se refleja y provoca depresiones que se dirigen al tanque (Figura 55).

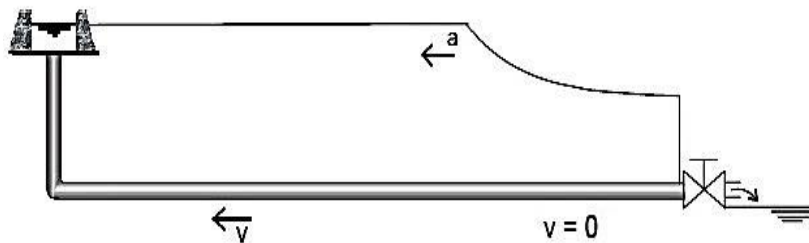


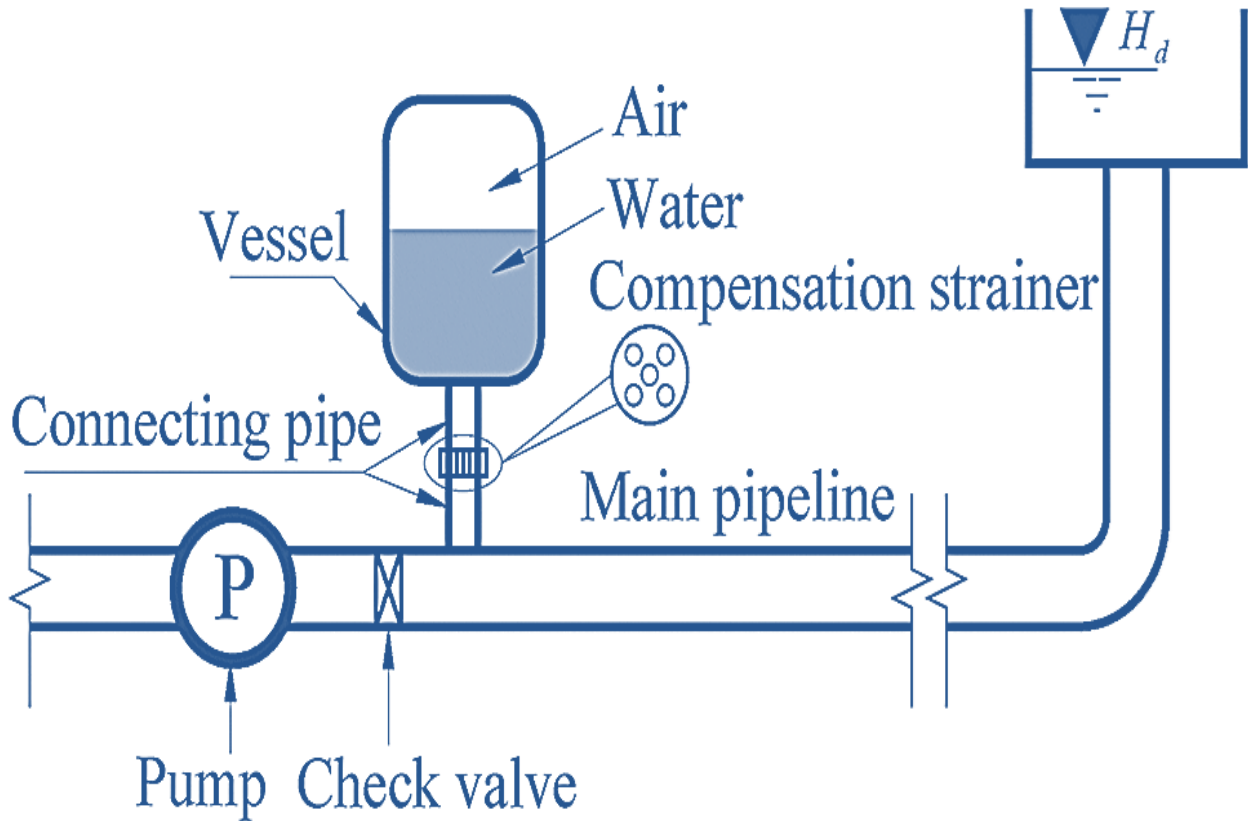
Figura 55

El transitorio continúa desarrollándose con sobrepresiones y depresiones periódicas hasta llegar a una disipación total.

Similar al caso de paro de bombas, si el tiempo de cierre es menor o igual al tiempo de duración de la fase del Golpe de ariete ( $2L/a$ ), el golpe es *directo*, en caso contrario es *indirecto*. Las variaciones máximas de la presión se producen con un golpe directo, en particular la sobrepresión al inicio del transitorio adquirirá el valor que da la fórmula de Joukowski (3.5).

Conclusiones para el caso de apertura o cierre de válvula en una conducción por gravedad:

- Las depresiones y sobrepresiones que se producen con la apertura o el cierre de una válvula al final de la conducción dependen del tiempo de cierre y de la longitud de la conducción.
- Ante formas de terreno desfavorables es posible que se produzcan separaciones de la columna.



## Capítulo 5. Dispositivos para el control del Golpe de Ariete

Una vez que se define la causa que origina el Golpe de ariete en el sistema, se debe hallar una manera de minimizar los efectos destructores del mismo; esto se realiza mediante a adición de dispositivos tales como cámara de aire, tanque unidireccional, válvula anti ariete, etc. En este capítulo se estudiarán los diferentes dispositivos para el control del Golpe de ariete, así como su criterio de selección.



Como se mencionó anteriormente los efectos del Golpe de ariete pueden ser devastadores; una vez determinada la fuente que los genera es necesario buscar reducir los efectos del fenómeno transitorio seleccionando el dispositivo de control más adecuado según las causas que lo originan; para la reducción del Golpe de ariete, se tienen básicamente dos posibilidades:

- Actuar sobre la fuente que produce tal perturbación

Como medios de control se tienen:

- Aumento de los tiempos de apertura y cierre de las válvulas.
- Incrementar la inercia de bombas y turbinas.
- Evitar vibraciones fluido dinámicas y posibles resonancias.

- Reducirla una vez que ésta se ha producido.

Mediante el uso de los siguientes accesorios de control:

- Válvulas de descarga.
- Chimeneas de equilibrio.
- Acumuladores o depósitos de aire.

La primera opción consiste en mitigar la causa de las oscilaciones como las variaciones de la velocidad. Este tipo de sistemas de protección directa se colocan siempre en serie con la tubería actuando de forma intensiva desde el primer momento que se inicia el fenómeno transitorio; por otro lado cuando no es posible actuar de forma directa, existe otra posibilidad de actuar sobre el transitorio de una forma indirecta; es decir, actuando no sobre la causa sino sobre los efectos.

Estos dispositivos indirectos se colocarán en paralelo con la tubería, actuando sólo en el momento oportuno en el que deseamos mitigar el efecto que transcurre en su radio de acción.

Si recordamos la expresión del pulso de Joukowski, nos damos cuenta que la causa de la variación de las alturas piezométricas es el cambio de las velocidades del fluido. Por tanto una forma de mitigar el efecto del transitorio será mitigar el incremento de la velocidad.

Una manera de reducir el Golpe de ariete es mediante el ajuste a la ecuación de la fórmula de Joukowski (3.5)

$$\Delta H = \frac{a \times \Delta v}{g} \quad \text{Ec (3.5)}$$

La variación de la velocidad se puede escribir como:

$$\Delta v = \frac{\Delta q}{A} \quad \text{Ec (5.1)}$$

Si sustituimos la ecuación (5.1), la ecuación (3.5) se puede escribir como:

$$\Delta h = \frac{a \Delta q}{A} \quad \text{Ec (5.2)}$$

Dónde:

- $A$  Área de la sección transversal de la tubería.
- $\Delta q$  Variación instantánea del gasto.

De esta manera la ecuación (5.2) como mecanismo de reducción del Golpe de ariete por el reflejo de las ondas de presión presenta las siguientes opciones para reducir la variación de presión.

- Aumento de la sección transversal de la tubería  $A$

Puede ser conveniente para pequeños tramos de tubería y diámetros menores que presentan un aumento considerable del Golpe de ariete; sin embargo, una solución de esta índole presenta altos costos; por lo que generalmente se buscan otras soluciones.

- Disminución de la velocidad de propagación de la onda de presión o celeridad  $a$ .

La velocidad  $a$  depende de la elasticidad del material de la tubería.

- Aumento del tiempo de duración del proceso transitorio.

En caso de un Golpe de ariete causado por el cierre de válvulas, este aumento se efectúa mediante un retardo en el tiempo de cierre; el proceso de paro de los equipos de bombeo puede retardarse adicionándoles volantes especiales que aumenten su inercia.

- Limitación de la longitud de la tubería en la que se desarrolla el Golpe de ariete.

En una conducción por gravedad esto puede lograrse construyendo tanques intermedios que dividen la tubería en dos (o más de dos) partes y evitan el paso de las ondas de presión entre esas partes.

En una línea de bombeo esto puede lograrse cambiando el bombeo de una etapa por varias etapas con cárcamos intermedios, dado que en cada etapa de la tubería el Golpe de ariete se desarrollaría de forma independiente.

- Reducción de la variación del gasto  $\Delta q$  en la tubería.

En los períodos de depresión se suministran gastos complementarios desde afuera para reducir las depresiones; mientras que en los períodos de sobrepresión parte del gasto se expulsa al exterior o a un recipiente.

Con la reducción de las sobrepresiones y depresiones pueden evitarse o disminuirse las presiones negativas y las separaciones de columna; por esta razón las alternativas señaladas pueden presentar esta función. Si no obstante esto se produce presiones negativas (vacíos) y separaciones, para eliminarlos tendrán que tomarse medidas especiales.

Generalmente la protección contra el Golpe de ariete puede lograrse de diversas formas y con diferentes medios.

El criterio determinante más frecuente es el económico, es decir, se busca la variante con un mínimo de costos para la protección, su mantenimiento, gastos complementarios por concepto de energía eléctrica, etc., manteniendo el Golpe de ariete dentro de los límites permisibles.

### **5.1. Sistemas de protección del Golpe de ariete.**

- **Cuando en la tubería no se producen vacíos.**

La protección se puede lograr también con medios anti ariete que reducen tanto las depresiones al inicio del proceso, como las sobrepresiones subsiguientes; tales equipos son la cámara de aire, la torre de oscilación y el volante de inercia entre otros.

Otra posibilidad para este caso es la ubicación de válvulas de no retorno en uno o más puntos intermedios de la tubería, de esta forma se detienen las ondas de sobrepresión reflejadas desde el tanque antes de llegar al inicio de la tubería y se producen sobrepresiones menores.

Los medios anti ariete actúan cuando la presión en la tubería tiende a descender por debajo de la atmosférica.

– **Cuando en la tubería se producen vacíos.**

Los posibles medios anti ariete a utilizar se pueden dividir en dos grupos:

- Los que tienen una acción global sobre todo el sistema hidráulico.
- Los que tienen una acción local.

De los medios del primer grupo se instala uno sólo en la planta de bombeo para proteger todo el sistema, mientras que los del segundo grupo pueden ser varios y se instalan en aquellos lugares donde se producen los vacíos.

Los medios del primer grupo son:

- Cámara de aire.
- Torre de oscilación.
- Incremento de la inercia de las masas rodantes.

Los del segundo grupo son:

- Tanques unidireccionales.
- Tanques bidireccionales.
- Válvulas de aire.
- Válvulas anticipadoras del Golpe de ariete.

Si la tubería puede soportar el vacío, debe verificarse si las presiones máximas que se producen exceden las permisibles. Si este es el caso, mediante una simulación del fenómeno transitorio se verifica si la causa principal para las sobrepresiones es la separación de columna; ya que lo más conveniente entonces sería evitar las separaciones en el lugar de su surgimiento. Esto puede lograrse utilizando cámara de aire, torre de oscilación, tanque unidireccional, tanque bidireccional o válvulas de admisión y retención de aire en los lugares de separación.

- **Sin separación de columna en conducciones por bombeo.**

Como forma de protección más económica se recomienda, siempre y cuando sea posible el uso de bypass en las válvulas de no retorno de las bombas.

La descarga inversa por medio de válvulas de cierre programado se usa en los sistemas de diámetro mayor. Las válvulas de no retorno ubicadas en la línea se pueden usar en presencia de formas topográficas especiales.

El incremento de la inercia de los equipos de bombeo es factible en los casos de tuberías cortas o cuando la reducción necesaria de las presiones máximas es de poca magnitud, en otros casos resultan necesarios volantes de dimensiones y peso demasiado grandes.

## **5.2. Medios de Control de transitorios.**

- **Torre de oscilación.**

La torre de oscilación representa un cilindro conectado con la tubería, que en su parte superior está abierto y se comunica directamente con la atmósfera.

En las líneas de conducción de menor diámetro como torre de oscilación puede fungir simplemente en un tubo parado que incluso puede ser del mismo diámetro y material de la propia tubería.

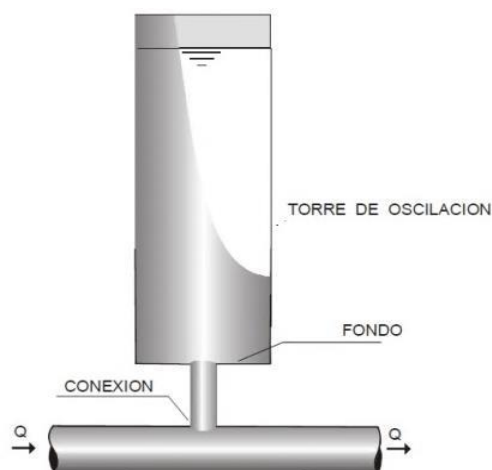
El funcionamiento de la torre de oscilación es efectivo para reducir el Golpe de ariete en cuanto mayor sea el área de la superficie libre en ella.

Las ventajas del uso de este dispositivo son:

- La simplicidad del funcionamiento, no requiere mantenimiento mecánico alguno.
- El transitorio generado no se transmite aguas abajo si ésta se diseña adecuadamente. Por ello el tramo aguas debajo queda protegido sin la necesidad de instalar dispositivos secundarios adicionales.

Las desventajas que son básicamente dos:

- La altura máxima de la torre debe ser superior a la altura piezométrica en el punto donde se instale; además la cota del entronque de la torre con la conducción debe ser inferior a la altura piezométrica para caudal nulo, a fin de evitar que se vacíe durante los periodos de tiempo en que la instalación se encuentre en paro.
- Al producirse el paro de bombas, la torre de oscilación mantiene la altura piezométrica más o menos constante; por el contrario, la altura piezométrica en el punto inmediatamente aguas debajo de la bomba desciende en ocasiones con bastante rapidez. Esta diferencia de presión origina que el flujo se invierta con mayor rapidez incluso que en el caso de no existir la torre. Ésta fuerte desaceleración e inversión del flujo lleva consigo asociados dos fenómenos:
  - Pueden generarse velocidades de giro inversas en la bomba en el caso de no disponer de válvula de no retorno en el sistema de conducción.
  - En el caso de instalarse una válvula de no retorno para evitar velocidades de giro inversas en la máquina, se generan fuertes sobrepresiones al cerrarse ésta.Estas sobrepresiones pueden ser superiores a las que se generan sin la presencia de la torre.



**Figura 56** Torre de oscilación.

– **Cámara de aire.**

Generalmente utilizado en la protección de instalaciones de bombeo frente al Golpe de ariete originado por el fallo de suministro eléctrico.

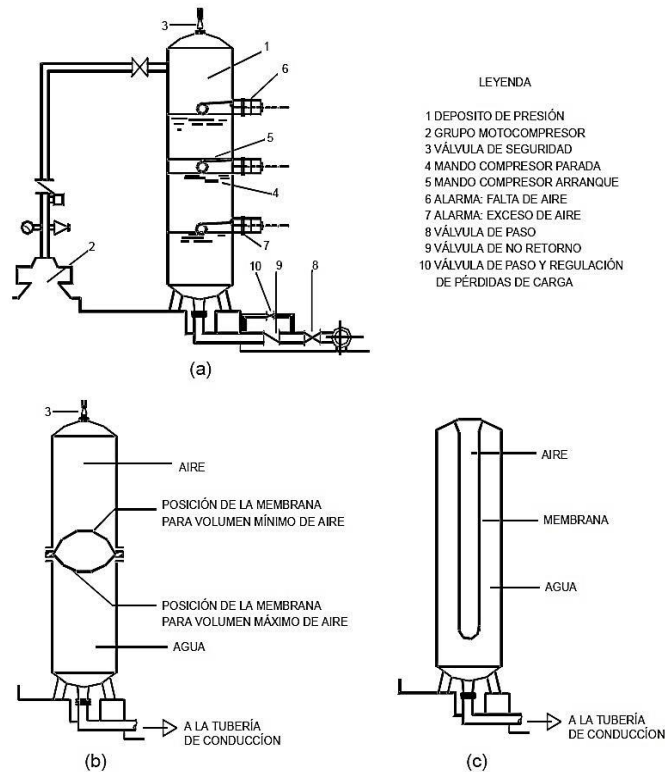
Consiste en un depósito cerrado unido a la tubería y que en su parte superior tiene comprimido un volumen de aire (Figura 57)

Durante el trabajo normal en régimen permanente el aire en la cámara está comprimido a una presión igual a la presión del fluido dentro de la tubería, no existiendo flujo entre la cámara y la tubería.

Al bajar la presión dentro de la tubería, surge un flujo desde la cámara, a la tubería entra un gasto que reduce las depresiones generadas por el Golpe de ariete, el volumen de aire dentro de la cámara se expande y su presión disminuye. Al subir posteriormente la presión en la tubería se genera un flujo hacia la cámara, el gasto que fluye hacia la cámara alivia las sobrepresiones en la tubería, el aire dentro de la cámara disminuye su volumen y su presión aumenta (el aire se comprime).

De esta manera, inmediatamente después del fallo en el suministro eléctrico de las bombas de la cámara de aire se convierte en una fuente de energía.

Cuanto mayor sea el gasto que circula de la cámara de aire a la tubería durante los períodos de depresión en la tubería, tanto menores serán las depresiones, el peligro de vacío y separaciones de columna



**Figura 57** Cámara de Aire.

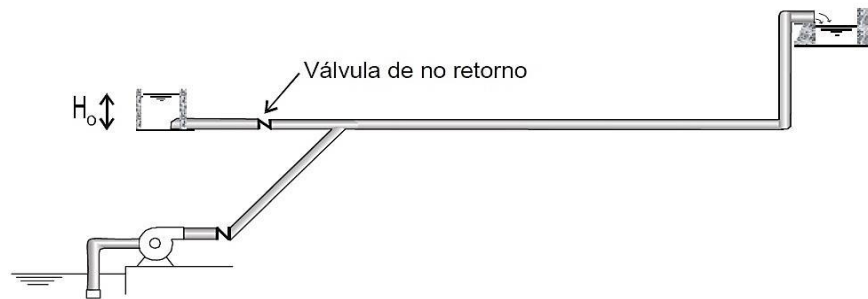
– **Tanque unidireccional.**

El tanque unidireccional es un dispositivo que aporta fluido a la tubería en los períodos de depresión del fenómeno transitorio en puntos altos de la tubería, con el objetivo de evitar los vacíos y las separaciones de la columna líquida. Es semejante constructivamente a una torre de oscilación, pero a diferencia de ésta lleva una válvula de no retorno instalada en el tubo de conexión con la tubería que impide el flujo de la tubería hacia el tanque, lo cual trae como consecuencia que el nivel libre del fluido en el tanque pueda estar por debajo de la línea de las alturas piezométricas en régimen permanente.

El esquema de funcionamiento de un tanque unidireccional se muestra en la Figura 58. En presencia de presiones en la tubería mayores que  $H_o$ , la válvula de no retorno se mantiene cerrada. Para presiones por debajo de  $H_o$  la válvula se abre y a la tubería ingresa el fluido, evitando así los vacíos y las separaciones de columna. De algún modo complementario se asegura el llenado reiterado del tanque con fluido.



De esta forma el volumen del tanque se determina sólo por la cantidad de fluido necesario para entregar a la tubería y su altura es mucho menor que aquella existente en una torre de oscilación.



**Figura 58** Funcionamiento de un tanque unidireccional abierto.

Las ventajas que ofrece el tanque unidireccional como dispositivo de control de transitorios son:

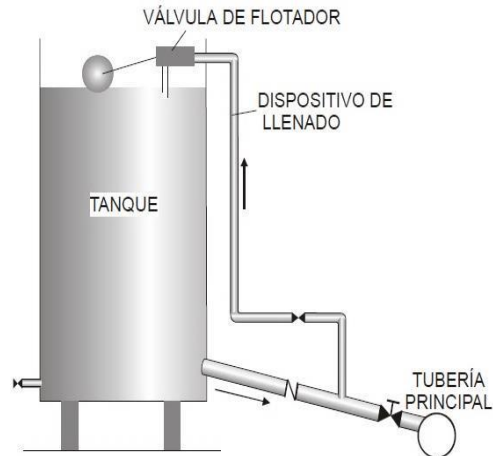
- En comparación con la torre de oscilación, es que no se induce un flujo inverso de importancia entre el tanque y las bombas.

Obviamente se puede evitar el giro inverso de la máquina colocando aguas abajo de la misma una válvula de no retorno que en el caso de existir un tanque originará en la conducción sobrepresiones inferiores a las que originaría una torre de oscilación.

- La cota superior del tanque se encuentra siempre por debajo de la altura piezométrica, esta flexibilidad de instalación hace que éste sea especialmente adecuado para perfiles topográficos irregulares, que requerirían de grandes torres de oscilación para su protección.

Las desventajas del tanque unidireccional son:

- La transmisión parcial de las ondas de depresión que inciden sobre el tanque origina que aguas abajo del mismo puedan aparecer problemas por depresiones excesivas en la conducción.



**Figura 59** Tanque unidireccional.

– **Tanque bidireccional.**

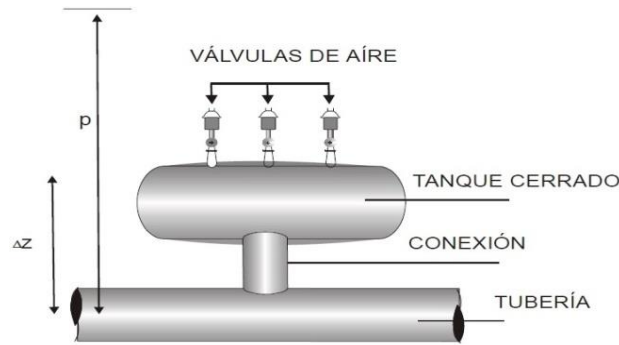
Consiste en un depósito cerrado conectado a la tubería, en cuya parte superior se colocan válvulas de admisión rápida y expulsión lenta de aire.

Su esquema de funcionamiento se muestra en la Figura 60.

En presencia de presiones en la tubería mayores que  $\Delta z$  (Figura 58) el tanque permanece lleno de agua y las válvulas de aire se mantienen cerradas.

Al descender la presión por debajo de  $\Delta z$  el agua fluye del tanque a la tubería, ingresa aire a través de las válvulas y el nivel del agua dentro del tanque desciende; posteriormente debido al aumento de la presión en la tubería, el agua entra al tanque, el nivel del agua sube y el aire escapa a través de las válvulas.

En el momento cuando el agua expulsa todo el aire, se cierran las válvulas de aire; una sobrepresión importante puede producirse en este instante, si la expulsión de aire fuese demasiado rápida. Para evitar esto las válvulas de aire deben tener la capacidad de admitir rápidamente el aire, pero expulsarlo lentamente.



**Figura 60** Esquema de funcionamiento de un tanque bidireccional

– **Válvulas de no retorno**

Por sí sola, la válvula de no retorno no es un medio anti ariete, su función sirve para mantener el flujo en un solo sentido.

Su consideración entre los medios de control de transitorios es necesaria por dos razones:

- Su cierre puede generar sobrepresiones importantes
- En ciertas condiciones topográficas las válvulas de no retorno pueden colocarse en puntos intermedios de la tubería (aparte de las válvulas de no retorno que se tiene en las bombas), con vistas de detener el flujo inverso en el transitorio que se produce con el paro de las bombas y de esta forma reducir las sobrepresiones en el inicio de la conducción.

En las válvulas de no retorno reales se produce en general un cierto flujo de retorno, o flujo inverso, antes de sobrevenir el cierre. Esto es así porque el obturador de la válvula se moverá en este sentido para efectuar el cierre, lo cual permitirá dicho flujo inverso; cuando este flujo inverso se detenga bruscamente al cerrarse la válvula, se originará un pico de sobrepresión aguas abajo y otro de depresión aguas arriba.

De acuerdo a estas características se presentan las siguientes sugerencias para escoger la válvula de no retorno más conveniente en relación con los transitorios:

- Baja inercia de las partes móviles.
- Recorrido corto en válvulas deslizantes, o bien que la relación distancia - ángulo sea pequeña en las basculantes.

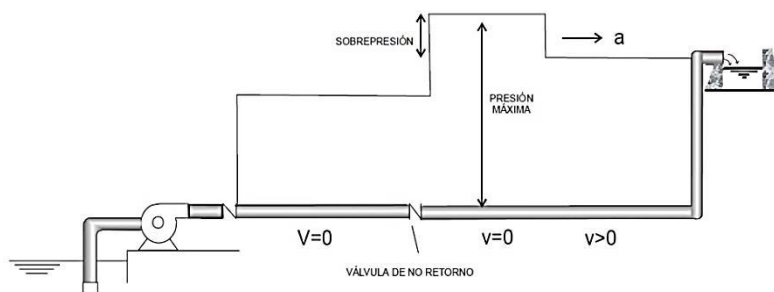
- Resorte o palanca con contrapeso de asistencia al cierre de la válvula.

Existe también otro tipo de válvulas de no retorno, en que con el auxilio de un sistema de palancas y un amortiguador de aceite se consigue un cierre lento.

Las válvulas de este tipo se instalan con las bombas en lugar de las válvulas de no retorno normales con el objetivo de descargar ciertos caudales en sentido inverso a través de las bombas en la fase de presión alta, aliviando de esta forma las sobrepresiones.

En las bombas normalmente se colocan válvulas de no retorno para evitar el vaciado de la línea después de un paro; tal como se comentó anteriormente, otras válvulas de no retorno pueden colocarse como un medio anti ariete también en la línea de tal modo que detengan el flujo inverso en el fenómeno transitorio y reduzcan la presión máxima que se produce.

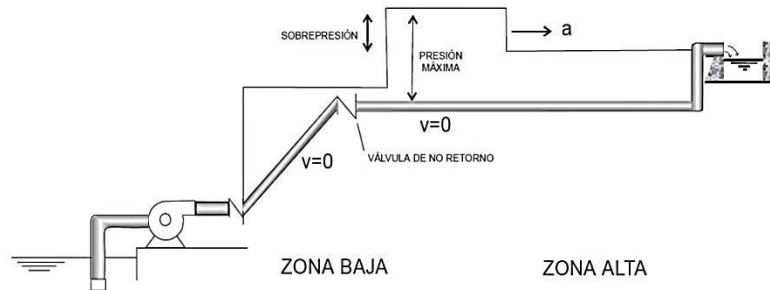
De esta forma la tubería se divide en "zonas" con transitorios independientes, una vez cerradas las válvulas de no retorno. El efecto de reducir la presión máxima dependerá de la forma del terreno. Así por ejemplo, la colocación de válvulas de no retorno intermedias en la tubería de la Figura 61 no tendrá un gran efecto, debido a que la presión máxima se producirá después de la válvula intermedia con la misma magnitud que en el inicio de la línea en caso de no tener una válvula de no retorno intermedia.



**Figura 61** Efecto de la ubicación de una válvula de no retorno intermedia en una tubería.

En el caso de la Figura 61 la válvula de no retorno está ubicada en una cota considerablemente más alta que la cota de las bombas. El desplazamiento del lugar donde se produce la sobrepresión máxima aquí tiene sentido, ya que en la planta de

bombeo están presentes cargas estáticas altas que con la sobrepresión del Golpe de ariete aumentarían inadmisiblemente. En el lugar de la válvula de no retorno están presentes cargas estáticas menores y por consiguiente posibilidades para admitir sobrepresiones.



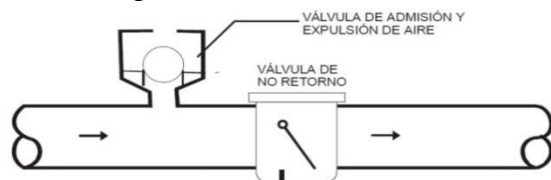
**Figura 62** Efecto de la ubicación de una válvula de no retorno intermedia en una tubería.

Para limitar más aún las sobrepresiones, aguas abajo de la válvula de no retorno (considerado por el sentido normal de circulación) puede colocarse una válvula de alivio. Ver Figura 63



**Figura 63**

En caso de que se produzca un vacío aguas arriba de la válvula, en el mismo lugar se coloca una válvula de aire. Ver Figura 64



**Figura 64**

Es posible también la colocación al mismo tiempo de una válvula de aire aguas arriba, y una válvula de alivio aguas abajo de la válvula de no retorno Ver Figura 65

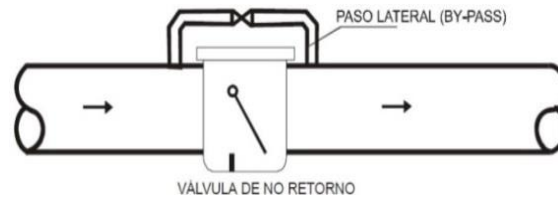


**Figura 65**

Las mismas funciones puede ejecutar un paso lateral (bypass) Figura 66.

Se recomienda que el diámetro de ese bypass sea igual a una décima parte del diámetro de la tubería.

Otra posibilidad de lograr el mismo efecto es la perforación de un orificio en el obturador de la válvula de no retorno.



**Figura 66**

En los dos últimos métodos se produce una interconexión de las "zonas" de la tubería antes y después de la válvula. Posterior al cierre de la válvula circulará cierto gasto a través del paso lateral u orificio aguas arriba donde la presión es menor. Este gasto juega un papel amortiguador en cuanto a las sobrepresiones aguas abajo de la válvula, y un papel protector en cuanto a los vacíos aguas arriba.

Las válvulas de no retorno ubicadas en puntos intermedios de la conducción no tienen efecto en la fase de depresión del transitorio generado por el paro de las bombas, ya que ésta se da con velocidades positivas del agua.

Otra consideración a hacer es que si las válvulas se encuentran en puntos de la tubería de difícil acceso, es muy posible que su mantenimiento no sea el adecuado. Por ello, si una de ellas falla y no cierra cuando debiera, el efecto del Golpe de ariete en el tramo en que se encuentra instalada será mayor que el previsto, por lo que la tubería puede verse sometida a esfuerzos mayores que los calculados, con el consiguiente peligro de rotura.

Como otra desventaja de este medio de control se pueden señalar las pérdidas de carga adicionales que generan las válvulas de no retorno en la operación normal de la línea, con el consiguiente incremento en el costo de energía eléctrica para el bombeo.

De no disponer de las características dinámicas de las válvulas de no retorno, en los métodos de modelación matemática se asume que el cierre es instantáneo, es decir

que la válvula es ideal. En este sentido se recomienda cierta precaución en sistemas con válvulas de no retorno no adecuadas, ya que las sobrepresiones que éstas producen pueden ser superiores a lo que da el modelo.

– **Válvulas de alivio (de seguridad)**

Las válvulas de alivio son dispositivos conectados a la línea de conducción, que se abren al excederse una presión determinada y descargan ciertos gastos, limitando de esta forma la sobrepresión en la línea.

En los transitorios se presentan presiones dinámicas de muy poca duración, es por ello que las válvulas de alivio no pueden ser usadas efectivamente como un dispositivo de protección debido a su tiempo de respuesta lento; es decir para abrirse necesitan una presión superior a la que en sus curvas características se indica o se abren un tiempo después de producirse la sobrepresión en la tubería.

Esto representa la principal desventaja de las válvulas de alivio al ser usadas como medio de control de transitorios, ya que si la válvula no reacciona a tiempo las sobrepresiones se pasarían a otros puntos de la línea por ser muy rápido el fenómeno transitorio.

Otros posibles problemas que presenta la válvula de alivio son un golpeteo continuo en la válvula y la posibilidad de generarse un nuevo transitorio en la conducción cuando la válvula cierra.

El golpeteo en la válvula consiste en que la válvula va abriendo y cerrando continuamente, produciéndose pulsos de descarga a través de la misma. La razón del golpeteo es la siguiente: al abrirse bruscamente la válvula y descargar cierto gasto se genera una depresión momentánea en la válvula, la presión baja y la válvula cierra rápidamente; el cierre rápido genera a su vez una sobrepresión que abre la válvula de nuevo, y así sucesivamente.

– **Válvula anticipadora del Golpe de ariete**

Las válvulas anticipadoras son válvulas de alivio especiales que se abren en el período inicial de presión baja en la tubería. Al bajar la presión hasta un valor determinado la

válvula se abre rápidamente y comunica el agua de la tubería con el exterior. Si la presión continúa disminuyendo y tiende a producirse un vacío, por la válvula entra aire a la tubería.

Una vez abierta, la válvula anticipadora se cierra lentamente de modo que en las siguientes fases de sobrepresión se encuentre abierta y descargue ciertos gastos aliviando las sobrepresiones en la conducción.

Las válvulas anticipadoras se utilizan sólo en sistemas en que el transitorio comienza con depresiones, como es el caso de un paro accidental de bombas en una línea de bombeo.

Si durante todo el transitorio, la presión no llega a bajar hasta el valor de ajuste de la válvula, ésta permanecerá inactiva.

#### – **Válvulas de admisión y expulsión de aire**

Permiten la entrada de aire atmosférico a la conducción en el punto de la tubería en que se encuentran instaladas cuando la presión en la conducción tiende a situarse por debajo de la presión atmosférica. Posteriormente y si la presión aumenta hasta superar la presión exterior, el aire es expulsado, de manera que las columnas de líquido separadas por la interfase gas, vuelven a juntarse de nuevo.

De este modo la válvula de admisión y expulsión de aire ejecuta las siguientes funciones:

- Asegura el escape del aire durante el llenado de la tubería.
- Asegura la entrada de aire al vaciar la tubería.
- Evita el vacío (presiones negativas) en los transitorios.

Las válvulas de aire se instalan en los puntos altos de las tuberías de perfil irregular, que es donde pueden presentarse problemas por bajas presiones. Si su funcionamiento es correcto son un elemento sumamente eficaz para la prevención de depresiones; pero una deficiente admisión puede dar lugar a una inesperada cavitación, y si la salida del aire no se efectúa adecuadamente puede aparecer el problema de un violento choque de las columnas en la reunificación.



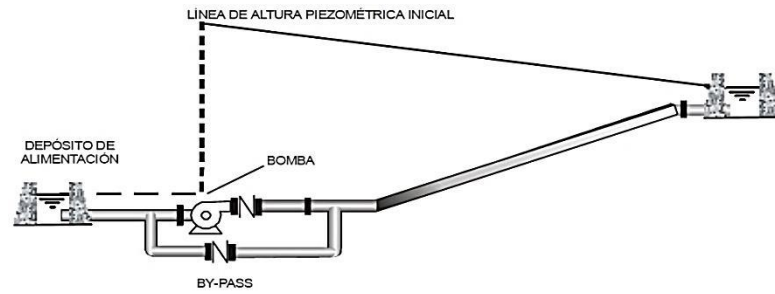
Las condiciones que debe tener una válvula de aire diseñada para controlar las depresiones originadas por un transitorio son las siguientes:

- Gran capacidad de admisión de aire en los puntos críticos, para evitar la posible aparición de cavitación.
- Baja capacidad de expulsión, para evitar que la bolsa de aire que existe dentro de la conducción se cierre de forma brusca, ya que esto generaría una sobrepresión de bastante importancia.

– **Instalación de un paso lateral (bypass) en la planta de bombeo.**

El paso lateral puede ser de utilidad en las plantas en que el grupo motor-bomba dispone de cierto nivel de presión en la succión (Figura 67). Al producirse el fallo de las bombas, la presión comienza a descender aguas abajo de la válvula de no retorno colocada a la salida de las bombas. Si la presión llega a caer por debajo del nivel de agua en el depósito del cual se alimentan las bombas, entonces a través del bypass se produce un flujo desde el depósito de succión hacia la conducción principal sin pasar por las bombas. Este aporte de caudal realiza una función de control similar a la que haría un tanque unidireccional instalado en dicho punto. En definitiva, se consigue evitar que las depresiones en el tramo inicial aguas debajo de la planta lleguen a ser de importancia. Por otra parte, es importante la presencia de una válvula de no retorno en el bypass, que impide la descarga de la bomba hacia el propio depósito, evitando pues que la máquina funcione en circuito cerrado.

El problema que se presenta en este tipo de instalaciones viene derivado del hecho de que hay que asegurar de alguna forma que la válvula de no retorno del paso lateral, que puede haber estado una larga temporada sin funcionar, se abra en el instante adecuado. A fin de garantizar que la válvula abra se necesita una diferencia de presiones entre el depósito de succión y el punto aguas abajo de las bombas capaz de abrir la válvula de no retorno. Por otra parte, el mantenimiento de la válvula de no retorno del paso lateral, en este tipo de instalaciones, se vuelve un hecho de suma importancia.



**Figura 67** Paso lateral (bypass) en una planta de bombeo.

– **Chimeneas de equilibrio**

Las chimeneas de equilibrio son túneles verticales abiertos que se sitúan cerca del elemento que provoca el Golpe de ariete; de esta forma la condición de contorno se transforma en la de un depósito (no ideal), convirtiendo la pulsación de alta intensidad y frecuencia del Golpe de ariete en una pulsación de baja intensidad y frecuencia, correspondiente a una oscilación en masa.



## **Capítulo 6. Criterios de Selección de Tubería**

En este capítulo se estudian las principales características a considerar para la correcta elección de una tubería, ya que esta debe contener al fluido que se encuentre en su interior de manera tal que

Como se ha visto, la existencia del flujo bifásico en una línea de conducción involucra ciertas perturbaciones en las tuberías debidas a los cambios de régimen que se producen generando así niveles de presiones muy superiores a los correspondientes a los regímenes estacionarios; en consecuencia las líneas de conducción deben estar preparadas para poderlos contener; es por ello que el Ingeniero de Diseño debe considerar los requerimientos de servicio y parámetros tales como la selección del material, diámetro, resistencia mecánica, resistencia a la corrosión, facilidad de instalación, costo, vida útil y demás especificaciones de la tubería para su correcta selección; esto con el fin de garantizar la seguridad del proceso de manera que la selección final de la tubería proporcione un nivel de calidad tal que satisfaga las demandas del proceso en particular.

El comportamiento dinámico de la tubería es denominado transitorio si durante la operación son inevitables los regímenes de transición de flujo que pueden ser producidos por diferentes causas las cuales pueden ser:

- Una maniobra del operador
- La mala selección de un componente
- Un acontecimiento externo a la instalación
- Problemas que se generan lentamente o de manera inadvertida

Habitualmente para el estudio de una instalación hidráulica o línea de proceso se considera su comportamiento como un sistema dinámico por lo que jamás se halla en estado estacionario ya que las condiciones de funcionamiento que determinan las variables hidráulicas varían en el tiempo con una mayor o menor rapidez.

Para análisis o el diseño adecuado de la línea de proceso es necesario conocer la respuesta temporal de las variables hidráulicas con el fin de evitar situaciones indeseables como:

- Presiones excesivamente altas o excesivamente bajas
- Flujo inverso
- Movimiento y vibraciones de las tuberías
- Velocidades excesivamente bajas.

Los principales parámetros a considerar en la selección de una tubería son:

### **6.1. Factor económico**

Deben llevarse a cabo estudios de ruta de las tuberías, para determinar el trazado económico del sistema. Existe una tendencia frecuente de parte de algunos diseñadores a prever excesiva flexibilidad en los sistemas de tuberías.

Esto puede incrementar los costos de material de fabricación más de lo necesario y algunas veces puede conducir a vibraciones excesivas en el sistema.

El criterio económico para la selección de tubería de acero considera dos aspectos:

- Costo de adquisición de tubería.
- Costo de operación y mantenimiento

Los elementos que determinan el costo de adquisición de la tubería son:

- Diámetro.
- Espesor.
- Norma y especificación.

En líneas de conducción por gravedad, el costo de operación es bajo pues se reduce la operación de válvulas para control de flujo y de medidores para determinación del volumen manejado.

El costo de mantenimiento se integra por:

- Inspección periódica del estado físico de la tubería.
- Mantenimiento de la protección anticorrosiva.
- Detección y corrección de fallas.
- Celaje de la línea (vigilancia para evitar extracciones no autorizadas).

En líneas de conducción por bombeo, además de los costos anteriores se agregan:

Operación:

- Consumo de combustible por bombeo.
- Consumo, de energía eléctrica.
- Mano de obra de bombeo.

Mantenimiento:

- Mano de obra de mantenimiento de equipo de bombeo.
- Refaccionamiento, partes de repuesto.

Además de los costos antes mencionados, es necesario que el Ingeniero Proyectista en el diseño de la configuración de las redes de tuberías tome en cuenta los siguientes parámetros:

- **Ampliaciones Futuras**

En el diseño de un sistema de tubería deben hacerse consideraciones sobre la posibilidad de futuras ampliaciones.

- **Apariencia**

El sistema de tubería nuevo deberá proyectarse de forma que armonice físicamente con los sistemas de tuberías existentes, con los equipos y los elementos de infraestructura de la refinería, tales como calles, edificios, etc.

- **Minimizar los Extremos**

Los extremos muertos y bolsillos en las partes bajas de los sistemas de tubería deben ser evitados en lo posible. Esas partes ocasionan dificultades en el drenaje de los sistemas de tubería. Todos los extremos muertos y bolsillos en las partes bajas del sistema, así como los puntos altos, deben ser provistos de drenajes adecuados.

- **Maximizar el Uso de Soportes Existentes**

Donde sea posible, la tubería debe tenderse sobre soportes existentes o extendidos de soportes existentes, con el fin de reducir costos de soportería.

La capacidad de carga de los soportes existentes debe ser evaluada, para asegurarse de que puede soportar la carga adicional de las tuberías nuevas.

– **Separaciones para Expansión Térmica**

Debe preverse la separación suficiente, entre tuberías adyacentes y entre una tubería y obstrucciones estructurales adyacentes, para tomar en cuenta la libre expansión térmica de la tubería. Las separaciones requeridas deben basarse en las máximas expansiones térmicas diferenciales aún bajo condiciones anormales.

**6.2. Resistencia mecánica**

Dentro de este parámetro se encuentran las características de resistencia a la tensión, fluencia, elongación, dureza, así como al corte, aplastamiento, fatiga, etc.

La capacidad de un material para soportar una carga estática puede determinarse mediante una prueba de tensión o compresión, mientras que de las pruebas de dureza se deduce su resistencia a la deformación permanente; de las pruebas de impacto se determina la tenacidad de un material a las cargas de choque y de las pruebas de fatiga se mide el período de vida útil del material sometido a cargas cíclicas.

La selección del material quedará determinada como resultado de las pruebas de tensión, fundamentalmente en lo referente a la resistencia de fluencia mínima especificada ( $FY$ ), la cual será determinada a 0.5% de deformación. Asimismo, dependiendo del criterio que se utilice para diseño, ya sea a través de un modelo elástico o plástico de esfuerzo de formación multiaxial, los parámetros de selección deberán estar definidos para garantizar adecuada ductilidad del material

**6.3. Resistencia a la corrosión**

Existen diversas formas en las que se puede presentar la corrosión en tuberías metálicas; la selección del material deberá considerar los aspectos de corrosión interna y externa.

– **Corrosión interna**

Los factores primordiales que influyen en la corrosión son: las características del fluido, la temperatura, la velocidad de flujo y el contacto con metales de composición diferente.

Las características principales que tienden a variar la naturaleza corrosiva del fluido son el contenido de bióxido de carbono, la concentración de oxígeno disuelto, los sólidos disueltos y el valor del PH, por lo que mientras mayor sea la concentración de sólidos disueltos, especialmente cloruros y sulfatos, mayor será la corrosión causada por el oxígeno disuelto y el bióxido de carbono.

Lo anterior muestra, que la selección del material para resistir la corrosión interna no depende fundamentalmente de las características de composición química de una tubería de acero API o ASTM en sus diferentes grados, dado que ambos tienen prácticamente la misma resistencia a la corrosión, por lo que su selección estará básicamente determinada por su resistencia mecánica; no obstante, la mayor parte de los procedimientos disponibles para evitar o retardar el proceso de la corrosión en los sistemas de conducción consiste en la aplicación de recubrimientos internos o tratamientos químicos, los cuales deben ser especificados en el diseño.

– **Corrosión externa**

Al igual que el fenómeno de corrosión interna en tuberías de conducción, la corrosión externa dependerá de varios factores entre los cuales destacan:

- El contenido de cloruros en el suelo.
- La resistividad del terreno.
- La cercanía a líneas de transmisión eléctrica de alto voltaje.
- Presencia de potenciales variables entre la tubería, y suelos causadas por corrientes parásitas.
- Cruces con otras líneas o estructuras.

Los factores antes señalados muestran que en la selección del material no influyen predominantemente la composición química del acero ni su resistencia mecánica, por lo que en el diseño de la línea de conducción deberá de especificarse una protección



adecuada contra la corrosión, la cual puede ser a través de un sistema combinado de un recubrimiento anticorrosivo, complementado en caso de requerirse con un sistema de protección catódica.

#### **6.4. Facilidad de instalación**

La selección del material deberá considerar el aspecto relacionado con la instalación, ya que éste incide directamente con el costo; por tal razón, uno de los principales factores que debe de tomarse en cuenta es el peso de la tubería, por lo que la selección de aceros de alta resistencia para la determinación del espesor es una alternativa conveniente para reducir el peso de la tubería y facilitar así su instalación.

##### **– Facilidad de Operación**

Los puntos de operación y control tales como aquellos donde están instalados válvulas, bridas, instrumentos, toma-muestras y drenajes, deberán ser ubicados de modo que esas partes del sistema puedan ser operadas con mínima dificultad.

##### **– Accesibilidad para Mantenimiento**

El sistema de tubería deberá ser proyectado de manera tal que cada porción del sistema pueda ser reparado o reemplazado con mínima dificultad.

Deben proveerse espacios libres, como por ejemplo, en los cabezales o extremos de los intercambiadores de calor, carcasa y tubos, para permitir la remoción del haz tubular.

#### **6.5. Vida útil**

La selección de tubería de acero para conducción es hecha en función de su vida útil, es decir, del período en que estará en operación y cubriendo a demanda para la cual ha sido diseñada, se basa en dos aspectos:

– **Duración:**

La duración o tiempo en el que la tubería está en condiciones de operar físicamente, depende de manera directa del material con que está fabricada, y sus variables son:

- Espesor.
- Norma y especificación.

A medida que se incrementa el espesor o mejora la calidad del material, la duración de la tubería aumenta.

– **Utilidad:**

La utilidad de la tubería, entendida como el período en el que satisface la demanda, para condiciones de operación definidas, está en función directa de su diámetro.

En conclusión para determinar el espesor, la norma y la especificación de la tubería a utilizar, se toman en cuenta factores como corrosión, resistencia mecánica, presión, temperatura, etc.

## **6.6. Diámetro**

En la selección del diámetro de la tubería, es necesario considerar que la demanda de flujo de suministro normalmente tiende a crecer, debido a factores como la ampliación del sistema para satisfacer una mayor demanda.

Cuando la demanda de conducción supera la capacidad de operación de la tubería, se podrá manejar el gasto faltante a través de otras líneas paralelas o derivaciones que junto con la línea original o cabezal podrán conformar un sistema integral o trabajar en forma independiente según la naturaleza del proceso o según lo decida el proyectista.

La selección del diámetro de la tubería está en función del flujo que pasa por la tubería y por la caída de presión que experimenta el fluido a lo largo de la tubería.

Las caídas de presión se deben principalmente a la densidad de la mezcla y el efecto que sobre esta tiene el resbalamiento de la fase gaseosa sobre la fase líquida; lo cual favorece el efecto de empuje del líquido por el gas alcanzando velocidades mayores; estas velocidades en las fases ayudan a la formación de una mezcla de fases más

uniformes, lo que reduce el resbamiento con lo que el flujo es más estable y por ende las pérdidas de presión se reducen.

En la industria determinar las características del flujo bifásico en tuberías es de gran importancia, ya que podrían suceder accidentes o problemas múltiples asociados a un mal cálculo; es por ello que la aplicación de las correlaciones de flujo bifásico para predecir las caídas de presión en la tubería son extremadamente importantes pues se requiere calcular las propiedades de los fluidos tales como: gastos de flujo, las propiedades físicas, los diámetros y ángulos de inclinación de las tuberías, determinar los patrones de flujo existentes, conocer el movimiento en la interfase del gas-líquido y la posible transferencia de calor y masa.

Algunas de las aplicaciones más importantes del cálculo de las caídas de presión en la tubería son:

- Minimizar las pérdidas de energía
- Determinar el diámetro apropiado de la tubería de producción en base a las menores caídas de presión en presión y regímenes de flujo.
- Determinar el diámetro y longitud adecuado de la tubería

No se puede dejar de mencionar que el mantenimiento de las instalaciones de producción son de vital importancia y se deben manejar de una forma preventiva y correctiva durante la vida productiva de la tubería, para que problemas como Corrosión, fatiga del material, obstrucciones por incrustaciones de sales, perdidas del espesor de pared, debido a la presencia de gases como  $H_2S$  y  $CO_2$ .

Así mismo otro fenómeno que se presenta en la circulación de los fluidos es cuando se produce una brusca disminución del área de la sección transversal del conducto por donde circula el fluido. La reducción origina un aumento considerable de la velocidad y reducción de la presión del vapor del fluido a esa temperatura se produce la ebullición intensa del líquido con su consiguiente vaporización.

Este fenómeno es altamente corrosivo de las partes interiores de los mecánicos y conductos hidráulicos a lo que llega a erosionar suavemente. El efecto erosivo se

produce en el momento en el que el fluido vuelve a condensarse cuando la partícula del líquido ya condensado se precipita a muy altas velocidades al centro de los vacíos dejados por las burbujas del vapor produciéndose choques hidráulicos con gran ruido y que implica un poder de desgaste.

### **6.7. Cargas de diseño para tuberías**

Un sistema de tuberías constituye una estructura especial irregular y ciertos esfuerzos pueden ser introducidos inicialmente durante la fase de construcción y montaje.

También ocurren esfuerzos debido a circunstancias operacionales. A continuación se resumen las posibles cargas típicas que deben considerarse en el diseño de tuberías.

#### **– Cargas por la presión de diseño**

Es la carga debido a la presión en la condición más severa, interna o externa a la temperatura coincidente con esa condición durante la operación normal.

#### **Cargas por peso**

- Peso muerto incluyendo tubería, accesorios, aislamiento, etc.
- Cargas vivas impuestas por el flujo de prueba o de proceso
- Efectos locales debido a las reacciones en los soportes

#### **Cargas dinámicas**

- Cargas por efecto del viento, ejercidas sobre el sistema de tuberías expuesto al viento
- Cargas sísmicas que deberán ser consideradas para aquellos sistemas ubicados en áreas con probabilidad de movimientos sísmicos
- Cargas por impacto u ondas de presión, tales como los efectos del Golpe de ariete, caídas bruscas de presión o descarga de fluidos
- Vibraciones excesivas inducidas por pulsaciones de presión, por variaciones en las características del fluido, por resonancia causada por excitaciones de maquinarias o del viento.

### **Efectos de la expansión y/o contracción térmica**

- Cargas térmicas y de fricción inducidas por la restricción al movimiento de expansión térmica de la tubería
- Cargas inducidas por un gradiente térmico severo o diferencia en las características de expansión (diferentes materiales)

### **Efectos de los Soportes, Anclajes y Movimiento en los Terminales**

- Expansión térmica de los equipos
- Asentamiento de las fundaciones de los equipos y/o soportes de las tuberías

### **Esfuerzos admisibles**

Los esfuerzos admisibles se definen en términos de las propiedades de resistencia mecánica del material, obtenidas en ensayos de tracción para diferentes niveles de temperatura y de un factor de seguridad global.

La norma ASME B31.3 estipula dos criterios para el esfuerzo admisible.

Uno es el llamado “esfuerzo básico admisible” en tensión a la temperatura de diseño, con la cual están familiarizados los que se dedican al diseño de equipos sometidos a presión, es menos conocido y se le denomina “rango de esfuerzo admisible”, el cual se deriva del esfuerzo básico admisible y se emplea como base para el cálculo de la expansión térmica y para el análisis de flexibilidad.

### **6.8. Espesor de pared**

El mínimo espesor de pared para cualquier tubo sometido a presión interna o externa es una función de:

- El esfuerzo permisible para el material del tubo
- Presión de diseño
- Diámetro de diseño del tubo
- Diámetro de la corrosión y/o erosión

Además, el espesor de pared de un tubo sometido a presión externa es una función de la longitud del tubo, pues ésta influye en la resistencia al colapso del tubo. El mínimo espesor de pared de cualquier tubo debe incluir la tolerancia apropiada de fabricación.

### **6.9. Resistencia a las sobrepresiones**

Una sobrepresión es toda aquella presión superior a la de trabajo en cualquier punto de una tubería.

Una sobrepresión provoca un incremento de tensiones en el material de la tubería que debe ser considerada en el diseño de la tubería a fin de evitar que se produzcan deformaciones plásticas o roturas en la instalación.

Los fabricantes de tuberías ofrecen cuando menos dos datos relativos a la resistencia de sus productos a presión interna. Éstos son la llamada "clase" del producto que define para presiones de operación debe ser usada la tubería, y la presión de prueba del producto en la fábrica, que es una presión más alta que el producto soporta sin dañarse.

Al elegir la clase de tubería deberá tenerse en cuenta su costo: a mayor resistencia, mayor costo, pero habrá menos problemas de sobrepresiones transitorias y, en consecuencia menor erogación en el sistema de control para transitorios hidráulicos; y a la inversa, una resistencia menor disminuirá los costos, pero los aumentará en dichos sistemas de control

La presión de prueba normalmente es varias veces mayor que la clase del producto (por lo general 2, 3 ó 4 veces según el material de la tubería y las normas correspondientes). La relación entre la presión de prueba y la clase de la tubería representa el factor de seguridad del producto, llamado también factor de servicio en la terminología que utilizan los fabricantes de tuberías.

Dado que la presión de prueba de las tuberías (en fábrica) es mucho mayor que su clase, algunos diseñadores pueden pensar que es suficiente seleccionar la clase de la tubería para cubrir las presiones de operación normal solamente, y diseñar la protección anti ariete de forma tal que se admitan en los transitorios presiones mayores

a la clase de los tubos pero sin exceder su presión de prueba en fábrica; sin embargo eso es incorrecto pues la prueba de presión se ejecuta en la fábrica en condiciones ideales: con tubos nuevos, presiones hidrostáticas, para una temperatura dada, en un tiempo corto (comparado con la vida útil de las conducciones) y sin carga exterior alguna aplicada sobre el tubo; mientras que las tuberías en operación reales, aun cuando son nuevas pasan un proceso de transporte desde la fábrica e instalación en zanja que pueden afectar en alguna medida sus propiedades, una vez instaladas tienen cargas externas por tierra y pueden tener carga viva por el tráfico vehicular encima de ellas, cuya magnitud máxima es difícil de estimar.

La vida útil de las líneas de conducción es bastante larga (hasta 20 años y más), y durante este tiempo las propiedades de la tubería pueden cambiar en alguna medida debido a fatiga del material, ataque de agentes químicos contenidos en el agua, y otros efectos de largo plazo.

El factor de seguridad de las tuberías nuevas (la diferencia entre la clase y la presión de prueba) protege contra todos esos factores, cuya magnitud exacta generalmente es imposible de obtener. Sería arriesgado entonces admitir en la tubería presiones en el transitorio que superan la clase de la tubería, ya que eso reduciría su factor de seguridad, y la recomendación es considerar que la tubería es segura con respecto a presión interna cuando la presión máxima en el transitorio (presión de operación normal más sobrepresión transitoria) se encuentra dentro de la presión que define la clase de la tubería y sus accesorios (como válvulas y otros).

Una vez diseñada la protección anti ariete, se recomienda también revisar si las presiones máximas que se producen en los transitorios sin protección alguna, se encuentran por debajo de la presión de prueba de la tubería en fábrica, para tener una última seguridad de que la línea resistirá aun cuando la protección anti ariete no funcione por alguna falla; esta vez sin tener el factor de seguridad habitual.

– **Resistencia a las presiones negativas**

Se considera como depresión o presión negativa a toda presión absoluta menor que la atmosférica.

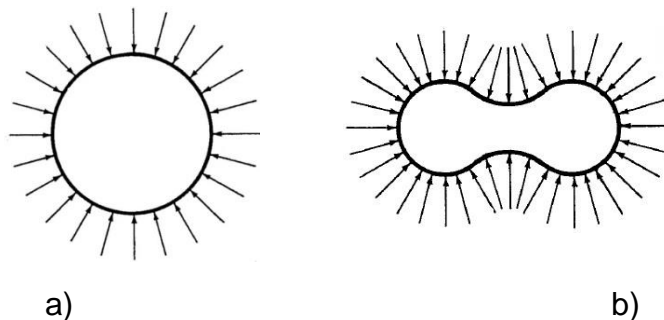
Al presentarse una presión negativa (presión de vacío) dentro de una tubería expuesta en su exterior al aire atmosférico, la tubería se ve sometida a una presión externa aplicada radialmente a su periferia, que tiende a aplastarla (colapsarla).

En el diseño estructural de este tipo de instalaciones habrá que tomar en cuenta los factores mencionados para que haya una resistencia a la presión exterior con la atmosférica que está en el interior condición de tubería vacía.

Los fabricantes de tuberías generalmente no prueban sus productos en esas condiciones. Por esta razón serán muy raras las veces en que a los diseñadores se les suministren datos precisos en cuanto a la resistencia de una tubería determinada frente al colapso por presiones de vacío, y por lo general la misma deberá determinarse por cálculos estructurales. Cuando se trata de fenómenos transitorios creados por el paro accidental de una planta de bombeo, los problemas de depresión son los más frecuentes, y se pueden clasificar en tres tipos dependiendo de su importancia.

– **Colapso de la tubería**

El colapso de una tubería es una consecuencia de la pérdida de estabilidad de su sección transversal; al reducirse la presión interior y alcanzar valores por debajo de la presión media exterior, el tramo de tubería afectado trabajará a la compresión en el sentido de las tensiones según la circunferencia. Si éstas son suficientemente altas, se producirá un fenómeno de pandeo en la pared del tramo hasta llegar al colapso.



**Figura 68** Falla de la tubería por depresión

a) Tubería en depresión    b) Tubería colapsada



Sin embargo, no es fácil establecer la depresión mínima que pueda provocar el colapso ya que una vez colocada la tubería la forma de su perímetro puede sufrir modificaciones y de acuerdo con la forma resultante adquirida será más o menos sensible al colapso.

– **Separación de la columna líquida**

Si la resistencia de la tubería a la compresión es suficiente para evitar un colapso, el descenso de la presión interior puede producir la evaporación del fluido, el fluido se transforma en gas y se crean burbujas de tamaños diversos en el mismo dando lugar a la aparición de flujo bifásico y con él, la aparición de los diversos patrones de flujo.

– **Entrada de aire en la tubería**

La entrada de aire atmosférico en la tubería puede realizarse a través de las válvulas de admisión de expulsión de aire; cuando la presión en el interior de la tubería es menor que la exterior.

– **Resistencia a la sobre velocidad (sobre rotación) de las máquinas hidráulicas**

Cuando hay un paro accidental debido al corte de energía eléctrica, las bombas hidráulicas quedan condicionadas a la acción combinada del flujo (que en un acueducto ascendente tiende a invertirse) y de la inercia de las masas en rotación.

De esta acción casi siempre se deriva una inversión de velocidad en la máquina, que comienza a girar al revés al cabo de pocos segundos.

Es obvio que si esta velocidad aumenta por encima de la de régimen, las partes que giran serán sometidas a esfuerzos proporcionales, debido a la fuerza centrífuga, como lo es la aceleración centrípeta por lo que se tendrán en las partes rotantes esfuerzos duplicados en comparación con los de un funcionamiento normal.

Si este fenómeno persiste mucho tiempo las piezas sufrirían un mayor desgaste que el normal, como cuando una válvula de descarga queda abierta y el flujo se regresa de la línea de conducción al tanque de succión a través de la máquina.

Las revoluciones máximas que se le pueden permitir a una bomba con rotación en sentido directo o inverso es un dato que debe ser suministrado por el fabricante. Para la mayoría de las bombas no se permite una rotación considerable en sentido inverso. El límite suele ser como máximo del orden del 30 al 40% de la velocidad de rotación en régimen normal, aunque existen también bombas especialmente construidas para permitir sin daño alguno una rotación inversa con un intervalo de 1.5 a 2 veces las revoluciones nominales en el sentido normal.

Si no se tienen datos sobre la velocidad permisible de una bomba, la rotación inversa debe limitarse.

#### **6.10. Criterios de resistencia**

Según lo mencionado con anterioridad, tenemos los siguientes criterios principales a considerar para la elección de una tubería.

- La presión máxima admisible, incluyendo la presión transitoria, debe asumirse igual a la establecida por la "clase" de la tubería
- La presión mínima admisible debe determinarse para cada caso concreto según el material, diámetro y espesor de la tubería. En caso de no poderse determinar, el vacío se debe evitar
- Las velocidades admisibles de rotación de las máquinas hidráulicas en sentido inverso deben suministrarse por sus fabricantes. En ausencia de datos exactos la velocidad de rotación admisible en sentido inverso será de un 40% de la velocidad de rotación en el sentido normal y el gasto de la bomba en el sentido inverso no deberá exceder el 20 % del gasto nominal en el sentido normal.

### **6.11. Flexibilidad en sistemas de tuberías**

#### **– Consideraciones generales**

Se considera los conceptos e ideas fundamentales que se manejan en el análisis de esfuerzos en sistemas de tuberías, Todos estos estados de cargas deben considerarse en el análisis de un sistema de tubería. Como regla general, el esfuerzo más limitante y de mayor relevancia es el de la expansión térmica.

#### **– Esfuerzos por Presión (Hoop)**

La presión del fluido dentro de la tubería produce un esfuerzo tangencial o circunferencial que ocasiona un aumento en el diámetro de la tubería, y un esfuerzo longitudinal que produce un aumento en la longitud de la misma.

#### **– Esfuerzos por cargas sostenidas (Gravedad)**

Los esfuerzos por cargas sostenidas son aquellos esfuerzos longitudinales producidos por la presión, el peso de la tubería, su contenido, el aislante y otras cargas de gravedad tales como el peso de las válvulas, bridas, filtros, etc.

#### **– Esfuerzos por cargas de expansión**

Cuando la temperatura del sistema se eleva desde la temperatura ambiente hasta la temperatura de operación, la tubería se expande. Debido a que no puede hacerlo libremente por las restricciones impuestas por los equipos y soportes, se dobla y se tuerce, generándose momentos flectores, así como un momento de torsión en cada sección transversal de la tubería.

### **6.12. Normas de diseño**

Las normas más utilizadas en el análisis de sistemas de tuberías son las normas conjuntas del American Estándar Instituto y la American Society of Mechanical Engineers ANSI/ASME B31.1, B31.3, etc.

Cada uno de estos códigos recoge la experiencia de numerosas empresas especializadas, investigadores, ingenieros de proyectos e ingenieros de campo en áreas de aplicación específicas y diversas.

- B31.1. (1989) Power Piping
- B31.3 (1990) Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping
- B31.4 (1989) Liquid Transportation System for Hydrocarbons, Petroleum Gas, Andhydroys Anmonia and Alcohols
- B31.5 (1987) Refrigeration Piping
- B31.8 (1989) Gas Transmission and Distribution Piping System
- B31.9 (1988) Building Services Piping
- B31.11 (1986) Slurry Transportation Piping System

En lo que concierne al diseño todas las normas son muy parecidas, existiendo algunas discrepancias con relación a las condiciones de diseño, al cálculo de los esfuerzos y a los factores admisibles.



**Resultados**

### **Análisis del sistema**

De acuerdo a la filosofía del proceso, el reactor DC-104A/106A operara con dos ciclos diferentes de temperatura: ciclo a alta y baja temperatura; el sistema de enfriamiento considera el uso de agua a calderas como fluido térmico del sistema de remoción de calor.

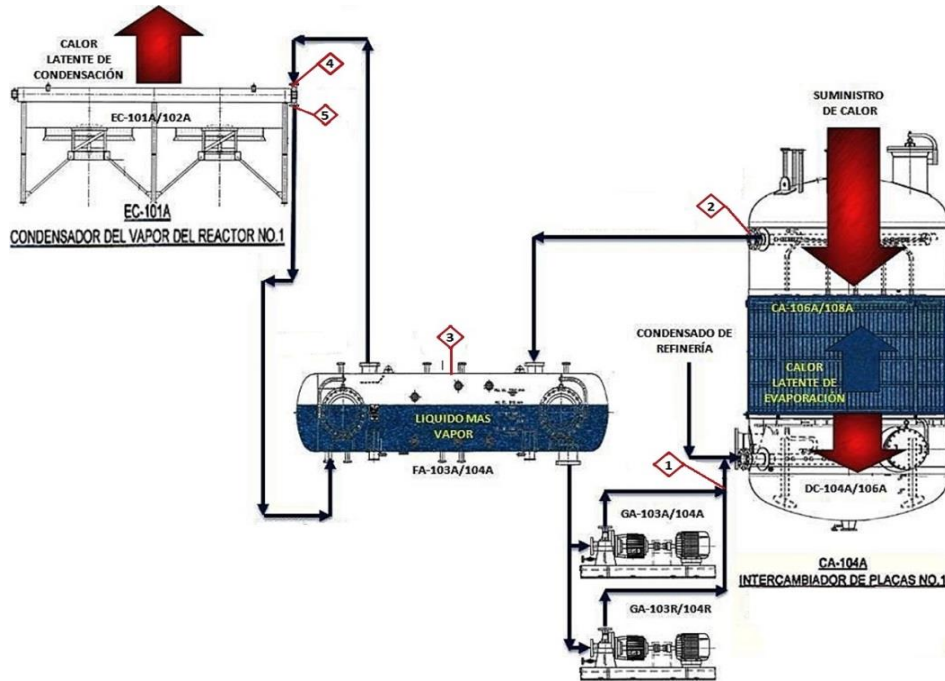
Para la remoción del calor del reactor se cuenta con el intercambiador de placas CA-106A/108A. La salida de este calor latente se realiza mediante los condensadores EC-101A/102A, que son del tipo soloaire.

El sistema aprovecha principalmente el calor latente de la evaporación de condensado de calderas por lo que el aprovechamiento del calor estará en función de la vaporización de este.

Para facilidad de análisis, se numerarán las corrientes de estudio como sigue:

1. Alimentación al reactor DC-104A/106<sup>a</sup>.
2. Salida del cambiador de calor CA-106A/108A (Calor latente de evaporación).
3. Recipiente de Vapor FA-103A/104A.
4. Alimentación a condensadores EC-101/102A (Calor latente de condensación).
5. Salida de condensadores a recipiente de vapor.

La configuración del sistema se muestra en la Figura 69.



**Figura 69** Diagrama de operación del sistema de recuperación de calor

Como un primer análisis del sistema y, siguiendo la metodología de estudio, se procederá a realizar un análisis de las características generales del sistema

### 1. Análisis de las características generales del sistema

Con el fin de conocer el aprovechamiento del sistema, se determinará la capacidad termodinámica de Transmisión de calor para cada ciclo de operación del reactor.

#### 1.1. Ciclo de reactor de alta temperatura.

**Procedimiento:** Para conocer el comportamiento del Sistema, se ubicó en el Diagrama de Presión “P” vs Entalpia “H”, la Isoterma del sistema de operación del evaporador.

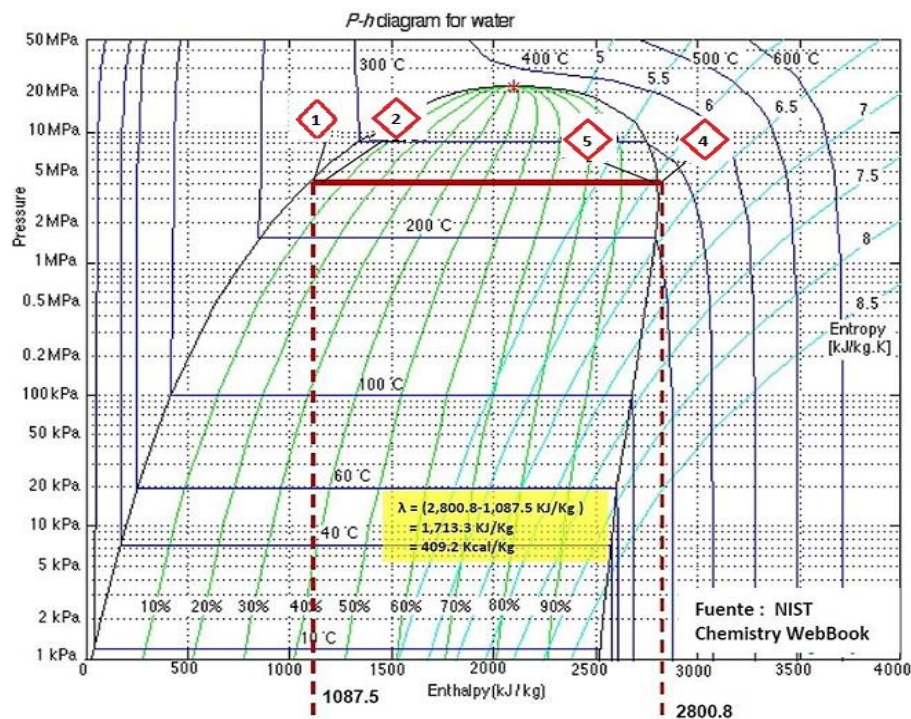
Las condiciones de operación del reactor en el ciclo de alta temperatura se muestran en la Tabla 2.

**Tabla 2** Condiciones de Operación del Ciclo de alta temperatura

OPERACIÓN DEL REACTOR	PRESIÓN kg/cm <sup>2</sup> Abs	TEMPERATURA °C (°F)
Reactor a alta temperatura	41.2 (4.1)	251 (485.6)

**Metodología:**

1. Se obtiene el valor de la entalpía del Sistema a alta temperatura.
  - 1.1. Se ubica el valor de la presión (4.1 Mpa), y se intersecta con el valor de la temperatura (251°C) sobre la línea de líquido saturado.
  - 1.2. Se traza una línea recta (a presión constante) hasta llegar a la línea de vapor saturado.
  - 1.3. Se obtiene el valor correspondiente de la entalpía en la parte inferior del diagrama.
2. Se calcula la cantidad de calor  $Q$  necesario para evaporar el condensado.
3. Análisis de los resultados y aprovechamiento del sistema.



**Figura 70** Diagrama “P”vs “H”. Alta temperatura



**Resultados:**

Según el diagrama de la Figura 70, se tiene:

$$\lambda_{Líquido} = 1087 \text{ kJ/kg}; \quad \lambda_{Vapor} = 2800 \text{ kJ/kg}$$

Entonces, la entalpia del sistema es:

$$\lambda_{Líquido} - \lambda_{Vapor} = (2800 - 1087) \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{Líquido} - \lambda_{Vapor} = 1714 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{Líquido} - \lambda_{Vapor} = 409.2 \text{ Kcal /kg}$$

Posteriormente se calcula la cantidad de calor "Q" requerido para evaporar el flujo de condensado:

$$Q = W * \lambda \quad \text{Ec (1)}$$

Dónde:

*Q*: Calor : (Kcal/h)

*λ*: Entalpia : 409 kcal/kg

*W*: Flujo másico : 115,246.0 Kg/h

Sustituyendo valores en la Ec.(1), tenemos:

$$Q = (115,246.0 \text{ Kg/h}) (409.2 \text{ Kcal/Kg})$$

$$Q = 47, 158,663.2 \text{ Kcal/h}$$

Siguiendo la filosofía anterior, se obtienen las condiciones para la operación del reactor en el ciclo a baja temperatura. .

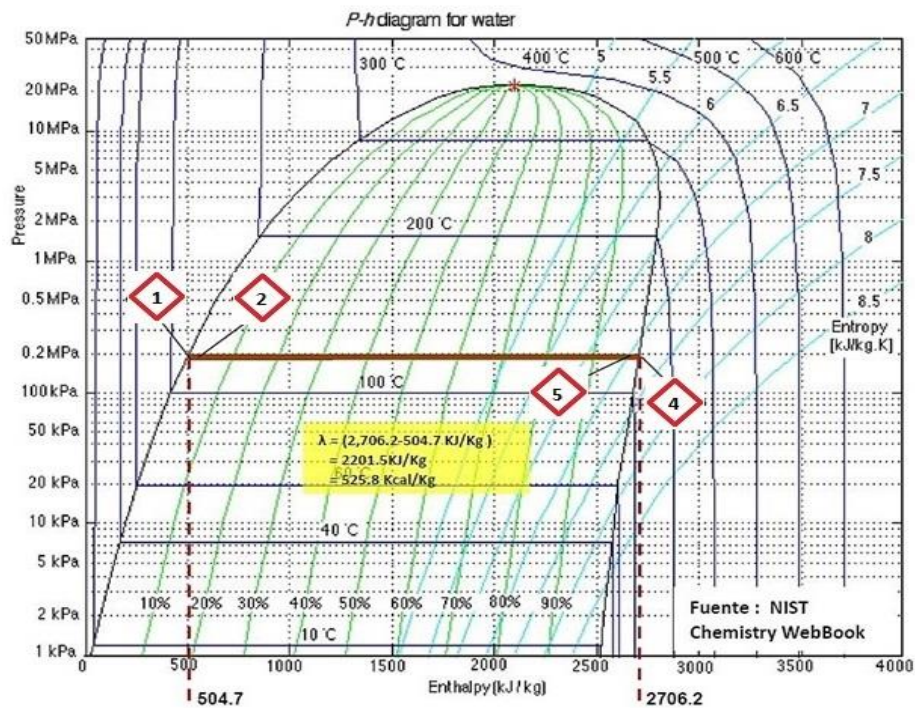
## 1.2. Ciclo de reactor de baja temperatura.

Las condiciones de operación del reactor en el ciclo a alta temperatura se muestran en la Tabla 3.

**Tabla 3** Condiciones de Operación. Ciclo Frío

OPERACIÓN DEL REACTOR	PRESIÓN kg/cm <sup>2</sup> Abs	TEMPERATURA °C
Reactor a baja temperatura	1.8 (0.18)	117 (242.0)

Se ubican las condiciones en el diagrama “P” vs “H” de acuerdo a la Tabla 3.



**Figura 71** Diagrama “P” vs “H”. Baja temperatura

### Resultados:

Según el diagrama de la **Figura 71**, se tiene:

$$\lambda_{Líquido} - \lambda_{vapor} = (2800 - 1087) \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{Líquido} - \lambda_{vapor} = 2201 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{Líquido} - \lambda_{vapor} = 526 \text{ Kcal/kg}$$

La cantidad de calor  $Q$  requerido para evaporar todo el flujo de condensado:

$$Q = (134,284.5 \text{ Kg/h}) (526 \text{ Kcal/Kg})$$

$$Q = 70,606,790.1 \text{ Kcal/h}$$

Una vez determinado el calor para ambos ciclos de operación, se analizarán los resultados obtenidos.

### **Análisis de los resultados:**

De acuerdo a la configuración del sistema, se aprovecha principalmente el calor latente de la evaporación del condensado de calderas; por lo que el aprovechamiento del calor estará en función de la vaporización de este.

Para poder realizar el análisis y conocer la capacidad de aprovechamiento del sistema; es necesario conocer el valor de la carga térmica de diseño tanto para el cambiador de calor (CA-106A/108A) como para los condensadores (EC-101A/102A); dichos valores se encuentran en la Tabla 4.

**Tabla 4 Cargas térmicas**

EQUIPO	CARGA TÉRMICA DE DISEÑO
CA-106A/108A	928,708.0 Kcal/h
EC-101A/102A	1,023,299.0 Kcal/h

#### **– Ciclo a Alta Temperatura**

De acuerdo a los resultados obtenidos la Capacidad total de Transmisión de Calor Latente es de  $47,158,663 \text{ Kcal/h}$ ; mientras que la capacidad de absorción de calor del cambiador de placas CA-106/108A es de  $928,708.0 \text{ Kcal/h}$  lo cual representa un aprovechamiento del  $1.96 \%$  de la capacidad térmica disponible.

#### **– Ciclo a Baja Temperatura**

De acuerdo a los resultados obtenidos, la capacidad total de Transmisión de calor latente es de  $70,606,790 \text{ Kcal/h}$ , cuando la capacidad de absorción de calor del

cambiador de placas CA-106/108A es de  $928,708.0 \text{ Kcal/h}$ , lo cual representa el  $1.31\%$  de la capacidad térmica disponible.

Con el propósito de confirmar el porcentaje de vaporización del sistema, se realizará una simulación considerando únicamente los principales equipos con la finalidad de obtener las propiedades termodinámicas a las condiciones de proceso dadas.

### 1.3. Simulación de las características del sistema

Con el propósito de conocer las propiedades del sistema y confirmar los resultados obtenidos con anterioridad, se realizó la simulación del sistema; la cual se realizó bajo las siguientes consideraciones:

- El paquete termodinámico seleccionado para el cálculo de las propiedades termodinámicas de las corrientes es "Peng-Robinson", debido a que este paquete está basado en la ecuación de estado del mismo nombre, la cual predice adecuadamente las propiedades termodinámicas del sistema.
- Se considera que las propiedades de las corrientes no varían con respecto al tiempo. (Sistema estático)

Según el diagrama de simulación que se muestra en la Figura 72, la corriente de estudio es la corriente número cuatro.

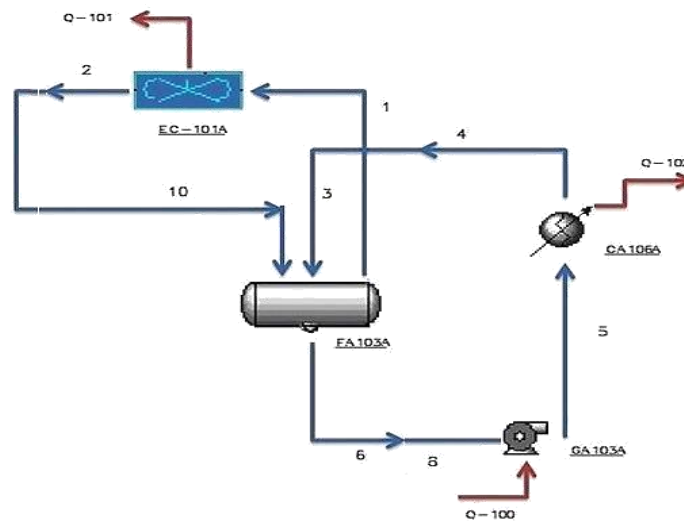


Figura 72 Diagrama de simulación

**Resultados:**– **Ciclo a Alta temperatura**

Como se puede observar en la Tabla 5, el sistema tiene una vaporización del *1.94%*, lo cual es muy cercano al valor obtenido con anterioridad. (*1.96%*)

**Tabla 5** Resultados. Alta temperatura

Stream Name	4	Vapour	
		Phase	Aqueous Phase
Vapor/Phase fraction	0.0194	0.0194	0.9806
Temperatura (°C)	251	251	251
Pressure (kg/cm2_g)	39.8	39.8	39.8
Mass Flow (Kg/h)	1.155E+05	2240	1.32E+05

– **Ciclo a Baja Temperatura**

Como se puede notar para la corriente 4, la vaporización del sistema es del *1.32%*, lo cual coincide con el valor estimado del aprovechamiento del calor de *1.31 %*.

**Tabla 6** Resultados. Baja temperatura

Stream Name	4	Vapour	
		Phase	Aqueous Phase
Vapor/Phase fraction	0.0132	0.0132	0.9868
Temperatura (°C)	125	125	125
Pressure (kg/cm2_g)	1.4	1.4	1.4
Mass Flow (Kg/h)	1.343E+05	1776	1.32E+05

## 2. Determinar la presencia de Patrones de Flujo indeseables.

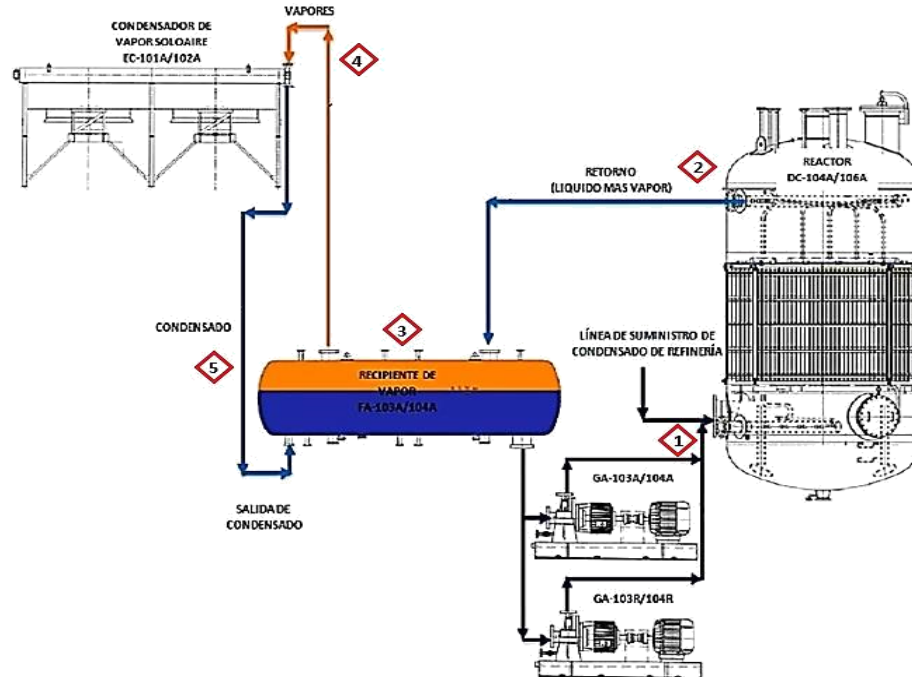
De acuerdo a la naturaleza del sistema, se realizará un análisis de flujo en cada línea del sistema

**Tabla 7. Caracterización del Flujo**

Corriente	Flujo
1	Líquido
2	Líquido más vapor
3	No aplica
4	Vapores
5	Condensado líquido

De acuerdo a lo indicado en la Tabla 7, tenemos evidencia de la existencia de flujo bifásico tal y como se ha estudiado en capítulos anteriores, es indispensable conocer el tipo de patrón de flujo y su respectiva caracterización para asegurar la conducción de las líneas de proceso.

En la Figura 73 se muestran las fases del flujo en el sistema



**Figura.73 Fases del flujo en el sistema**

## Metodología

Se realizará una caracterización del patrón de flujo en la tubería que está a la salida del reactor DC-104A/106A por ser la única línea del sistema de recuperación de vapor donde se presenta el flujo bifásico.

El análisis se realizará considerando las condiciones de ambos ciclos de operación del reactor y su respectiva representación en el Diagrama de Baker.

Adicionalmente a lo anterior, existe otra metodología aproximada que permite verificar los patrones de flujo que se presentan en las líneas esta es mediante el uso del Diagrama de Mandhane.

El análisis se realizará utilizando ambos Diagramas.

### 2.1. Determinación del Patrón de flujo. Ciclo Caliente

El diagrama de Baker presenta 5 áreas de flujo, de las cuales dos son indeseables (Flujo tipo Slug y Flujo Tapón), ya que provocan vibraciones indeseables en las tuberías por lo cual se buscará que el sistema no se ubique en esas zonas.

#### - Diagrama de Baker

Para determinar el área del patrón de flujo empleando el diagrama de Baker, se deben calcular los parámetros con los cuáles se determina en el diagrama el tipo de flujo esperado para esas condiciones.

Las coordenadas del Diagrama de Baker están basadas en las siguientes ecuaciones:

$$\text{ORDENADA "Y"} \quad Y = \frac{G}{\lambda} = \frac{\left(\frac{W_g}{A}\right)}{\left[\left(\frac{\rho_g}{0.075}\right)\left(\frac{\rho_l}{62.3}\right)\right]^{0.5}} \quad (\text{Ec 2.10})$$

$$\text{ABSCISA "X"} \quad X = \frac{w_m \lambda \psi}{G} = \frac{\left(\frac{w_l}{A}\right) \left\{ \left[ \left(\frac{\rho_g}{0.075}\right)\left(\frac{\rho_l}{62.3}\right) \right]^{0.5} \left(\frac{73}{\gamma}\right) \left[ \mu_l \left(\frac{62.3}{\rho_l}\right)^2 \right]^{1/3} \right\}}{\frac{w_g}{A}} \quad (\text{Ec 2.11})$$

Debido a que las condiciones de operación (temperatura y presión) ya están definidas tanto para el ciclo de operación caliente como para el ciclo de operación frío, el valor de

la coordenada “Y” en el Diagrama de Baker está principalmente relacionado por flujo de gas “ $W_g$ ” y la geometría del sistema “A” (Diámetro de las líneas)

#### - Diagrama de Madhane

Las ecuaciones de Madhane, están basadas en las velocidades superficiales de la fase gas y de la fase líquido; y se indican a continuación:

$$\text{ORDENADA “Y”} \quad V_{jl} = \left( \frac{W_l}{\rho_l A} \right) \quad (\text{Ec 2.12})$$

$$\text{ABSISA “X”} \quad V_{jg} = \left( \frac{W_g}{\rho_g A} \right) \quad (\text{Ec 2.13})$$

El valor de “Y” en el diagrama de Madhane, esta principalmente relacionado por el flujo de líquido “ $W_l$ ” y la geometría del sistema “A” (Diámetro de las líneas).

### Resultados

La evaluación de las coordenadas del Diagramas de Baker y de Madhane se muestran en la Tabla 8.

**Tabla 8. Resultados. Ciclo Alta Temperatura**

Condiciones de operación			Resultados	
Presión	580	psia	Flujo total	254,639 lb/hr
temperatura	485	°F	área de flujo	0.347 ft <sup>2</sup>
flujo de vapor	4939	lb/hr		
flujo de líquido	249,700	lb/hr		
			<b>Baker</b>	
			X=	262.5
			Y=	4.304
			<b>Mandhane</b>	
			X=	3.84
			Y=	4.03
Propiedades vapor				
Peso molecular	18	lb/lbmol		
Densidad	1.2028	lb/ft <sup>3</sup>		
Viscosidad	0.0018	cP		
Propiedades líquido				
Gravedad específica	0.793			
Viscosidad	0.107	cP		
Tensión superficial	25.8	dina/cm		
Características tubería				
diámetro	8	in		
cédula	40			
Diámetro interno	7.981	in		
rugosidad absoluta	0.00015			

Una vez obtenido los valores de las coordenadas de ambos Diagramas, se procede a su ubicación en el diagrama correspondiente.



- Diagrama de Baker

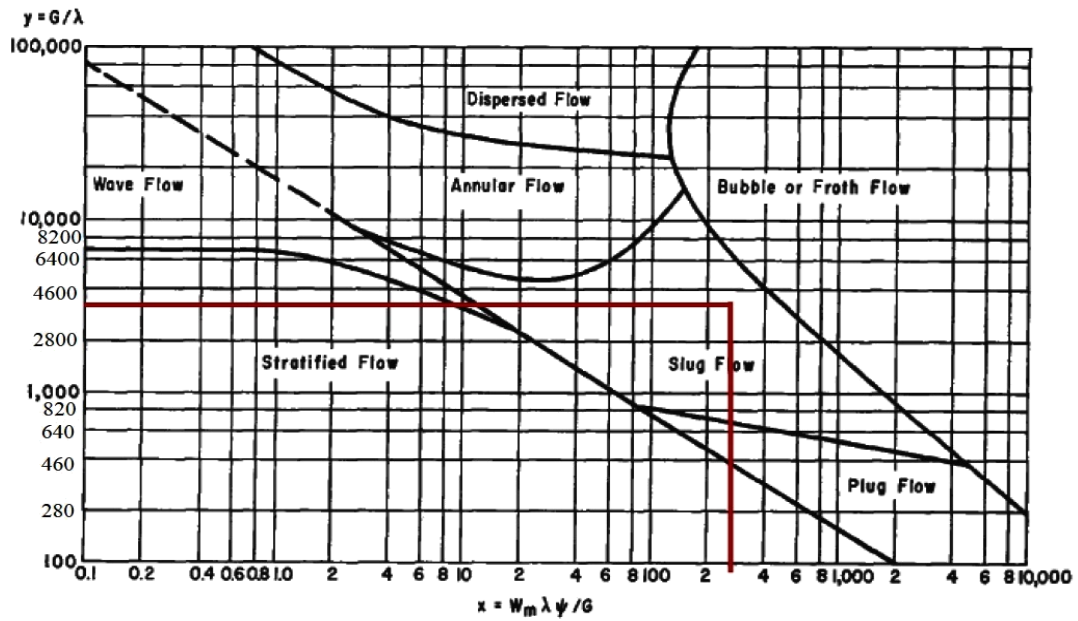


Figura 74 Diagrama de Baker. Ciclo Alta Temperatura

- Diagrama de Madhane

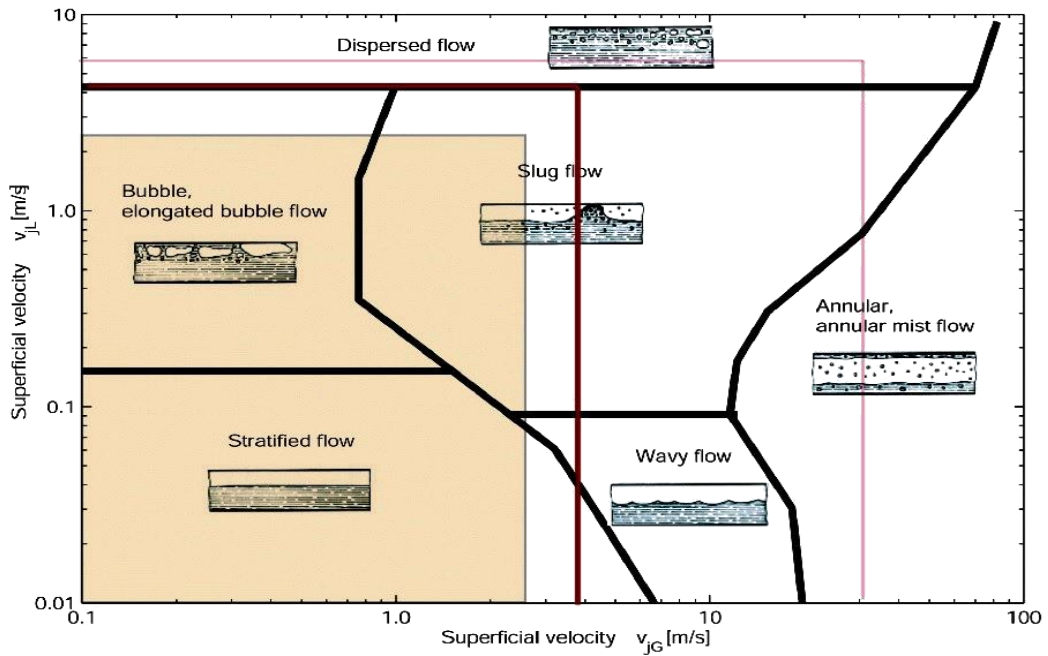


Figura 75 Diagrama de Madhane. Ciclo Alta Temperatura

### Análisis de los resultados.

- Los resultados obtenidos en el Diagrama de Baker muestran que conforme a las condiciones de operación, el patrón de flujo es del tipo “Slug”, el cual es indeseable, puesto que provoca vibración en la tubería.
- De acuerdo al Diagrama de Madhane, se determinó que conforme al valor de sus coordenadas, el Patrón de flujo es del tipo “Burbuja Dispersed”, lo cual no representa problemas; sin embargo, es importante mencionar que el valor del punto de operación está en la frontera entre Flujo Disperso y Flujo Slug, lo cual no es recomendable ya que basta una perturbación en las condiciones de la línea para que el sistema pase de un patrón de flujo a otro.

De igual manera, y siguiendo la metodología anterior, se determinará el tipo de patrón existente para el ciclo del reactor a baja temperatura.

### 2.2. Patrones de flujo ciclo frio en la línea de salida del reactor.

La evaluación de las coordenadas del Diagramas de Baker y de Madhane se muestran en la Tabla 9.

### Resultados

**Tabla 9. Resultados. Ciclo Baja Temperatura**

Condiciones de operación			Resultados	
Presión	33.9	psia	Flujo total	296,015 lb/hr
temperatura	257	°F	área de flujo	0.347 ft2
flujo de vapor	3915	lb/hr		
flujo de líquido	292,100	lb/hr		
Propiedades vapor			Baker	
Peso molecular	18	lb/lbmol	X=	646.7
Densidad	0.081	lb/ft3	Y=	11259
Viscosidad	0.013	cP	Mandhane	
Propiedades líquido			X=	38.73
Gravedad específica	0.926		Y=	4.04
Viscosidad	0.22	cP		
Tensión superficial	53.7	dina/cm		
Características tubería				
diametro	8	in		
cédula	40			
Diámetro interno	7.981	in		
rugosidad absoluta	0.00015			

Una vez obtenido los valores de las coordenadas de ambos Diagramas, se procede a su ubicación en el diagrama correspondiente.

- Diagrama de Baker

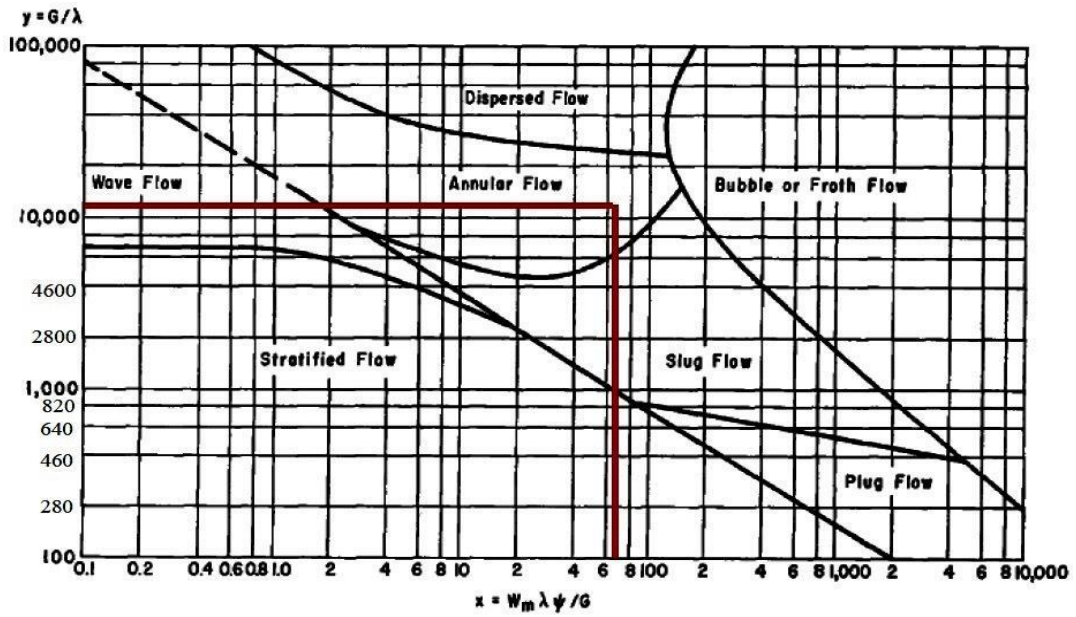


Figura 76 Diagrama de Baker de patrones de flujo.

- Diagrama de Madhane

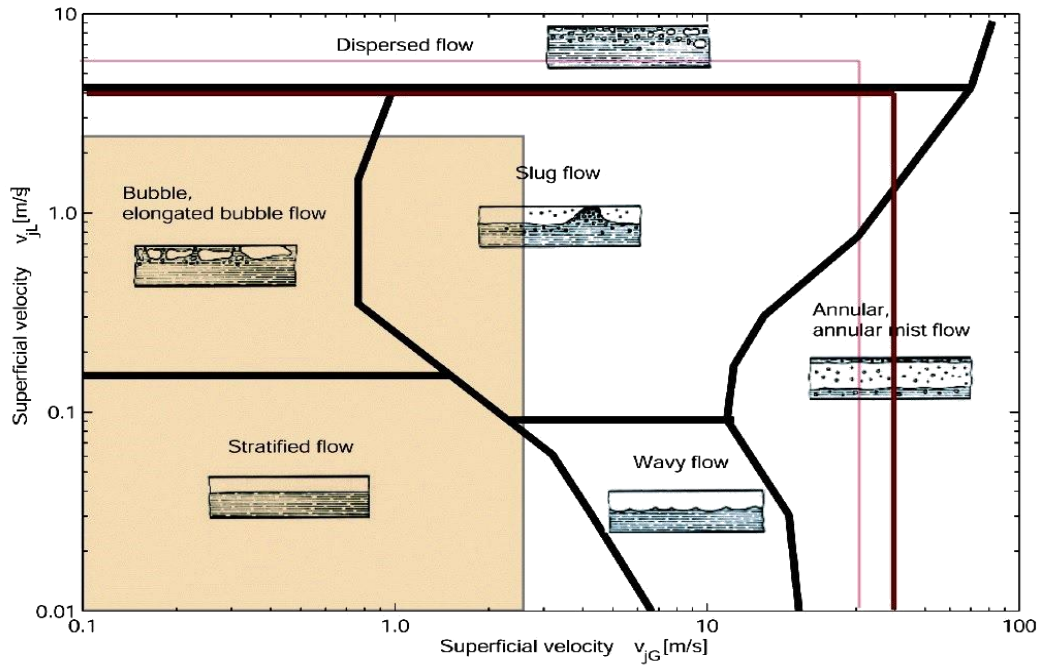


Figura 77 Diagrama de Madhane de patrones de flujo

**Análisis de los resultados.**

- Los resultados obtenidos en el diagrama de Baker muestran que conforme a las condiciones de operación, el patrón de flujo es del tipo “Anular” el cual no ocasiona ningún tipo de problema en la operación
- Conforme al diagrama de Madhane, se presenta un patrón de flujo tipo “Slug”; el cual no es adecuado para el sistema de tuberías ya que como se mencionó anteriormente, provoca vibración indeseable en la tubería

De acuerdo a los resultados obtenidos en los Diagramas, tanto para la operación del reactor en el ciclo a alta temperatura como en el ciclo a baja Temperatura se tiene la presencia del patrón indeseable “Slug”.

Como se mencionó en el Capítulo 2, el régimen de flujo tipo “Slug” es similar a un salto hidráulico, y su resistencia puede ser determinada por el número de Froude en la película de líquido por delante del “slug”.

A continuación se determinará la magnitud del número de Froude; tal como se vio con anterioridad, el valor de las coordenadas de los diagramas está en función del valor del flujo del líquido y del gas por lo cual se determinará el número de Froude teniendo en cuenta las condiciones de operación normales y a condiciones máximas en ambos ciclos del reactor.

**2.3. Efecto del número de Froude**

Mediante la Ec.(2.1). Se determinó el número de Froude para conocer la magnitud de la “fuerza del Slug” ;

$$Fr_f = \frac{V_t - V_{LF}}{\sqrt{g h_{EF}}} \quad (\text{Ec 2.1})$$

Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 10

**Tabla 10** Número de Froude para los Ciclos de Operación del Reactor

CASO	CICLO DE OPERACIÓN	CONDICIONES DE OPERACIÓN	No. DE FROUDE	EFECTO
1	Alta	Condicion Normal	0.67	No existen condiciones
	Temperatura Alta			Existe el patrón tipo
2	Alta	Condicion Máxima	3.53	No existen condiciones
	Temperatura Baja			Existe el patrón tipo
3	Baja	Condicion Normal	1.41	No existen condiciones
	Temperatura Baja			Existe el patrón tipo
4	Temperatura	Condicion Máxima	5.18	Existe el patrón tipo

#### 2.4. Determinación de efectos en la tubería.

Uno de los problemas que ocasiona la existencia del patrón de flujo tipo “Slug” es la vibración que genera en la tubería; si la vibración en la tubería es considerable, existen riesgos en el sistema como son el movimiento desmedido en la tubería lo cual repercutiría en la fatiga del material; por ello que se calcula la frecuencia y la amplitud de la vibración en la tubería de acuerdo a las siguientes ecuaciones:

Determinación de la vibración permitida

$$Ya = \frac{L^2}{D} \quad \text{Ec 2.8)}$$

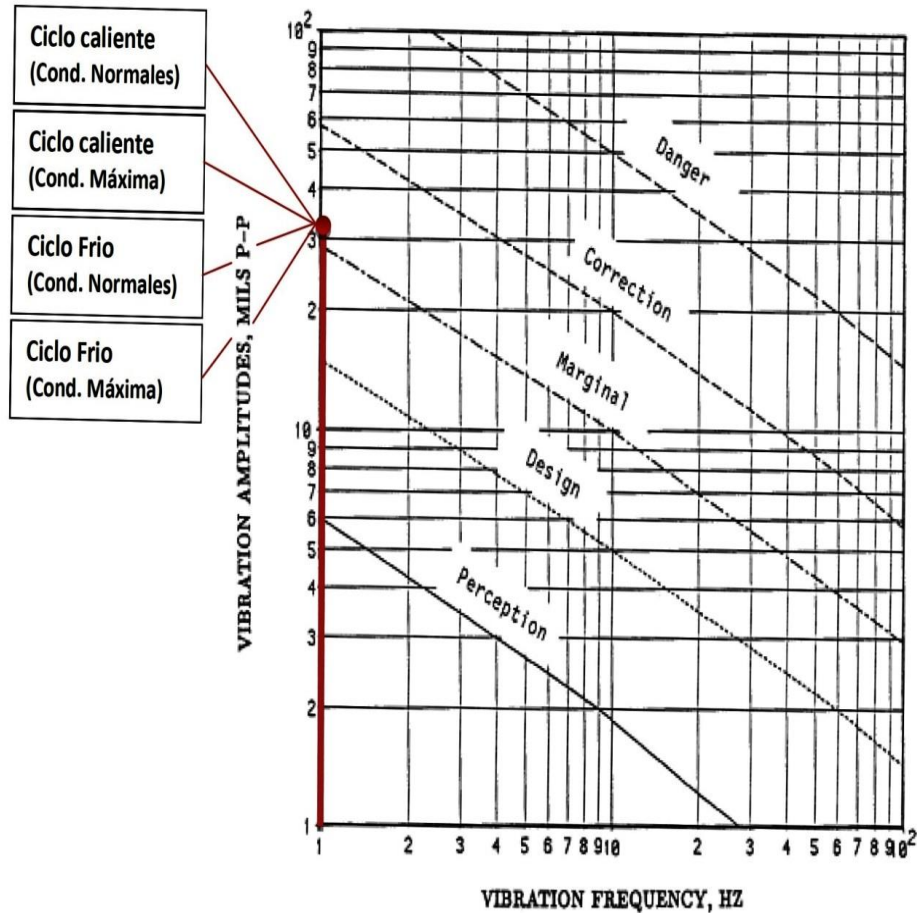
Determinación de la frecuencia

$$f_s = 0.0157 \left[ \frac{V_{sl}}{g D} \left( \frac{36 \frac{m^2}{s^2}}{V_t} \right) + V_t \right]^{1.25} \quad \text{Ec 2.9)}$$

Los valores obtenidos para la frecuencia y vibración en la tubería para ambos ciclos del reactor se muestran en la Tabla 11. y plasmados en la Figura 79

**Tabla 11** Frecuencia y amplitud de onda

CASO	CICLO DE OPERACIÓN	CONDICIONES DE OPERACIÓN	FRECUENCIA DE VIBRACIÓN (HZ)	AMPLITUD DE ONDA PERMISIBLE Mils P-P	EFECTO
1	Alta	Condicion Normal	0.378	32.5	Área de efecto marginal al diseño
	Temperatura Alta				Área de efecto marginal al diseño
2	Alta	Condicion Máxima	0.377	32.5	Área de efecto marginal al diseño
	Temperatura Baja				Área de efecto marginal al diseño
3	Baja	Condicion Normal	0.371	32.5	Área de efecto marginal al diseño
	Temperatura Baja				Área de efecto marginal al diseño
4	Temperatura	Condicion Máxima	0.371	32.5	Área de efecto marginal al diseño



**Figura 78** Vibration troubleshooting of existing piping system

*J.c. Wachel july, 1991*

## Solución

De acuerdo a los resultados obtenidos, hay presencia del patrón de Flujo tipo “Slug” en ambos ciclos de operación del reactor; tal como se vio existe una pequeña vibración en la tubería, por ello se desea hacer una modificación del sistema tal que se logre salir de esta región de flujo.

Las posibles soluciones son las siguientes:

- **Incremento en la relación de vaporización del sistema.**

Se buscó reducir el flujo de las bombas para que se incrementara la cantidad de vaporización del sistema para así aumentar el flujo de vapor y así promover el desplazamiento de la coordenada “Y” en el diagrama de Baker para salir de la región de flujo tipo “Slug”.

Para el ciclo de alta temperatura se busca un flujo tal que se obtenga la vaporización requerida que permita el desplazamiento en la coordenada “Y” del diagrama de Baker, y que tenga el mismo efecto en la operación del reactor a baja temperatura.

Sin embargo, realizando esta acción no se logró salir del área de “Slug” en el Ciclo de alta temperatura, debido a la capacidad del equipo de bombeo.

Como segunda opción se plantea:

– **Modificación de las condiciones de operación del sistema.**

Se propuso modificar la temperatura y presión, para mover el porcentaje de vaporización del sistema, así como la modificación de propiedades físicas en función de un nuevo punto de operación.

Esto se realizó mediante los siguientes pasos:

- Buscar en el ciclo de alta temperatura, una condición de Presión y temperatura tal que permita la vaporización requerida para salir de la región del flujo tipo “Slug” y que el flujo sea tal que se obtenga la misma la misma respuesta para el ciclo de baja temperatura.

Debido a la restricción de la capacidad del equipo de bombeo no se logró salir del área de flujo “Slug” para el ciclo de alta temperatura.

– **Modificación de la geometría del sistema.**

La opción menos deseable, pero más contundente para la modificación de un patrón de flujo indeseable es la variación del diámetro de la línea.

Esto se realizó, obteniéndose la reducción del diámetro de la línea de 8”Ø a 6”Ø, Sin embargo, aún bajo estas condiciones no se logró salir del área de patrón de Flujo tipo “Slug”.

### 3. Determinar la posible ocurrencia de Golpe de ariete

#### 3.1. Golpes de ariete y vapor en el sistema de recuperación de calor.

A continuación se realizará un análisis en las líneas del sistema para determinar la ocurrencia de un evento del tipo golpe de ariete; se estudiará principalmente si la tubería es capaz de soportar las condiciones de presión que se tendrían al generarse el Golpe de ariete en el sistema.

El análisis se realizará para ambos ciclos de operación del reactor;

Según lo mostrado en la Figura 79 en el circuito no existe una restricción tal que se genere un golpe de vapor; no así se descarta la posibilidad de un Golpe de ariete del tipo water Hammer, siendo el único lugar la línea de succión de las bombas ya que el golpe de ariete se podría generar por un paro inesperado en la operación de las bombas GA-103A/104A- 103R/104R.

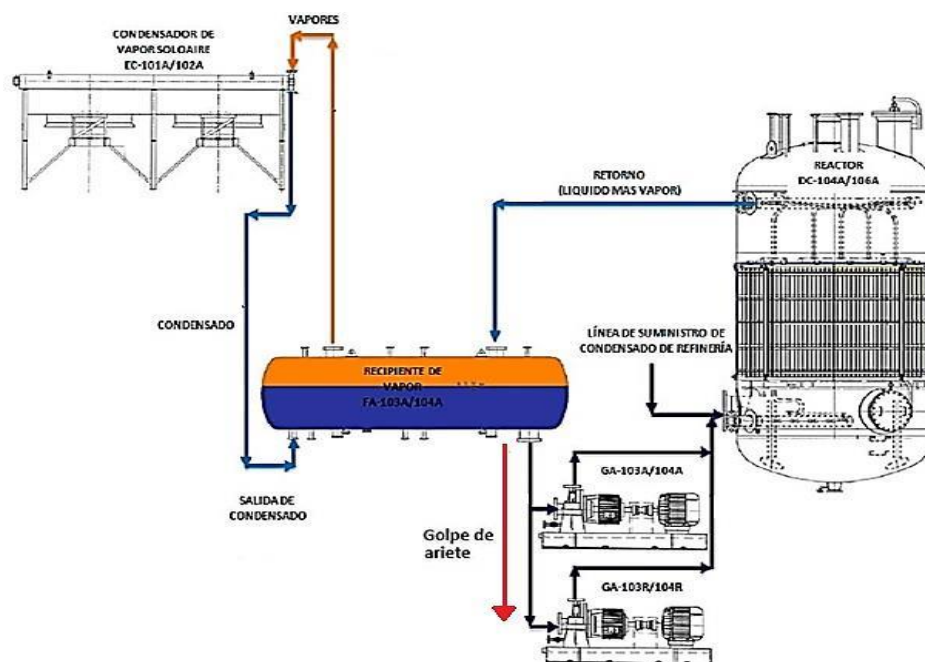


Figura 79 Análisis del Golpe de ariete



## I. Cálculo del Golpe de ariete. Ciclo Alta Temperatura.

### 1. Consideraciones

Se realizará el cálculo hidráulico considerando un diámetro de 10"

### 2. Datos de Operación

Flujo de diseño:	<i>638.4 GPM</i>	=	<i>21888.55 BPD</i>
Densidad:	<i>49.52 lb/ft<sup>3</sup></i>		<i>a temperatura de bombeo</i>
Presión de vapor:	<i>593.241 Psia</i>		<i>a temperatura de bombeo</i>
Longitud:	<i>20.10 m</i>	=	<i>66 ft</i>
Presión de descarga	<i>43.11 kg/cm<sup>2</sup></i>	=	<i>613.1535 Psig</i>
De la bomba:			
Presión de succión	<i>41.2 kg/cm<sup>2</sup></i>	=	<i>586.4143 Psig</i>
De la bomba:			
Temperatura de bombeo:	<i>251 °C</i>		

### 3. Metodología de cálculo

Se calcula la velocidad de la onda mediante una modificación de la Ec (3.4)

#### A. Velocidad de onda

$$a = \left[ \frac{1}{\frac{w}{g} \left( \frac{1}{k} + \left( \frac{DC_1}{eE} \right) \right)} \right]^{1/2} \quad \text{Ec (3.4)'}$$

Dónde:

<i>a</i> :	Velocidad de onda (ft/s)	
<i>w</i> :	Densidad del fluido	<i>49.52 lb/ft<sup>3</sup></i>
<i>g</i> :	Aceleración de la gravedad	<i>32.2 ft/s<sup>2</sup></i>
<i>ε</i> :	Espesor de tubo	<i>0.365 in</i>
<i>D</i> :	Diámetro interno tubo	<i>10.02 in</i>
<i>E</i> :	Módulo de Young para la tubería	<i>3E+07 lb/in<sup>2</sup></i> <i>4.3E+09 lb/ft<sup>2</sup></i>

(PERRY, p. 23-31, 4a.Edicion)

$K$ : Módulo de volumen de agua

319083 lb/in<sup>2</sup>

4.6E+07 lb/ft<sup>2</sup>

(Calculado a partir de la Ec.:  $k = (PDP)/Dr$  y de la gráfica 23-16, Pág. 23-24 de GPSA ENGINEERING DATA BOOK)

$C1$  = Constante de tubería por cierre 0.95

( $C1$  5/4 -  $a$  y  $a$  (Relación de Poisson) = 0.3)

$$a = \left[ \frac{1}{\frac{49.52}{32.2} \left( \frac{1}{45947952} + \left( \frac{10.02}{0.365} \right) \left( \frac{0.95}{4.3E+09} \right) \right)} \right]^{1/2}$$

Sustituyendo valores en la Ec( 3.4), se tiene:

$$a = 4836.3 \text{ ft/s}$$

## B. Elevación de presión máxima a cierre instantáneo

(Efecto máximo del Golpe de ariete) ecuación de Joukowski

Recordando, la ecuación del Pulso de Joukowski es:

$$\Delta H = \frac{a \times \Delta v}{g} \quad \text{Ec (3.5)}$$

Entonces, para determinar los efectos máximos tenemos:

$$H_{MAX} = \frac{a \times v}{g} \quad \text{Ec (3.5)'}$$

(PERRY, Pág. (5-56))

Dónde:

- $g$ : Aceleración de la gravedad ( $g = 32.2 \text{ ft/s}^2$ )
- $a$ : Celeridad
- $v$ : Velocidad del Fluido

### B.1 Determinación de la Velocidad

Por definición la velocidad está dada por la Ec. (1)

$$V = \frac{Q}{A} \quad \text{Ec. (1)}$$

Dónde:

- $Q$ : Gasto
- $A$ : Sección de la Tubería

$$\text{Siendo: } Q = 21889 \text{ BPD} = 1.4 \text{ ft}^3/\text{s}$$

### B.2 Cálculo de la sección de la Tubería

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \quad \text{Ec. (2)}$$

Dónde:

- D*: Diámetro  
*A*: Sección de la Tubería

Sustituyendo datos y resolviendo para la Ec( 2), tenemos:

$$A = 0.548 \text{ ft}^2$$

Sustituyendo datos y resolviendo para la Ec (1), tenemos:

$$V = 2.6 \text{ ft/s}$$

Finalmente; sustituyendo los valores obtenidos en la Ec (3.5)' tenemos:

$$H_{MAX} = \frac{(4836.3 \text{ ft/s})(2.6)}{32.2 \left(\frac{\text{ft}}{\text{s}^2}\right)}$$

$$H_{MAX} = 390.2 \text{ ft}$$

Esto, calculado en unidades de presión conforme la ecuación (3)

$$\Delta P = \frac{H_{MAX} \times \rho}{144} \quad \text{Ec. (3)}$$

Sustituyendo datos en la Ec (A.3); tenemos:

$$\Delta P = \frac{390.16 \text{ ft.})(49.52 \text{ lb/ft}^3)}{144}$$

$$\Delta P = 134.2 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P = 9.43 \text{ Kg/cm}^2$$

### C. Tiempo crítico de la onda de choque

$$t_c = \frac{2L}{a} \quad \text{Ec. (4)}$$

Dónde:

- L*: Longitud del Tramo  
*a*: Celeridad (Velocidad de la onda)

Siendo  $L= 66$  ft.

$$t_c = \frac{2 \times 66 \text{ ft}}{4836.3 \text{ ft/s}}$$

Sustituyendo datos en la Ec. (4), tenemos:

$$t_c = 0.03 \text{ seg.}$$

#### D. Cabeza de la bomba (a condiciones normales de operación)

$$H_0 = \frac{P_{DESCARGA} - P_{SUCCIÓN}}{\text{Densidad}} \times 144 \quad \text{Ec. (5)}$$

$$P_D = 613.2 \text{ Psig}$$

$$P_S = 586.414 \text{ Psig}$$

$$\text{Densidad} = 49.52 \text{ lb/ft}^3$$

$$H_0 = \frac{613.2 - 586.414}{49.52} \times 144$$

Sustituyendo en la Ec (5). Tenemos:

$$H_0 = 77.7555 \text{ ft}$$

$$\Delta P / \rho = 26.7392 \text{ psi}$$

#### E. Justificación del espesor propuesto

De la ecuación para el cálculo de espesor despejamos el espesor requerido para aguantar la presión máxima alcanzada por Golpe de ariete

$$t = \frac{P D}{2 S} \times \frac{1}{F} \times \frac{1}{E}$$

Dónde:

$P$ : Presión total

$D$ : Diámetro externo del tubo = 10 in

$S$ : Valor de esfuerzo permisible del material= 33000 Psig

$F$ : Factor de seguridad de diseño= 0.720

$E$ : Factor de junta longitudinal = 1.0

**E.1 Cálculo de la Presión Total**

$$P = P_D + (H_{max} * \rho) = ((613.2 \times 1.1) + 134.2)$$

$$P = 808.6 \text{ Psig}$$

Cálculo del espesor teórico

$$t = \frac{808.6 \times 10}{22 \times 33000} \times \frac{1}{0.720} \times \frac{1}{1.0}$$

$$t = 0.17017;$$

$$t_m = t + c$$

$$\text{Siendo: } c = 0.125$$

$$t_m = 0.29517$$

**Análisis de los resultados Ciclo Alta Temperatura**

De acuerdo a los resultados, el espesor calculado es menor al espesor considerado para el cálculo (*0.365 in*); lo cual significa que el espesor de la tubería considerada soportará la presión para las condiciones de operación más la presión debida al Golpe de ariete por lo que se puede decir que el sistema operará de manera segura, con este valor se descarta la posibilidad de rotura en la tubería debido al efecto del Golpe de ariete.

En base a la metodología anterior, se realizó el mismo análisis para el sistema operando bajo el ciclo de baja temperatura.

## II. Cálculo del Golpe de ariete. Ciclo Baja Temperatura.

### 1. Consideraciones

Se realizará el cálculo hidráulico considerando un diámetro de 10"

### 2. Datos de Operación

- a. Flujo de diseño:  $638.4 \text{ GPM} = 21888.55 \text{ BPD}$
- b. Densidad :  $57.82 \text{ lb/ft}^3$  a temperatura de bombeo
- c. Presión de vapor:  $593.241 \text{ Psia}$  a temperatura de bombeo
- d. Longitud:  $20.10 \text{ m} = 66 \text{ ft}$
- e. Presión de descarga  $3.68 \text{ kg/cm}^2 = 52.34064 \text{ Psig}$   
De la bomba:
- f. Presión de succión  $1.8 \text{ kg/cm}^2 = 25.6014 \text{ Psig}$   
De la bomba:
- g. Temperatura de bombeo:  $117 \text{ }^\circ\text{C}$

### 3. Metodología de cálculo

#### A. Velocidad de onda

$$a = 4475.7 \text{ ft/s}$$

#### B. Elevación de presión máxima a cierre instantáneo

##### B.1 Determinación de la Velocidad

$$V = 2.6 \text{ ft/s}$$

##### B.2 Cálculo de la sección de la Tubería

$$A = 0.548 \text{ ft}^2$$

$$H_{MAX} = 361.1 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 145.0 \text{ lb/in}^2 ; \quad \Delta P = 10.19 \text{ Kg/cm}^2$$

#### C. Tiempo crítico de la onda de choque

$$t_c = 0.03 \text{ s.}$$

**D. Cabeza de la bomba (a condiciones normales de operación)**

$$H_o = 66.59 \text{ ft}$$

$$\Delta P / \rho = 26.74 \text{ psi}$$

**E. Justificación del espesor propuesto**

$$t = 0.04263; \quad \text{siendo} \quad c = 0.125$$

$$t_m = 0.16763$$

**Análisis de los resultados**

El espesor calculado 0.16763 es menor al espesor considerado para el cálculo 0.365 in; lo cual significa que, el espesor propuesto soportará la presión para las condiciones de operación más la presión debida al Golpe de ariete.

Adicionalmente a lo anterior, el recipiente de vapor FA103A/104A, así como todo el circuito de tubería con vapor, cumple con la función de ser un amortiguador comprimiendo durante los pocos segundos el vapor en su interior amortiguando así el efecto del Golpe de ariete.

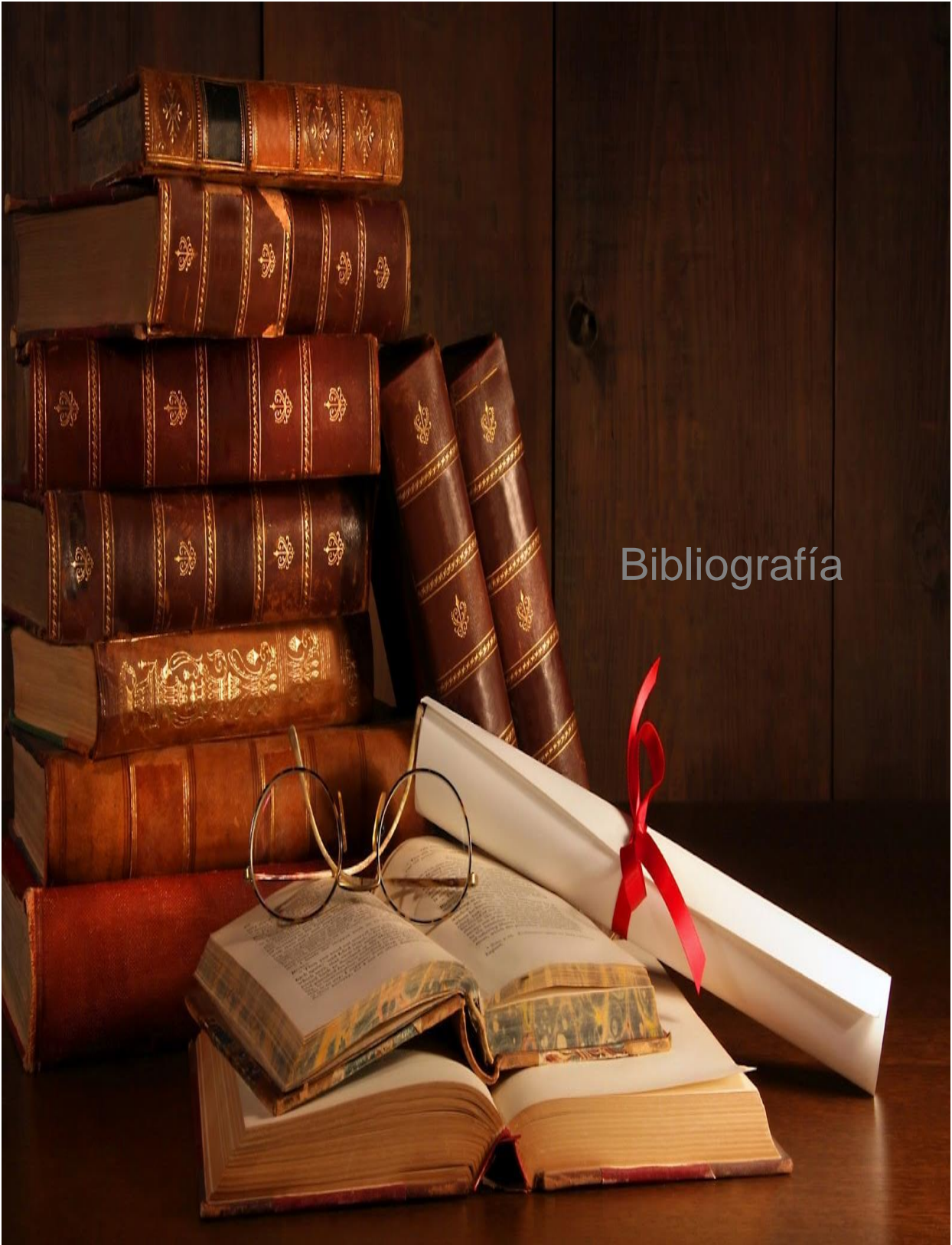
#### **4. Conclusiones**

En base a los resultados obtenidos durante el análisis tanto para el ciclo a Alta Temperatura como para Baja temperatura, existe de acuerdo a la naturaleza del proceso la presencia de flujo bifásico únicamente en la línea que se encuentra a la salida del reactor DC-104A/106A; el patrón de flujo que se desarrolla en esta línea debido a las condiciones de operación normales es el Patrón de flujo tipo “Slug”, los efectos del slug conforme a los valores del número de Froude muestran vibraciones mínimas, sin embargo a condiciones máximas de operación se presentara vibración tal en la línea con una frecuencia estimada de al menos 0.3 Hz por lo que es necesaria la supervisión de la línea bajo estas condiciones.

Un evento de Golpe de ariete tendría lugar en la línea de succión de las bombas debido al paro inesperado de las mismas; el fenómeno generara efectos de incremento de presión pero según los resultados, el sistema podrá absorber la variación del volumen con facilidad ya que el sistema está diseñado para valores de presión superiores a los que el Golpe de ariete pudiera generar.

En base al análisis y resultados obtenidos; se puede decir que las instalaciones son adecuadas para satisfacer las demandas del proceso, la configuración de las líneas en el sistema cuentan con capacidad suficiente para garantizar que los efectos derivados tanto del patrón de flujo “slug” como del Golpe de ariete; descartándose estos fenómenos como promotores de eventos indeseables tales como la rotura de la tubería o daños en accesorios; sin embargo, habría que considerarse el mantenimiento preventivo y correctivo en las instalaciones para mantener en condiciones seguras las instalaciones para bien de la Planta como de sus operarios





## Bibliografía

## **Bibliografía**

- The Study of Dynamic Slug Flow Characteristics using digital images. (1998). *ASME Vol. 120*.
- A., M. a. (2012). *Tesis para obtener el Grado de Maestro en Ingeniería Mecánica. Desarrollo de un modelo par evaluar la confiabilidad de un sistema de conducción de ezclas petroleras.* . Instituto Politécnico Nacional. Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Eléctrica.
- Baker. (Nov. 1958). Flow Patterns for Horizontal Two Phase Flow . *The Oil and Gas Journal* , 156.
- Baker, O. (July, 1954). Designing for Simultaneous Flow of Oil and Gas. *The Oil and Gas Journal* , 185-195.
- Bolivar, U. S. (2014). *Efecto de la inclinación del tubo en la caída de presión y el hold-up de líquido para flujo bifásico.* Venezuela: Universidad Smón Bolivar.
- C., O. (2005). *Estudio Experimental del Flujo Bifásico Líquido-líquido en Tuberías Horizontales y Ligeramente Inclinadas.* Caracas, Venezuela: Universidad Simón BOLIVAR.
- Campione, A. I. (s.f.). *El Problema del Flujo Bifásico.* Petróleo YV. Energizando Ideas.
- CO., C. (1965). *Flow of Fluids through Valves, Fittings and PIPE* . Crane CO. .
- CONAGUA. (2007). *Manual de agua potable, alcantarillado y saneamiento. Diseño, selección e Instalación de Tuberías de acero para líneas de conducción de agua potable.* . conagua.
- CONAGUA. (2007). *Manual de agua potable, alcantarillado y saneamiento. Fenómenos Transitorios en líneas de conducción.* CONAGUA.
- Fabre, J. (s.f.). Modeling of Slug Flow . 4.

- Gayón J, G. A. (s.f.). *Uso de imágenes de videos digitales para estimar el Hold-up de líquido en tuberías horizontales y reconocer los patrones de flujo.* .
- Gopa, M. (s.f.). *Visualization and Mathematical Modelling Multiphase Slug Flow.* Ohio : Ohio University.
- Gopal, M. (1998). The Study of Dynamics Slug Flow Characteristics using digital image analysis. *ASME, Vol. 20.*
- GPSA ENGINEERING DATA BOOK.* (s.f.). Gas Processors Association .
- H., C. (March, 1998). Selection of Equation of State Models for Process Simulator. *Chemical Engineering*, 129.
- Holder, B. M. (s.f.). *Descripción y efectos del Golpe de ariete, Protección de líneas hidráulicas.*
- Ingenieros., U. d. (s.f.). *Transitorios en Instalaciones. Golpe de ariete. Laboratorio de Mecánica de Fluidos.* Universidad de Navarra. Escuela Superior de Ingenieros.
- J., G. I. (2011). *Tesis para obtener el grado de Ingeniero en Control y Automatización. Medición Porcentual de Flujos Bifásicos Anular y Tapón .* Instituto Politécnico Nacional. Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Eléctrica.
- J., S. (s.f.). *Hidráulica de Tuberías.* Bogotá .
- James, P. B. (1991). *Flujo Bifásico en Tuberías.*
- Jaume, U. (s.f.). *Transitorios Hidráulicos en redes de distribución de agua. Parte I. Simulación de Transitorios.* Universidad Jaume I.
- José M Abreu, R. G. (s.f.). *Transitorios y Oscilaciones en Sistemas Hidráulicos a Presión.* .
- Lahlou, Z. M. (s.f.). *Tecnología en Breve.* The National Enviromental Services Center.
- Libreros, D. (2008). *Tesis para obtener el grado de Doctor en Ciencias en Ingeniería Mecánica. Análisis dinámico del comportamiento del Flujo Anular mediante el*

- procesamiento de señales*. Instituto Politécnico Nacional, Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Eléctrica.
- Luis E. Perez, S. P. (2007). *Criterios de Diseño, cálculo y Selección de Tuberías en base al criterio de Prestaciones Equivalentes*.
- M., H. (Octubre, 2012). *Optimizar la recuperación de azufre en H<sub>2</sub>S fuentes diluidas*". California: Hydrocarbon Processing.
- Madhane, G. A. (1974). A Flow Pattern Map for Gas and Liquid Flow in Horizontal Pipes. *International Journal of Multiphase Flow*. VI, 537-553.
- P., R. C. (1987). *Transitorios Hidráulicos en Conductos a Presión*. Instituto de Ingeniería. UNAM.
- Perry, R. H. (s.f.). *Chemical Engineer's Handbook* .
- Real, C. d. (s.f.). *Tema 10. El Golpe de Ariete*. Escuela Univeritaria de Ingeniería Técnica Agrícola de Ciudad Real.
- Silvia Padilla, E. V. (2012). *Tesis para obtener el grado de Ingeniero Civil. "Análisis del flujo no permanente en chimeneas de equilibrio por medio de una simulación numérica"*. Ecuador: Universidad de Ecuador. Facultad de Ingeniería, Ciencias Físicas y Matemáticas.
- Solís, S. A. (2010). *Tesis para obtener el título de Ingeniero Petrolero. Aplicación de modelos Mecanísticos para la optimización del diámetro de tuberías flexibles como sargas de velocidad*. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería.
- T., R. P. (2012). *Tesis para obtener el grado de Ingeniero Petrolero. Determinación de los patrones de flujo multifásico en tuberías horizontales y selección óptima de tuberías de producción para el campo Libertador*". Universidad Central de Ecuador. Facultad de Ingeniería en Geología, Minas, Petróleos y Ambiental.
- Taitel, Y. D. (1990). Two-phase. Slug Flow Advances in Heat Transfer. Vol. 20 .

Wachel, J. (July, 1991). *Vibration Troubles Shooting of Existing Piping Systems* .

Wang, H. (s.f.). Slug Frequency and length inclined large diameter multiphase pipeline. .  
196.

### **Bibliografía electrónica**

- Oil Production

<http://www.oilproduction.net/cms/files/Correlaciones%20PVT-Carlos%20Banzer.pdf>

- Steam Accidents & Forensic Investigations

<http://www.kirsner.org/pages/forensicResAlt.html>

- Herramientas de Ingeniería

<http://www.herramientasingeneria.com/index.html>

- Instituto Mexicano del Petróleo

<http://www.imp.mx/imp.php?val=comunicacion/gaceta/130119drf.htm>

- TLV Compañía Especialista en Vapor

<http://www.tlv.com/global/LA/steam-theory/waterhammer-cause-location.html>

- Shockguard. The Pipeline Shock Prevention People

<http://www.shock-guard.com/shockguard-drawings/Typical-Water-Hammer-Alleviator-SUG.html>