



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO

---

---

FACULTAD DE INGENIERÍA

CONCEPTOS FUNDAMENTALES  
DE LA INGENIERÍA DE  
PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERA PETROLERA

P R E S E N T A:

MARÍA DE LOS ANGELES ZAMORA  
TORRES



DIRECTOR DE TESIS:  
M.I. CARLOS ALBERTO AVENDAÑO  
SALAZAR

CIUDAD UNIVERSITARIA, D.F., 2015

## *Agradecimientos*

*Doy las infinitas gracias a Ofelia Torres y a Jaime Zamora quienes, incondicionalmente y con todo su amor y cariño, me brindaron su apoyo para alcanzar este logro, que quizá no sea el último, pero sí el más importante. Deseo de todo corazón que mi triunfo lo sientan como el suyo propio. Con admiración y todo mi cariño, los amo.*

*Las palabras de fortaleza, ánimo y apoyo siempre fueron fundamentales para seguir luchando y esforzándome cada día para alcanzar mi meta. Agradezco a Berenice y a Pepe por acompañarme a lo largo de mi carrera, por nunca dejarme sola y por poner su confianza en mí. A Valentinita por su alegría y luz, que siempre me iluminaron y me dieron las fuerzas para seguir adelante.*

*Aunque las circunstancias de la vida hicieron que no estén conmigo en este momento, viviré agradecida con Jessica y Otilia por contribuir a mi formación y darme todo su cariño.*

*Doy mi más profundo agradecimiento a mi director de tesis, el Ing. Carlos Avendaño, por su constante y paciente seguimiento del desarrollo del presente trabajo. A mis sinodales: el Ing. Israel Castro, el Ing. Erick Gallardo, la Ing. Iza Canales y el Ing. Oswaldo López, por su asistencia profesional, sus sugerencias y críticas.*

*Agradezco a todos mis fabulosos amigos y compañeros de la universidad que estuvieron presentes a lo largo de toda la carrera, que hicieron amena y llevadera mi vida universitaria. Sobre todo, agradezco a aquellos que me brindaron su confianza y aprecio. Gracias por su amistad.*

**CONCEPTOS FUNDAMENTALES DE LA INGENIERÍA DE  
PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL**

**ÍNDICE**

ÍNDICE .....	I
ÍNDICE DE FIGURAS.....	V
ÍNDICE DE TABLAS.....	VIII
RESUMEN .....	IX
INTRODUCCIÓN .....	X
<b>1. Gas Natural – Origen y Desarrollo.....</b>	<b>1</b>
1.1. Historia.....	1
1.2. Origen y composición de los hidrocarburos.....	2
1.3. Otras fuentes de gas natural .....	5
1.4. Exploración de yacimientos de gas natural .....	8
1.4.1. Estudios geológicos .....	9
1.4.2. Estudios sísmicos .....	9
1.4.3. Magnetometría.....	11
1.4.4. Registros .....	11
1.5. Producción de gas natural .....	13
1.5.1. Sistema Integral de Producción.....	13
1.5.2. Sistema de separación.....	14
1.5.3. Deshidratación.....	16
1.5.4. Desulfurización .....	17
1.6. Sistemas de procesos para gas natural .....	18
1.6.1. Sistema de recolección.....	18
1.6.2. Almacenamiento.....	19
1.6.3. Transporte .....	20
<b>2. Clasificación de los yacimientos de acuerdo al tipo de fluidos. ....</b>	<b>23</b>

## Índice

---

2.1	Diagrama de fase presión-temperatura para mezclas multicomponentes. ....	23
2.2	Clasificación de los yacimientos petroleros. ....	24
2.2.1	Otras clasificaciones .....	27
2.3	Diagrama de fase P-T para los fluidos petroleros.....	27
2.4	Identificación del tipo de fluidos a partir de datos de laboratorio y producción.	33
<b>3.</b>	<b>Propiedades de los gases naturales .....</b>	<b>36</b>
3.1.	Ecuaciones de estado, gases ideales y gases reales. ....	36
3.1.1.	Gases ideales. ....	36
3.1.2.	Gases reales. ....	38
3.2.	Determinación de la presión crítica y la temperatura crítica. ....	39
3.3.	Factor de compresibilidad del gas Z. ....	43
3.4.	Propiedades relacionadas con el factor Z.....	47
3.4.1.	Densidad del gas. ....	47
3.4.2.	Factor de súper compresibilidad. ....	47
3.4.3.	Factor de volumen de formación y factor de expansión del gas. ....	47
3.5.	Compresibilidad de los gases. ....	49
3.6.	Viscosidad de los gases. ....	50
<b>4.</b>	<b>Separación gas-líquido. ....</b>	<b>53</b>
4.1.	Equipos de separación.....	53
4.2.	Tipos de separadores.....	55
4.2.1.	Clasificación por configuración.....	55
4.2.2.	Clasificación por fase. ....	57
4.2.3.	Clasificación por presión de operación. ....	57
4.2.4.	Clasificación por aplicación. ....	57
4.2.5.	Clasificación por principio para la separación primaria. ....	59
4.3.	Principios de separación.....	59
4.4.	Factores que afectan la separación.....	61

## Índice

---

4.5.	Diseño y dimensionamiento de un separador bifásico con el método de Arnold.	63
4.6.	Etapas de separación.....	70
4.6.1.	Método para determinar la presión óptima de separación en la segunda etapa en un sistema de tres etapas.....	72
4.7.	Separación a baja temperatura .....	74
4.8.	Limpieza del gas.....	74
4.8.1.	Métodos de limpieza del gas.....	75
4.9.	Cálculos flash. ....	76
<b>5.</b>	<b>Sistemas gas-agua y procesos de deshidratación .....</b>	<b>79</b>
5.1.	Contenido de agua en gases naturales.....	79
5.2.	Hidratos de gas. ....	82
5.2.1.	Comportamiento de fase de los hidratos.....	84
5.3.	Inhibición de hidratos por inyección aditiva. ....	86
5.3.1.	Inyección de metanol. ....	87
5.3.2.	Inyección de glicoles.....	88
5.4.	Métodos de deshidratación. ....	88
5.4.1.	Deshidratación por absorción. ....	89
5.4.2.	Deshidratación por adsorción. ....	93
5.4.3.	Deshidratación por expansión con refrigeración. ....	97
<b>6.</b>	<b>Procesos de desulfurización. ....</b>	<b>99</b>
6.1.	Procesos de eliminación.....	99
6.2.	Tratamiento del gas con estratos sólidos.....	100
6.2.1.	Proceso con óxido de hierro (esponjas de hierro). ....	101
6.2.2.	Proceso con óxido de zinc. ....	101
6.2.3.	Tamices moleculares. ....	101
6.3.	Procesos de absorción física.....	102
6.3.1.	Proceso Selexol.....	103
6.3.2.	Proceso Rectisol.....	104

## Índice

---

6.3.3. Proceso Sulfinol.....	104
6.3.4. Proceso con Flúor.....	104
6.4. Absorción química. Proceso alcanolamina.....	106
6.4.1. Monoetanolamina (MEA).....	106
6.4.2. Dietanolamina (DEA).....	107
6.4.1. Diglicolamina (DGA).....	108
6.4.1. Di-isopropanolamina (DIPA).....	108
6.4.2. Metildietanolamina (MDEA).....	108
<b>7. Medición del gas natural.....</b>	<b>109</b>
7.1. Métodos de presión diferencial.....	110
7.1.1. Placa de orificio.....	110
7.1.2. Tubo Venturi.....	112
7.2. Medidores de velocidad.....	114
7.2.1. Medidor de turbina.....	114
7.2.2. Medidores ultrasónicos.....	116
7.2.3. Medidor tipo Coriolis.....	118
7.3. Estándares de aplicación para sistemas de medición fiscal.....	120
7.3.1. American Petroleum Institute (A.P.I).....	120
7.3.1. American Gas Association (A.G.A).....	121
7.3.2. American Society of Mechanical Engineers (ASME).....	122
7.3.3. Gas Processors Association (GPA).....	122
<b>CONCLUSIONES.....</b>	<b>123</b>
<b>APÉNDICE A.....</b>	<b>125</b>
<b>APÉNDICE B.....</b>	<b>128</b>
<b>APÉNDICE C.....</b>	<b>137</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>144</b>

**ÍNDICE DE FIGURAS**

FIGURA 1.1— ESTRUCTURAS GEOLÓGICAS QUE PUEDEN FORMAR YACIMIENTOS .....	3
FIGURA 1.2 – DIFERENTES FUENTES DE GAS .....	6
FIGURA 1.3 — TÉCNICA DE PROSPECCIÓN SÍSMICA.....	10
FIGURA 1.4 – DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE LA TOMA DE REGISTROS .....	12
FIGURA 1.5— SISTEMA INTEGRAL DE PRODUCCIÓN .....	14
FIGURA 1.6— BUQUE DE MEMBRANA .....	22
FIGURA 1.7— BUQUE ESFÉRICO.....	22
FIGURA 2.1 —DIAGRAMA DE FASE DE PRESIÓN TEMPERATURA PARA UN SISTEMA MULTICOMPONENTES.....	23
FIGURA 2.2—CLASIFICACIÓN DE LOS YACIMIENTOS PETROLEROS.....	25
FIGURA 2.3—DIAGRAMA DE FASE PRESIÓN VS TEMPERATURA PARA UN YACIMIENTO DE ACEITE NEGRO .....	28
FIGURA 2.4—DIAGRAMA DE FASE PRESIÓN VS TEMPERATURA PARA UN YACIMIENTO DE ACEITE VOLÁTIL....	29
FIGURA 2.5— DIAGRAMA DE FASE PRESIÓN VS TEMPERATURA PARA UN YACIMIENTO DE GAS RETRÓGRADO .....	30
FIGURA 2.6 —DIAGRAMA DE FASE PRESIÓN VS TEMPERATURA PARA UN YACIMIENTO DE GAS HÚMEDO .....	31
FIGURA 2.7 —DIAGRAMA DE FASE PRESIÓN VS TEMPERATURA PARA UN YACIMIENTO DE GAS SECO.....	32
FIGURA 3.1— PRESIÓN PSEUDOCRÍTICA A PARTIR DE LA DENSIDAD RELATIVA DEL GAS.....	41
FIGURA 3.2— TEMPERATURA PSEUDOCRÍTICA A PARTIR DE LA DENSIDAD RELATIVA DEL GAS .....	41
FIGURA 3.3— FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Z PARA GASES NATURALES .....	45
FIGURA 3.4— PROPIEDADES PSEUDOCRÍTICAS DE GASES NATURALES.....	46
FIGURA 3.5— VISCOSIDAD DEL ETANO .....	50
FIGURA 3.6— VISCOSIDAD DE GASES HIDROCARBUROS PARAFÍNICOS A 1 ATM .....	51
FIGURA 3.7— VISCOSIDAD DE GASES A PRESIÓN ATMOSFÉRICA .....	52
FIGURA 3.8— RELACIÓN DE VISCOSIDAD VS TEMPERATURA PSEUDOREDUCIDA Y PRESIÓN PSEUDOREDUCIDA .	52
FIGURA 4.1— SEPARADOR VERTICAL Y HORIZONTAL .....	54
FIGURA 4.2 – DIAGRAMA DE UN SEPARADOR VERTICAL .....	56
FIGURA 4.3— DIAGRAMA DE UN SEPARADOR HORIZONTAL .....	56
FIGURA 4.4— DIAGRAMA DE UN SEPARADOR ESFÉRICO.....	57
FIGURA 4.5— DIAGRAMA PARA OBTENER EL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD .....	63

## Índice

---

FIGURA 4.6— VISCOSIDAD DE LOS GASES HIDROCARBUROS.....	64
FIGURA 4.7— DIAGRAMA QUE MUESTRA LA SEPARACIÓN POR ETAPAS .....	71
FIGURA 4.8— GRÁFICA PARA DETERMINAR LA CONSTANTE A .....	73
FIGURA 5.1— CONTENIDO DE AGUA EN GASES HIDROCARBUROS EN FUNCIÓN DE LA PRESIÓN Y TEMPERATURA .....	80
FIGURA 5.2— CORRECCIÓN POR SALINIDAD .....	81
FIGURA 5.3— CORRECCIÓN POR DENSIDAD DEL GAS O PESO MOLECULAR.....	81
FIGURA 5.4— GRÁFICA PRESIÓN-TEMPERATURA PARA APROXIMAR LAS CONDICIONES DE FORMACIÓN DE HIDRATOS.....	84
FIGURA 5.5— DIAGRAMA DE FASE DE UN SISTEMA GAS-AGUA-HIDRATOS.....	85
FIGURA 5.6— TORRE DE ABSORCIÓN CON GLICOL ESQUEMA .....	91
FIGURA 5.7— ESQUEMA DE UNA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN CON GLICOL .....	92
FIGURA 5.8— APROXIMACIÓN DEL DIÁMETRO DEL CONTACTOR PARA UNA UNIDAD DESHIDRATADORA CON TEG .....	92
FIGURA 5.9—SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN POR ADSORCIÓN DE DOS TORRES.....	94
FIGURA 5.10— CAPACIDAD DINÁMICA DE DIFERENTES DESECANTES SÓLIDOS EN FUNCIÓN DE LA SATURACIÓN DE AGUA .....	96
FIGURA 5.11— FACTOR DE CORRECCIÓN POR TEMPERATURA .....	97
FIGURA 5.12— DIAGRAMA DE UNA PLANTA DE REFRIGERACIÓN CON INYECCIÓN Y RECUPERACIÓN DE GLICOL .....	98
FIGURA 6.1—PROCESO DE ABSORCIÓN FÍSICA .....	105
FIGURA 6.2— ESQUEMA DE UN SISTEMA BÁSICO DE UN PROCESO ALCANOLAMINA DE ELIMINACIÓN DE GASES ÁCIDOS .....	108
FIGURA 7.1— ARREGLO SIMPLE DE UNA PLACA DE ORIFICIO .....	111
FIGURA 7.2 —ELEMENTO PRIMARIO DE UNA PLACA DE ORIFICIO .....	112
FIGURA 7.3 —TUBO VENTURI .....	113
FIGURA 7.4 —COMPONENTES DE MEDIDOR TIPO TURBINA.....	115
FIGURA 7.5—MEDIDOR DE FLUJO ULTRASÓNICO .....	116

## Índice

---

FIGURA 7.6 –EN UN MEDIDOR DE FLUJO DOPPLER, LAS ONDAS SON TRANSMITIDAS EN UN ÁNGULO DENTRO DEL FLUIDO .....	117
FIGURA 7.7 –EN UN MEDIDOR DE TIEMPO DE ATRASO, HAY DOS TRANSDUCTORES (A Y B) CADA UNO ACTÚA ALTERNADAMENTE COMO TRANSMISOR Y RECEPTOR .....	117
FIGURA 7.8 –ESTRUCTURA COMÚN DE UN MEDIDOR DE FLUJO TIPO COLIORIS .....	119

## ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 1-1—COMPONENTES DEL GAS NATURAL .....	4
TABLA 2-1— CLASIFICACIÓN DE AHMED DE LOS YACIMIENTOS.....	26
TABLA 2-2— CLASIFICACIÓN DE LOS YACIMIENTOS SEGÚN MCCAIN.....	26
TABLA 3-1— PRESIÓN CRÍTICA Y TEMPERATURA CRÍTICA DE ALGUNOS COMPONENTES DEL GAS NATURAL....	42
TABLA 4-1— DIMENSIONES ESTÁNDAR DE SEPARADORES.....	66
TABLA 4-2— CAPACIDAD DE GAS PARA UN SEPARADOR HORIZONTAL. ....	68
TABLA 4-3— MATRIZ DE DISEÑO POR CAPACIDAD DE LÍQUIDO DE UN SEPARADOR HORIZONTAL.....	69
TABLA 4-4— MATRIZ DE DISEÑO POR CAPACIDAD DE LÍQUIDO DE UN SEPARADOR VERTICAL.....	69
TABLA 5-1—PROPIEDADES DE DESECANTES .....	96

## RESUMEN

A lo largo de la historia, el gas natural ha tenido un papel importante para el desarrollo humano. El gas natural es un combustible que tiene origen con la descomposición de la materia orgánica que fue sometida a ciertas condiciones de presión y temperatura durante largos periodos de tiempo. Sus principales componentes son metano, etano, otros componentes más pesados e impurezas como dióxido de carbono y ácido sulfhídrico.

El gas natural se puede clasificar dependiendo su origen en gas asociado y gas no asociado. Otra clasificación se basa en la ubicación de la presión inicial y temperatura inicial del yacimiento en un diagrama de fase.

Antes de ser comercializado, el gas debe pasar por diferentes procesamientos, es por eso que el gas debe ser colectado, separado y acondicionado mediante instalaciones, equipos y dispositivos que en su conjunto permiten cumplir con las especificaciones de calidad requeridas.

Uno de los tratamientos importantes del procesamiento del gas natural es la deshidratación, que consiste en la eliminación del vapor de agua mediante los métodos de absorción, adsorción y enfriamiento. En un proceso de deshidratación por absorción, se emplean desecantes líquidos, ya sea con la inyección de glicol o metanol. En una deshidratación por adsorción se utilizan desecantes sólidos como geles de sílice, alúmina y tamices moleculares.

El endulzamiento o desulfurización del gas es aquel proceso que se encarga de eliminar los gases ácidos del gas natural mediante los procesos de absorción física y absorción química. En la eliminación de los gases ácido por absorción física, se emplean solventes orgánicos para absorber las impurezas sin que se presenten reacciones químicas. En la absorción química se emplean soluciones aminas que reaccionan con las impurezas, estas reacciones son reversibles, por lo que el solvente puede ser regenerado y utilizado para varios ciclos de desulfurización.

Las ganancias en la industria del gas dependen principalmente del precio y de los volúmenes transferidos, es por eso que es necesario una correcta determinación de los volúmenes, y para esto es fundamental contar con sistemas de medición que brinden una mayor confiabilidad y exactitud. Los medidores que se usan en la medición de flujo del gas natural son el medidor de placa de orificio, el tubo Venturi, el medidor tipo Coriolis, el tipo turbina y el sistema ultrasónico, por mencionar algunos.

## INTRODUCCIÓN

A partir del descubrimiento del gas natural, éste se ha convertido en una de las fuentes de energía de gran utilidad para el hombre moderno, tanto para el uso doméstico como para la generación de energía, por lo que ha sido necesario buscar nuevas tecnologías para su explotación, producción, almacenamiento, tratamiento y distribución. A medida que la demanda de este combustible gaseoso aumenta, los ingenieros petroleros se han visto envueltos en la necesidad de voltear su atención al estudio de los procesos de separación, deshidratación y desulfurización del gas natural, para aplicar sus conocimientos y alcanzar los requerimientos necesarios para la refinación o simplemente, cumplir con los estándares de calidad para la comercialización del gas natural.

El gas natural es una mezcla compleja de gases hidrocarburos, gases ácidos, impurezas y agua, esto ha llevado a los ingenieros a estudiar con detenimiento y dedicación sus propiedades para entender su comportamiento, y así posteriormente diseñar dispositivos para los diferentes tratamientos.

Este trabajo tiene como objetivo dar una visualización general del comportamiento y tratamiento del gas natural. En el Capítulo 1 se presentan una breve introducción del gas natural a través de la historia, seguida de las teorías del origen de los hidrocarburos líquidos, además de las diferentes fuentes de gas natural. Igualmente, se da una breve descripción de los estudios de exploración de yacimientos de gas, los sistemas de producción, separación, recolección, almacenamiento, deshidratación, desulfurización y transporte de gas natural.

En el Capítulo 2 se presenta una descripción de la clasificación de los yacimientos con base en la identificación de los fluidos, para ello se hace uso de los diagrama de fase P-T y los datos de laboratorio y producción.

En el Capítulo 3 se hace reseña de las propiedades de los gases naturales a partir de su comportamiento PVT, que da lugar al estudio de las ecuaciones de estado, incluidas la ecuación de los gases ideales y la ecuación de los gases reales. Además se describe la determinación de las propiedades críticas de la sustancia. Asimismo se hace referencia al factor de compresibilidad del gas y las propiedades relacionadas con éste.

El Capítulo 4 describe los equipos que se encargan de la separación gas-líquido, así como la clasificación de éstos. También se abordan los principios de separación usados para eliminar aceite del gas. Del mismo modo se presenta el método Arnold para el diseño y dimensionamiento de separadores bifásicos. Posteriormente se hace referencia a las

etapas de separación para estabilizar los fluidos y los cálculos flash para determinar la composición de las fases.

El Capítulo 5 describe los sistemas y procesos de deshidratación del gas natural, involucrando el contenido de agua en los gases, la formación de hidratos y la inhibición de éstos. También, describe los métodos de eliminación de agua del gas y las sustancias aplicadas a estos tratamientos.

En el Capítulo 6 se detallan cada uno de los procesos y tratamientos a los que es sometido el gas con contenido de gases ácidos, con la finalidad de remover la mayor cantidad de impurezas.

Finalmente, en el Capítulo 7 se hace referencia a algunos de los dispositivos de medición de flujo de gas natural más comunes en la industria, así como los principales organismos que se encargan de establecer y ofrecer procedimientos, prácticas y guías para la instalación de los dispositivos de medición. En último lugar, se presentan tres apéndices con ejercicios tomados de la literatura relacionados con los temas contenidos en este trabajo.

# 1. Gas Natural – Origen y Desarrollo

## 1.1. Historia

El gas natural es un combustible fósil gaseoso encontrado en campos de aceite, campos de gas natural y en minas de carbón. Es una de las fuentes de energía más limpias, seguras y útiles; y es un componente que abastece de energía a todo el mundo. Mientras que es común encontrarlo junto con otros combustibles fósiles y otras fuentes de energía, hay muchas características del gas natural que lo hacen único.

El desconocimiento total del gas natural, llevó a civilizaciones enteras a atribuir a este como una manifestación divina. A consecuencia de los relámpagos, se generaban incendios provocados por el gas que se filtraba de la corteza terrestre, dando lugar a fuego que venía desde el subsuelo. Estos incendios dejaban perplejos a las comunidades más cercanas, y es aquí donde tienen origen muchos mitos y supersticiones. Sin embargo, mucho tiempo después, en América y Europa la industria del gas alcanzó su esplendor con las técnicas de transporte con tuberías a grandes distancias.

Uno de los incendios más famosos de este tipo se encontró en la antigua Grecia, en el monte Parnaso, aproximadamente en el año 1000 a.C. Un pastor encontró un fuego naciente de una fisura en una roca. Los griegos, creían que el origen de este fuego era divino y construyeron un templo sobre la llama. Este templo alojaba a una sacerdotisa que anunciaba profecías inspiradas en el fuego (**Speight, 2007**).

Este tipo de manifestaciones gasíferas llegaron a predominar en las religiones de la India, Grecia y Persia. Incapaz de explicar de dónde provenía este fuego, el hombre atribuyó su origen a fuentes divinas o súper naturales.

El valor energético del gas natural no fue reconocido sino hasta el año 900 a. C en China; siendo los chinos los primeros que perforaron el primer pozo de gas en el 211 a. C. creando tuberías hechas de bambú para transportar el fluido.

El gas natural fue descubierto e identificado en América alrededor del año de 1626, cuando los exploradores franceses descubrieron incendios a los alrededores del lago Erie.

En Europa el gas natural fue desconocido hasta que se descubrió en Gran Bretaña en 1659, aunque no fue comercializado hasta 1790. Cerca de 1785, el gas natural asociado al carbón fue usado para la iluminación pública y doméstica.

En 1816, en Estados Unidos, se utilizó el gas natural para iluminar las calles de Baltimore, Maryland, pero este gas era muy poco eficiente y sumamente contaminante.

En 1821 en Fredonia, Estado Unidos, los residentes observaron burbujas que salían de un arroyo. William Hart, considerado como el Padre del Gas Natural de América, cavó en ese lugar el primer pozo de gas de Norte América (**Speight, 1993**) fue entonces que la industria de gas americana tuvo sus inicios.

En épocas más recientes, el gas natural fue descubierto como consecuencia de la exploración de aceite. Después de la escasez de aceite de los 70's, el gas natural ha llegado a ser una fuente importante de energía en el mundo.

Durante el siglo XIX, el gas natural fue usado casi exclusivamente como una fuente de iluminación, y su uso permaneció rezagado debido a la carencia de estructuras de transporte, haciendo difícil trasladar grandes cantidades de gas a largas distancias.

Hubo un importante cambio en 1890 con la invención de un método para el transporte de gas sin fugas, pero el transporte del gas a consumidores alejados no fue práctico hasta la década de 1920. Fue únicamente después de la Segunda Guerra Mundial, que el uso del gas natural creció rápidamente debido al desarrollo de redes de tuberías y sistemas de almacenamiento (**Speight, 2007**).

Antes del desarrollo del suministro y transporte del gas natural en los Estados Unidos durante la década de los 40's y 50's, prácticamente todo el combustible y el gas era destinado para iluminación, y los productos derivados del carbón era una importante materia prima para la industria química. La implementación industrial del gas, igualó el desarrollo de la Revolución Industrial y la urbanización.

### **1.2. Origen y composición de los hidrocarburos.**

**Kumar (1987)** plantea dos de las teorías más aceptadas del origen de los fluidos petroleros:

- ◆ La teoría inorgánica.
- ◆ La teoría orgánica.

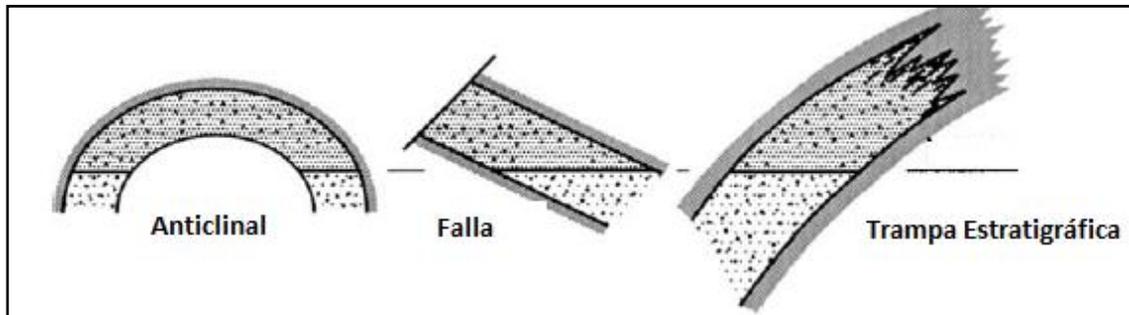
De acuerdo a la *teoría inorgánica*, el hidrógeno reaccionó con el carbono, elementos que se encontraban sometidos a altas presiones y altas temperaturas debajo de la superficie de la Tierra, que generaron la formación de aceite y gas. Después, estos hidrocarburos migraron a través de los poros de la roca y se agruparon en trampas sub superficiales.

La *teoría orgánica* (que es la más aceptada), explica que los hidrocarburos se generaron a partir de la descomposición de la materia orgánica (tierra, plantas y animales) que estuvo sujeta a ciertas condiciones de presión y temperatura durante un tiempo geológico determinado.

Mediante varios procesos de sedimentación, capas de materiales se depositaron sobre estos organismos muertos desplazando grandes cantidades de sedimento dentro del océano. Posteriormente, se formaron estratos que fueron compactados por el peso de nuevos sedimentos y así formaron rocas sedimentarias. Las acumulaciones de hidrocarburos fueron generadas en rocas, tales como lutitas y calizas, y pudieron migrar desde su lugar de origen (roca generadora) mediante adecuadas rutas de migración hacia una trampa geológica donde se acumularon (roca almacenadora) en horizontes o estratos porosos y permeables.

El tipo de materia orgánica y la temperatura tienen un papel importante en la formación de aceite y gas. Algunos especialistas proponen que las plantas y animales terrestres produjeron gas natural y aceite ceroso, mientras que los organismos marinos generaron aceite. Se cree que los hidrocarburos generalmente se mueven hacia arriba desde su lugar de formación hasta su lugar de acumulación, desplazando el agua de formación que originalmente ocupa el espacio poroso de la roca sedimentaria. Este movimiento ascendente se interrumpe cuando el aceite y el gas alcanzan una roca impermeable que atrapa y sella el yacimiento.

Existen varias formas y tamaños de estructuras geológicas que forman un yacimiento para la acumulación de aceite y/o gas, tales como: anticlinales y domos, fallas, discordancias, trampas estratigráficas, trampas estructurales y trampas combinadas. Algunas de estas se muestran en la **Figura 1.1**.



**Figura 1.1—Estructuras geológicas que pueden formar yacimientos  
(Modificado de Jahn, Cook, & Graham, 1998)**

El gas natural es una mezcla gaseosa inflamable que se encuentra con o sin aceite en los yacimientos, en donde es predominante el metano ( $\text{CH}_4$ ) y algunas moléculas pesadas de parafinas ( $\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$ ) (Speight, 2007).

Beggs (1984) señala que las impurezas que se encuentran en el gas natural son principalmente dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), ácido sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ) y nitrógeno ( $\text{N}_2$ ). Estas

impurezas deben ser removidas antes de que el gas sea usado como combustible. Los gases hidrocarburos son:

- ◆ Metano.
- ◆ Etano.
- ◆ Propano.
- ◆ Butano.
- ◆ Pentano.
- ◆ Menores cantidades de hexanos, heptanos y algunas fracciones pesadas.

En la **Tabla 1-1** se muestran los componentes más comunes del gas natural y sus fracciones.

**Tabla 1-1—Componentes del gas natural  
(Guo & Ghalambor, 2005)**

Componente	Composición (vol %)	
	Húmedo	Rango Seco
<b>Hidrocarburos</b>		
Metano	84.07	96.0
Etano	6.4	2.0
Propano	5.3	0.6
i-Butano	1.2	0.18
n-Butano	1.4	0.12
i-Pentano	0.4	0.14
n-Pentano	0.2	0.06
Hexano	0.4	0.10
Heptano <sub>+</sub>	0.1	0.80
<b>No hidrocarburos</b>		
Dióxido de carbono		0-5
Ácido sulfhídrico		0-5
Nitrógeno		0-10
Helio		0-0.5
Argón		0-0.05

Como todos los gases, el gas natural es un fluido homogéneo de baja densidad y baja viscosidad. No tiene olor; los aditivos que generan el olor son añadidos durante el tratamiento con el fin de identificar fugas de gas. El gas natural es uno de los gases inflamables más estables (**Curry, 1981**). Comúnmente, el contenido de energía del gas es de 1000 Btu/scf, el cual es un importante parámetro para establecer el precio de éste. Se ha descubierto que el metano puede mantenerse estable a profundidades de 40,000 ft (**Baker y Kemp, 1980**). El tiempo de supervivencia del metano está en función de la litología del yacimiento.

### 1.3. Otras fuentes de gas natural

El gas se encuentra en formaciones sub superficiales compuestas por areniscas, calizas o dolomías. Un yacimiento de aceite siempre tiene cierta cantidad de gas natural asociado a él (casquete de gas o gas disuelto en el aceite) y algunos yacimientos pueden ser completamente de gas.

Los *recursos convencionales de gas* se forman en lo que se conoce como roca generadora. La cual está compuesta por una acumulación de material orgánico y sedimentos que se acumularon durante largos períodos de tiempo. Con el paso del tiempo, y a medida que se depositó una mayor cantidad de sedimentos y rocas, se generan ciertas condiciones de presión y temperatura que hacen que la materia orgánica se transforme y descomponga, obteniendo así los hidrocarburos. Posteriormente, estos migran a través de las diferentes formaciones geológicas, hasta encontrar una roca impermeable que impida su paso, conocida como sello. Además se requiere de una temperatura mayor a 120°C para la generación de aceite, entre mayor temperatura, mayor aceite gasificado, considerando que se debe tener sincronía entre los elementos y procesos **(Grajales, 2003)**.

El *gas natural convencional*, a su vez, se clasifica en gas asociado y en gas no asociado. El *gas no asociado* se encuentra en yacimientos con cantidades mínimas de aceite. Algunos gases son llamados gases condensados o simplemente condensados, aunque estos contienen una gran cantidad de hidrocarburos líquidos. El gas no asociado es comúnmente rico en metano y pobre de componentes pesados **(Guo & Ghalambor, 2005)**. Sin embargo el gas no asociado puede contener gases no hidrocarburos, tales como: dióxido de carbono y ácido sulfhídrico.

El *gas disuelto o asociado* se puede encontrar como gas libre en yacimientos de aceite o como gas en solución en el aceite. El gas que se encuentra en solución con el aceite es el gas disuelto, mientras que el gas que se encuentra en contacto con el aceite (capa de gas) es el gas asociado **(Speight, 2007)**. Todos los yacimientos de aceite contienen gas disuelto pero pueden o no contener gas asociado. Por lo general, el gas asociado es pobre en metano, pero rico en componentes pesados.

Los *recursos no convencionales de gas* según una definición del Oil Field Review de Schulberger, son aquellos que no pueden ser explotados con tasas de flujo económicas ni con volúmenes económicos a menos que el pozo sea estimulado mediante tratamientos de fracturamiento hidráulico o aquellos a los que se llega mediante un pozo horizontal, pozos multilaterales o alguna otra técnica para exponer más superficie del yacimiento al pozo. Bajo este nombre se engloban distintos tipos de hidrocarburos gaseosos, como shale gas o lutitas gasíferas, el tight gas o gas de formaciones compactas, el metano

contenido en capas de carbón y los hidratos de metano, como se ejemplifica en la **¡Error! o se encuentra el origen de la referencia.**

Las características comunes en un yacimiento de gas no convencional son (Arévalo, 2011):

- La formación tiene una permeabilidad menor a 0.1 md.
- La mayor parte de gas se produce de areniscas y lutitas gasíferas (shale gas).
- Producen con la ayuda de tratamientos de fracturamiento masivos.

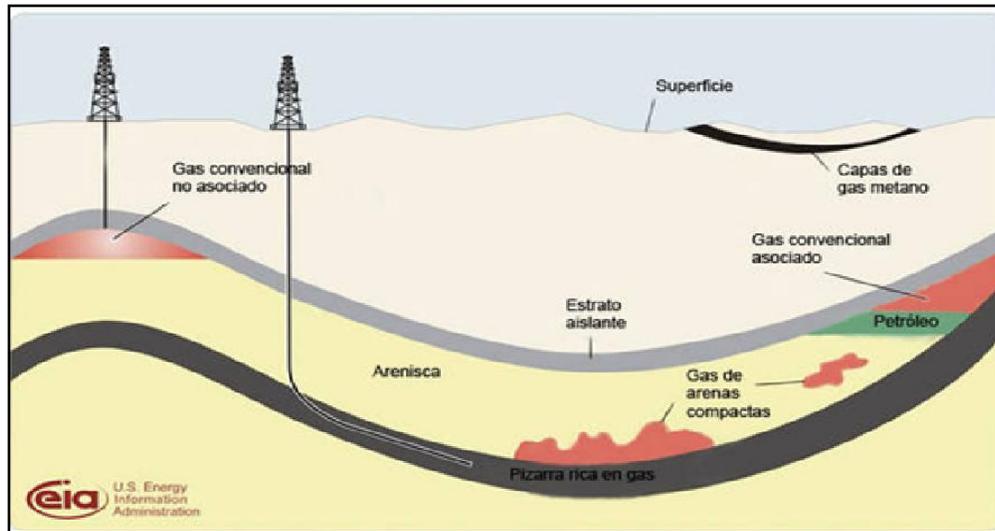


Figura 1.2 – Diferentes fuentes de gas  
(Modificado de eia.org)

*Gas metano asociado al carbón (Coal-BedMethane).* Speight (2007) menciona que el gas asociado al carbón es el término que se le da al metano contenido en capas de carbón en formaciones subterráneas, mediante un proceso llamado carbonización. El proceso de carbonización, comienza con la oxidación y descomposición de la materia orgánica cuando ésta queda sumergida en zonas pantanosas. A medida que aumenta la profundidad de estos depósitos de materia orgánica, (que paulatinamente se convierten en carbón) aumenta la presión y temperatura a la que están sometidos. Como consecuencia de este fenómeno, se producen alteraciones térmicas del carbón que resultan en la formación de metano termogénico. El metano queda almacenado en el interior de las capas de carbón, creando una acumulación de gas. El carbón que sufre mayor presión y que se encuentra a mayor profundidad tiene un mayor contenido de gas. Generalmente, el gas termogénico tiene un alto contenido de metano, con pequeñas proporciones de etano, propano, butano, dióxido de carbono y nitrógeno.

Durante el proceso de carbonización, se presentan una amplia gama de reacciones que generan grandes cantidades de gas, aunque gran parte de este gas escapa por fisuras de

rocas subyacentes y otra cantidad de gas es retenida dentro de las vetas de carbón. Sin embargo, en los yacimientos convencionales de gas natural, el gas ocupa los espacios porosos vacíos de la roca (**Speight, 2007**). El gas derivado del carbón es generalmente puro y requiere poco o ningún tipo de tratamiento, porque es únicamente metano y no está mezclado con otros gases. El metano de las capas de carbón tiene un bajo valor energético a diferencia de otros gases naturales.

*Acuíferos geopresionados.* Son salmueras de alta presión en acuíferos los cuales pueden formarse debido a la rápida subsidencia, pueden contener arriba de 40 pies cúbicos de gas natural por barril de agua (**Beggs H. , 1984**).

*Hidratos de metano.* Los hidratos de gas metano, descubiertos en 1810, son sólidos con forma de cristales en donde cada molécula de agua forma enlaces de hidrógeno con las moléculas más cercanas de agua para formar una estructura que atrapa las moléculas de gas en sus cavidades (**Sloan, 1990**). Las dos principales condiciones que favorece la formación de hidratos de metano son:

1. El gas debe estar sometido a presiones altas y bajas temperaturas.
2. Debe existir presencia de vapor de agua, mismo que se encuentre por debajo de su punto de rocío.

Los hidratos de gas son componentes comunes en zonas marinas y se pueden encontrar tanto en estructuras sedimentarias profundas como en afloramientos en el piso oceánico. Se cree que los hidratos de metano se forman por la migración de gas, que se encuentra a grandes profundidades, a lo largo de fallas geológicas, seguido de la precipitación o cristalización en el contacto de la corriente de gas con el agua fría del mar (**Speight, 2007**).

A altas presiones, los hidratos de metano permanecen estables con temperatura arriba de los 18°C; un hidrato de metano contiene una molécula de metano por cada seis moléculas de agua formando una celda de hielo (**Speight, 2007**). En condiciones de presión y temperatura estándar, la descomposición de 1 metro cúbico de hidrato de metano producen 164 metros cúbicos de metano gaseoso y 0.8 metros cúbicos de agua.

Las condiciones necesarias para la formación de hidratos de gas se encuentran únicamente en rocas sedimentarias que se encuentran en continentes australes, donde la temperatura superficial sea menor que 0°C, o en aguas oceánicas que estén a una profundidad mayor a los 300 metros donde la temperatura del fondo sea aproximadamente de 2°C (35°F).

*Shale gas.* De acuerdo a la Sociedad Geológica Mexicana el concepto de shale gas (gas en lutitas) se define como un sistema petrolero de rocas arcillosas orgánicamente ricas de

baja permeabilidad, que actúan a la vez como roca generadora, roca almacenadora, trampa y sello. La permeabilidad natural de la matriz de la roca es extremadamente baja, por lo que el flujo de gas a través de la matriz es demasiado limitado e insuficiente para su producción comercial. Para que el sistema funcione como yacimiento se requiere crear permeabilidad a través de pozos horizontales con fracturamiento hidráulico masivo para inducir el flujo desde la matriz a los pozos.

*Tight gas.* **Law & Curtis, (2002)** definen un yacimiento de tight gas a aquellas formaciones de gas natural con una permeabilidad menor de 0.1 md. Además, la comunicación entre los poros es pobre, conectado por capilares muy pequeños lo que resulta en una permeabilidad muy baja. El gas fluye a través de la roca generalmente a gastos muy bajos y son necesarios métodos para la producción de este tipo de gas.

### 1.4. Exploración de yacimientos de gas natural

Históricamente, el gas natural fue descubierto como una consecuencia de la exploración de yacimientos de hidrocarburos líquidos. Los métodos usados en el descubrimiento del gas natural son esencialmente los mismos que se usan para los yacimientos de aceite. Además, en los primeros días de la industria del gas natural, la única manera de localizar yacimientos gasíferos era buscando evidencia en la superficie. Sin embargo, este proceso de exploración fue difícil e ineficiente. Debido a que la demanda de combustible fósil ha incrementado con el paso de los años, ha sido necesario usar métodos más exactos para localizar estos yacimientos.

**Speight, (2007)** menciona que la única manera de estar seguros que existe un yacimiento de gas natural, es con la perforación de pozos exploratorios. Esto consiste en perforar la corteza de la Tierra para que los geólogos estudien a detalle la composición de las capas subterráneas. Además, para buscar yacimientos de gas mediante la perforación de pozos exploratorios, los geólogos deben examinar los recortes de roca y los fluidos para obtener la mejor información de los límites geológicos del área. Sin embargo, la perforación exploratoria es demasiado cara y lleva mucho tiempo. Por lo tanto, los pozos exploratorios son únicamente perforados en áreas donde otros datos han indicado la alta probabilidad de encontrar formaciones de gas.

La búsqueda de gas natural comienza ahora con la ubicación geológica de los tipos de roca que se han encontrado usualmente cerca de los yacimientos de gas y aceite. Los métodos usados para la exploración de gas incluyen los estudios sísmicos que son usados para estimar los lugares correctos para la perforación de pozos. Estos estudios usan resonancias emitidas desde una fuente de vibraciones desde la superficie, para generar información acerca de las formaciones subterráneas.

La innovación tecnológica en los sectores de la exploración y producción de hidrocarburos fue necesaria debido a que continuamente ha incrementando la producción de gas natural para satisfacer la creciente demanda. Las nuevas tecnologías facilitan la exploración y explotación de hidrocarburos, lo que vuelve más eficiente, seguro y responsable con el ambiente.

### **1.4.1. Estudios geológicos**

La exploración del gas natural, frecuentemente, se ha realizado con estudios geológicos de las estructuras superficiales de la Tierra y con la determinación de las áreas donde hay una alta probabilidad que exista un yacimiento de gas. De hecho, se creía que los flancos de los anticlinales eran zonas con gran probabilidad de contener gas.

Estudiando las características de la superficie y del subsuelo de ciertas áreas, se pueden extrapolar cuáles áreas son más probables de contener yacimientos de gas. Se tienen muchas herramientas para obtener información geológica de recortes de rocas y muestras obtenidas de pozos de agua y otros pozos de aceite y gas. Esta información es combinada para inferir el tipo de fluido contenido, porosidad, permeabilidad, edad y secuencia estratigráfica de las rocas bajo la superficie de un área en particular.

Una vez que se ha localizado una formación subterránea que es geológicamente posible para una formación de gas natural o aceite, se pueden realizar pruebas para obtener datos más detallados sobre el área del yacimiento con potencial. Estas pruebas permiten trazar con exactitud un mapa de las formaciones.

### **1.4.2. Estudios sísmicos**

Los estudios sísmicos son aquellos que se encargan de analizar los movimientos de la energía en forma de ondas a través de la corteza terrestre y cómo interactúan con los diferentes tipos de formaciones. La sismología es usada para detectar y registrar terremotos, es capaz de captar y registrar las vibraciones de la Tierra que ocurren durante un temblor.

Cuando se aplica la sísmica para la búsqueda de gas natural, se emiten ondas desde una fuente que se envían a la Tierra, y éstas intersecan las diferentes formaciones subterráneas, cada una de ellas con sus propiedades. Las ondas son refractadas hacia la fuente por cada formación. Es esta reflexión la que permite el uso de la sísmica en el descubrimiento de las características y propiedades de las formaciones que llevan a conclusiones sobre el potencial de una o más de las formaciones para contener hidrocarburos.

En sus inicios la exploración sísmica, utilizaba ondas que eran generadas usando dinamita, estas ondas eran cuidadosamente planeadas creando pequeñas explosiones, las cuales eran registradas por geófonos y generaban datos para ser interpretados por los geofísicos, geólogos e ingenieros petroleros.

Debido a las preocupaciones ambientales y a los avances tecnológicos, se fue reduciendo el uso de explosivos para generar las ondas sísmicas. En cambio, la mayor parte de los equipos sísmicos usan tecnología no explosiva para generar las ondas. Esta tecnología “no explosiva”, por lo general, implica el uso de camiones grandes y pesados totalmente equipados para generar las vibraciones, las cuales emiten ondas similares a las ondas generadas por la dinamita. Estos camiones, como se muestra en la **Figura 1.3**, cuentan con un pistón en medio de su estructura que se usa para reproducir las vibraciones en la superficie, mandando ondas sísmicas que se usan para generar información útil (**Speight, 1993**).

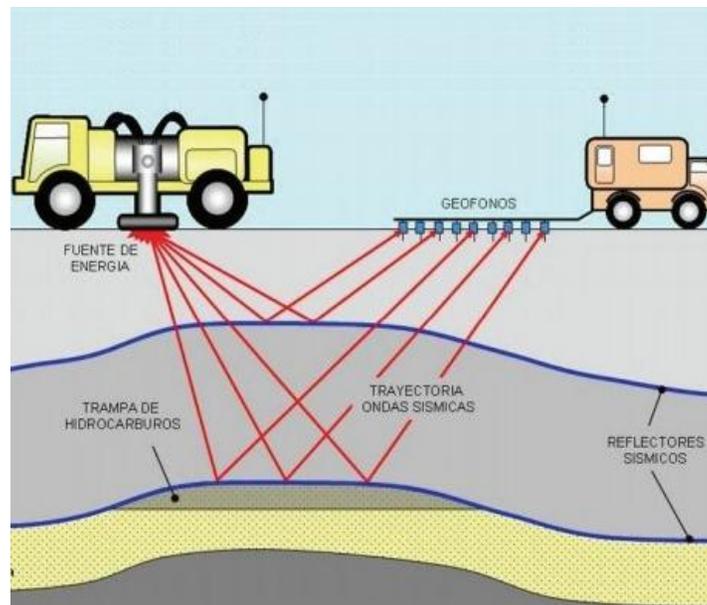


Figura 1.3 — Técnica de prospección sísmica  
(sismicidad.wikispaces.com)

El mismo proceso de exploración sísmica costa-dentro se usa para la exploración costa-fuera, solo que en vez de usar camiones y geófonos, se usan barcos e hidrófonos para emitir, captar y analizar la información sísmica obtenida, respectivamente. En vez de usar dinamita o vibraciones en el fondo del mar, el barco usa una pistola de aire que lanza estallidos de aire comprimido bajo el agua, creando ondas sísmicas que pueden viajar a través de la corteza de la Tierra y generar reflexiones sísmicas.

Una de las grandes innovaciones dentro de la historia de la exploración de aceite y gas es el uso de las computadoras para compilar y juntar los datos geológicos dentro de un mapa coherente de las formaciones subterráneas. Hay tres tipos de modelos de exploración asistido con computadoras: dos dimensiones (2D), tres dimensiones (3D) y la más reciente, cuarta dimensión (4D).

### 1.4.3.Magnetometría

Además del uso de la sísmica para conocer la composición de la corteza terrestre, las propiedades magnéticas de las formaciones del subsuelo pueden medirse y generar información geológica y geofísica; esto se lleva a cabo mediante el uso de un magnetómetro, el cual es un dispositivo que puede medir las pequeñas diferencias de magnitud de los campos magnéticos.

Un magnetómetro es un instrumento usado para medir la intensidad y/o la dirección de los campos magnéticos en las vecindades del dispositivo. El magnetismo de la Tierra varía de un lugar a otro, estas diferencias pueden ser causadas por la heterogeneidad de las rocas de las formaciones subterráneas, o por la interacción entre las partículas cargadas por el sol y las partículas cargadas por la magnetósfera. Ésta última es la que más interesa en la exploración de hidrocarburos, porque las diferentes formaciones subterráneas y tipos de roca tienen efecto diferente en el campo gravitacional que rodea la Tierra.

Los primeros magnetómetros eran largos y pesados y solamente eran capaces de medir una pequeña área en un solo tiempo. Los magnetómetros modernos son mucho más precisos en sus operaciones y miden a diferentes tiempos. Esto permite analizar las formaciones y les da una clara comprensión de los tipos de roca que se encuentran debajo del suelo, además, permite evaluar el potencial de contener hidrocarburo líquido o gaseoso (Speight, 2007).

### 1.4.4.Registros

El registro de pozo es un método usado para estudiar las propiedades de las rocas y de los fluidos para encontrar zonas que contienen hidrocarburos. El procedimiento de registros consiste en bajar una herramienta que va sujeta a un cable dentro del pozo para medir las propiedades de la roca y del fluido de la formación, como se representa en la **Figura 1.4**. Después se hace una interpretación de estas mediciones para localizar y cuantificar el potencial de las zonas que contienen aceite y/o gas.

Las herramientas de registro desarrolladas a lo largo de los años miden las propiedades eléctricas, acústicas, radioactivas, electromagnéticas de la roca y de los fluidos contenidos en ella. La herramienta se activa a diferentes intervalos durante la perforación del pozo y

cuando se alcanza la profundidad programada. Los datos son registrados para generar una gráfica (registro) que puede ser transferida digitalmente a otras locaciones.

Hay diferentes tipos de registros, pero esencialmente los registros consisten de varias pruebas que permiten clarificar la verdadera composición y características de los diferentes estratos de la roca que el pozo atraviesa. El registro se efectúa durante el proceso de perforación de un pozo. Por nombrar algunos de los registros encontramos el registro estándar, eléctrico, acústico, radioactivo, de densidad, de inducción, caliper, direccional y nuclear.

Dos de los más prolíferos y frecuentemente ejecutados son los registros estándar y eléctrico. El registro estándar consiste en examinar y registrar el aspecto físico de un pozo. El registro eléctrico consiste en bajar un dispositivo para medir la resistencia eléctrica de las rocas a cierta profundidad.

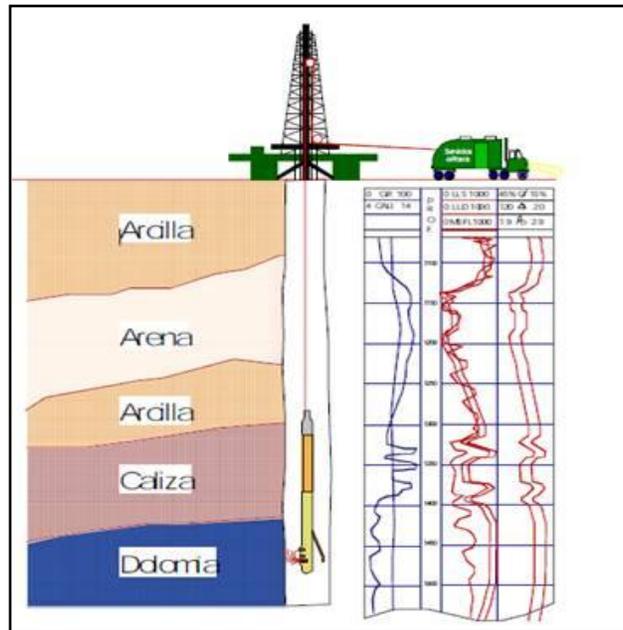


Figura 1.4 – Diagrama esquemático de la toma de registros  
(facingyconst.blogspot.mx)

## 1.5. Producción de gas natural

El ingeniero involucrado en las operaciones de producción de gas tiene como objetivo trasladar el gas desde el yacimiento hasta su destino final. Así mismo, debe ser capaz de determinar la cantidad de gas recuperable de un yacimiento y el tiempo requerido para obtener dicha cantidad. Para esto, se requiere del análisis del comportamiento de cada uno de los pozos y cómo estos cambian conforme la producción declina. Además, debe ser capaz de determinar la relación entre el gasto y la caída de presión en todas las partes del sistema integral de producción, así como de la roca. A medida que la presión se abate, el ingeniero debe determinar el tamaño y la energía necesaria del compresor para mantener los gastos de producción de gas y para manejar los líquidos que se forman en el sistema, tanto condensados como agua.

Los pozos petroleros pueden ser productores de aceite y gas asociado o exclusivamente de gas, respecto a estos últimos, se les conoce como productores de gas seco, aunque no existe la producción de gas totalmente seco, siempre tienen algún grado de humedad. Los gases pueden ser dulces, es decir, sin contenido de sulfhídrico o también existen los pozos productores de gas amargo, cuyas instalaciones son especiales (**Villalobos, 2011**).

### 1.5.1. Sistema Integral de Producción

Un sistema integral de producción es un conjunto de elementos que transporta los fluidos del yacimiento hacia la superficie, los separa en aceite, gas y agua, y posteriormente los envía a instalaciones para su almacenamiento y comercialización.

El sistema de producción puede ser relativamente sencillo o puede incluir muchos componentes (**Beggs D. , 1991**). En la **Figura 1.5** se muestra un diagrama del sistema integral de producción, en donde se ilustran cada uno de sus componentes.

Los elementos que conforman un sistema integral de producción, básicamente son:

- ◆ *Yacimiento*: es la porción de una trampa geológica que contiene hidrocarburos, la cual se comporta como un sistema hidráulicamente interconectado.
- ◆ *Pozo*: es el agujero que comunica el yacimiento con la superficie.
- ◆ *Tuberías de descarga*: conductos de acero a través del cual se transporta la mezcla de hidrocarburos y agua, desde el cabezal del pozo hasta la batería de separación.
- ◆ *Estrangulador*: es un dispositivo que se utiliza para controlar el volumen de la producción de hidrocarburos del pozo para mantenerlo, en lo posible, constante y establecer una contrapresión en el fondo que permita una declinación lenta de la presión del yacimiento.

- ◆ *Separadores y equipo de procesamiento:* son los equipos empleados para separar la mezcla de aceite y gas, en algunos casos, aceite, gas y agua que provienen del pozo.
- ◆ *Tanque de almacenamiento:* son estructuras de acero que tienen la capacidad de almacenar la producción de fluidos de uno o varios pozos.

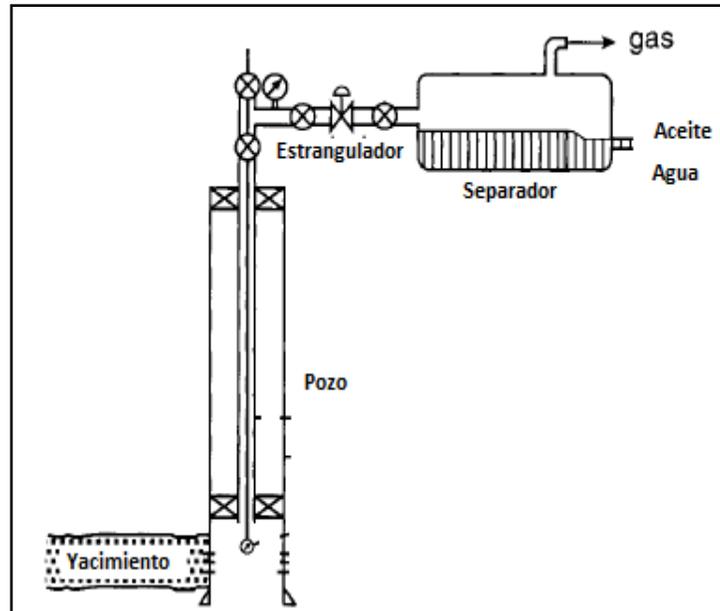


Figura 1.5— Sistema Integral de Producción  
(Modificado de Jahn, Cook, & Graham, 1998)

### 1.5.2.Sistema de separación

Comúnmente, la producción es una mezcla de varios hidrocarburos mezclado con agua, ya sea en estado líquido o gaseoso, y frecuentemente se encuentran presentes sólidos y otros contaminantes. La corriente de producción puede ser inestable debido a que la corriente es producida desde varios cientos de metros de profundidad, con alta temperatura y presión, hasta condiciones de superficie. Esto es importante para remover los sólidos, contaminantes y para separar los fluidos producidos en agua, aceite y gas, los cuales son manejados y transportados de manera separada. El proceso de separación de gas y líquido involucra la separación y estabilización de estas fases para su comercialización. Generalmente, los componentes intermedios en el líquido alcanzan altos precios; por lo tanto es importante maximizar la recuperación de líquidos (**Kumar, 1987**).

El proceso de gas natural incluye:

1. Procedimientos de separación de gas y líquido para remover aceite, condensados y agua.
2. Recuperación de condensados.
3. Proceso de deshidratación del gas para eliminar vapor de agua.
4. Eliminación de contaminantes u otros componentes, tales como ácido sulfhídrico y dióxido de carbono.

Como se ha mencionado anteriormente, el objetivo del sistema de separación es lograr que la producción del pozo, donde fluyen mezclados gas, aceite y agua, sean separados y estabilizados; sin embargo, el cumplimiento de este fin está en función de las propiedades y características de los hidrocarburos, así como de determinadas condiciones operativas.

Además de las razones técnicas y económicas por lo que es conveniente la separación de las fases gaseosas de las líquidas, existen condiciones operativas que influyen en la necesidad de la separación, tales son **(Villalobos, 2011)**:

- ◆ Problemas operativos al tener fluidos de características y comportamientos distintos en un mismo sistema de recolección y transporte.
- ◆ Se dificulta el poder bombearlos o comprimirlos, o bien, existe la probabilidad de formar candados de gas a lo largo de las tuberías o ductos.
- ◆ El almacenamiento de líquidos y gases mezclados es difícil y muy costoso por requerir de vasijas con características especiales de presión y seguridad.
- ◆ Los fluidos producidos contienen agua salada y presentan problemas de corrosión, depósitos e incrustaciones de carbonatos y sulfatos de calcio, lo cual llega a tapar o reducir el área de flujo.
- ◆ Se facilita la medición por fases, ya que en la actualidad aún no son confiables las mediciones en tiempo real con los dispositivos existentes.
- ◆ Es más eficiente y económico el aprovechamiento, proceso del gas y crudos separados en la obtención de los productos petrolíferos y petroquímicos finales.
- ◆ La venta de hidrocarburos como materia prima se efectúa por fases separadas.

Los mecanismos de separación son físicos y mecánicos. Los físicos son la segregación, la fuerza centrífuga y los mecánicos son dispositivos que generalmente actúan sobre la fase líquida y permiten escapar la fase gaseosa o contribuyen a una mejor separación por efecto de la gravedad o la fuerza centrífuga.

### **1.5.3.Deshidratación**

El vapor de agua es el elemento más común presente en el gas natural y su eliminación de la corriente es necesario para prevenir la condensación de agua y la formación de hielo o hidratos de gas (**Speight, 2007**). El agua en fase líquida causa problemas de corrosión en el equipo y en las tuberías, particularmente cuando en la corriente de gas se encuentran presentes dióxido de carbono y ácido sulfhídrico. El método más simple para remover el agua es enfriando el gas a temperaturas igual o por debajo del punto de rocío.

El agua asociada al gas natural es eliminada por un tratamiento que consiste en la deshidratación del gas natural, el cual involucra uno o dos procesos: absorción o adsorción, aunque existen varios procesos que usan otros métodos, tales como el uso de membranas, técnicas de fraccionamiento de líquidos entre otros.

El agua presente puede afectar el transporte del gas natural debido a los siguientes factores (**Guo, et. al. 2005**):

- ◆ El gas natural contiene CO<sub>2</sub> y/o H<sub>2</sub>S que son corrosivos en la presencia de agua.
- ◆ El agua en fase líquida presente en una tubería de gas natural puede formar emulsiones resultando en una baja eficiencia de flujo en las tuberías.
- ◆ La presencia de agua disminuye la capacidad calorífica del gas natural.

Uno de los métodos para la eliminación de agua, es el uso del etilenglicol (inyección de glicoles) en un proceso de absorción. Este proceso elimina el agua u otros sólidos desde la corriente de gas. Por otro lado, la deshidratación por adsorción también puede usarse utilizando torres deshidratadoras, las cuales contienen desecantes sólidos.

La deshidratación por absorción implica el uso de un desecante líquido para la eliminación de vapor de agua del gas. El líquido seleccionado para la absorción de agua debe tener las siguientes propiedades:

- ◆ Alta eficiencia de absorción.
- ◆ No debe ser corrosivo ni tóxico.
- ◆ No debe reaccionar con los gases hidrocarburos.

Los glicoles, especialmente etilenglicol, dietilenglicol, trietilenglicol, se acercan más a la satisfacción de los criterios antes mencionados.

La deshidratación por desecantes sólidos se fundamenta en el principio de adsorción, en el cual el vapor de agua presente se adhiere a la superficie de los desecantes, permitiendo así la eliminación de agua. La deshidratación con desecantes sólidos constituye una alternativa cuando se desea remover el contenido de agua a una cantidad mínima, ya sea

el caso para ingresar el gas a una planta criogénica o se desee remover agua y componentes ácidos simultáneamente. En comparación con la deshidratación con glicol, resulta ser más costosa pero menos contaminante.

### 1.5.4.Desulfurización

Los gases que contienen  $H_2S$  son clasificados como *gases amargos* y aquellos que están libres de  $H_2S$  son llamados como *gases dulces*. Otros derivados del azufre, además del  $H_2S$ , son completamente insignificantes o se presentan únicamente en cantidades mínimas.

Muchos contratos para la venta del gas natural requieren menos de 4 ppm en el gas, por lo tanto los procesos de eliminación de azufre deben ser muy precisos, para que los productos finales contengan una mínima fracción de azufre que debe ser reducida varios cientos de veces. El  $H_2S$  y el  $CO_2$  son comúnmente llamados *gases ácidos* porque forman ácidos o soluciones acidas en la presencia de agua (**Kumar, 1987**). Al formarse soluciones ácidas, pueden corroer y causar daños prematuros a las válvulas, tuberías y otros equipos.

Una característica importante de todos los gases naturales es la presencia de dióxido de carbono. El  $CO_2$  no es tan dañino como el  $H_2S$ , y su eliminación no siempre es necesaria. La eliminación del dióxido de carbono podría ser requerida en las plantas criogénicas para prevenir la solidificación del mismo. El  $CO_2$  también es corrosivo en la presencia de agua.

Hay variables, en el tratamiento del gas, las cuales hacen precisa la selección del área de aplicación de un proceso dado. Entre los diferentes factores, los siguientes son los más significativos que deben ser considerados (**Kumar, 1987**):

- ◆ Los tipos y concentración de las impurezas del gas.
- ◆ Selección de los ácidos a eliminar.
- ◆ Temperatura y presión a los cuales el gas amargo está disponible, y a la cual el gas dulce se debe entregar.
- ◆ El volumen del gas a procesar y composición de hidrocarburos.
- ◆ Relación de  $H_2S / CO_2$  en el gas.

Además del  $CO_2$  y  $H_2S$ , algunos gases pueden contener otros derivados de azufre tal como el sulfuro de carbonilo (COS) y el metanotiol ( $CH_4S$ ), ambos gases de olor desagradable. Algunos procesos eliminan grandes cantidades de gases no hidrocarburos, pero no es suficiente. Otros eliminan cantidades muy pequeñas, pero no manejan grandes cantidades de componentes ácidos.

La selección de un proceso implica el grado de eliminación de un ácido con respecto a otro. Algunos procesos eliminan  $H_2S$  y  $CO_2$ , mientras que otros son diseñados para la

eliminación únicamente de H<sub>2</sub>S. Generalmente, es importante considerar la selección de un proceso para H<sub>2</sub>S vs CO<sub>2</sub> para garantizar la eliminación de estos componentes. Es por eso que la relación H<sub>2</sub>S/CO<sub>2</sub> es un parámetro importante.

### 1.6. Sistemas de procesos para gas natural

Una vez que se ha localizado un yacimiento de gas con potencial, la decisión de perforar o no, depende de varios factores, una de ellas es la parte económica. Sí se decide perforar el pozo, se toman en consideración los factores geológicos, el potencial de la formación, entre otras. Sí el nuevo pozo entra en contacto con un yacimiento de gas natural, este pozo inicia el proceso de desarrollo para permitir la extracción de gas. En este punto, con el pozo perforado y los hidrocarburos presentes, el pozo puede ser terminado para facilitar su producción. Sin embargo, sí el equipo de exploración se equivoca en la estimación de la existencia de un volumen de gas comerciable, el pozo resulta ser un pozo seco (**Speight, 2007**).

Una vez que empieza la producción de gas, se transporta al área de separación y a las instalaciones de procesamiento, mediante un sistema de tuberías conocido como sistema de recolección. El gas procesado o parcialmente procesado, se envía a las líneas de flujo que transporta el gas a los consumidores.

#### 1.6.1. Sistema de recolección

El sistema de recolección de flujo superficial consiste en la sección de tubería y los accesorios que sirven para transportar los fluidos producidos desde la cabeza del pozo hasta los campos de tratamiento (generalmente, se trata de los separadores aceite- agua-gas). Los sistemas de producción con alta capacidad, proporcionan la separación individual, la medición, y posiblemente, el tratamiento para cada pozo (**Speight, 2007**).

El sistema de tuberías, bombas, tanques, válvulas y otro equipo adicional por medio del cual se transporta el aceite y el gas, que controla el flujo desde los pozos hasta un punto principal de almacenamiento o distribución, se llama sistema de recolección o sistema colector. Al igual que en la recolección de aceite, se requiere un sistema de recolección de gas para transportarlo desde los pozos a los separadores o a la planta de compresores en donde es comprimido para diferentes fines. Para este caso, se usan tuberías de tamaño apropiado, diseñadas para tener capacidad para el volumen de gas que se va a transportar a la presión deseada (**Gómez, 1984**).

Los pozos productores de gas son normalmente de alta presión, aunque con el tiempo ésta disminuye. Las tuberías de descarga van de la cabeza de los pozos hasta las centrales de recolección. En el cabezal de recolección, sobre cada tubería de descarga de entrada,

se instala un registrador de presión con el fin de conocer la condición de flujo por pozo, de la misma manera en la que respecta a los grupos, dependiendo de las presiones de las corrientes (alta, intermedia y baja presión), se instalan los registradores globales. Sobre los colectores de cada corriente se ubica un sistema de deshidratación, o bien, torres de estabilización que operan a presiones controladas establecidas por necesidades de transporte hacia las plantas de proceso (**Villalobos, 2011**).

### 1.6.2.Almacenamiento

Comúnmente, el gas natural se ha usado como un combustible estacional, esto quiere decir, que su demanda es muy alta durante el invierno; afortunadamente el gas natural puede ser almacenado por periodos indefinidos. En contraste, la demanda de gas para la generación de electricidad aumenta durante los meses de verano, debido a la necesidad de la electricidad para el suministro de energía a los acondicionadores de aire. Además, el gas almacenado reduce el riesgo de algún accidente, catástrofe u otros acontecimientos que puedan afectar la producción o la entrega del gas natural.

Básicamente, hay dos criterios para el diseño de instalaciones cuya finalidad es la de almacenar el gas (**Speight, 2007**):

- ◆ Criterio de mínimo requerimiento de carga.
- ◆ Criterio de máximo requerimiento de carga.

Para el almacenamiento por mínimos requerimientos de carga, el gas es usado para el uso de las demandas estacionales, y las instalaciones son capaces de proveer el gas necesario para satisfacer dicha demanda.

Por otro lado, el almacenamiento para máximos requerimientos de carga, se diseña para tener una mayor capacidad de entrega para periodos cortos, durante el cual el gas se puede retirar rápidamente de los tanques de almacenamiento debido a la alta demanda.

Independientemente de las razones por las cuales se almacena el gas natural, por lo general el gas se almacena subterráneamente. Hay tres principales tipos de almacenamiento subterráneo (**Speight, 2007**).

- ◆ Yacimientos agotados de gas.
- ◆ Acuíferos.
- ◆ Cavernas de sal.

Además del almacenamiento subterráneo, el gas natural puede ser almacenado como gas natural licuado (LNG por sus siglas en inglés) que también permite el transporte y almacenamiento del gas en forma líquida.

El gas es un producto invariablemente asociado a la producción de hidrocarburos y derivados del petróleo, su manejo y almacenamiento son de igual importancia que el de los hidrocarburos líquidos. Los tanques que generalmente se emplean para el almacenamiento de gas son por su forma: cilíndricos o esféricos, y su capacidad resulta pequeña comparada con los volúmenes de aceite crudo que se puede almacenar. Como en el caso de almacenamiento de líquidos, el principal material empleado es el acero. Además de la coraza, techo y fondo del tanque, éste posee equipo adicional como dispositivos de control de presión e incendios (**Gómez, 1984**).

### 1.6.3. Transporte

A diferencia de otros productos que son empaquetados y transportados en vehículos, el gas comercial es transportado a través de tuberías. La distribución del gas a los consumidores se puede dividir en tres diferentes equipos de tuberías (**Boyun, et al. 2005**):

- ◆ El sistema de recolección.
- ◆ Línea principal.
- ◆ Líneas de distribución.

Dentro de los factores que se consideran para el diseño de las tuberías llamados gasoductos, se encuentran incluidos el tipo y volumen de gas a transportar, la longitud de la línea, el tipo de suelo por donde pasará la tubería, entre otros.

Después, se ubica y dimensiona una estación de compresión y se diseña el sistema de recolección. Esto involucra la ubicación de los pozos, la cantidad de gas a manejar, la distancia y la diferencia de presión entre el campo y la línea principal de transporte; entre el campo y la línea de distribución. Para obtener mejores resultados en el sistema de transporte, es necesario realizar estudios para decidir el diámetro óptimo, la resistencia al flujo y la energía requerida para las bombas. La máxima capacidad de las tuberías está limitada por los parámetros iniciales de construcción.

Una vez que se ha decidido el diámetro de la tubería, la cantidad de gas que va a ser transportado debe estar en función de la presión. Comúnmente, las tuberías operan en un rango de presión de los 700 psi a 1100 psi, esto en instalaciones terrestres; en costa afuera las tuberías operan a presiones del orden de 1400 psi a 2100 psi.

El gas natural se transporta mediante ductos hacia las ciudades para su consumo domestico, industrial o hacia centrales termoeléctricas para su uso en la generación de energía eléctrica. Sin embargo en algunas ocasiones, por distancia y costos, se utilizan otras formas de transporte como los buques.

Licuar el gas natural es la mejor forma de transportarlo de un punto a otro. Debido a las especiales características del gas natural y a que éste se transporta en estado líquido a una temperatura de aproximadamente  $-160^{\circ}\text{C}$ , el diseño de los buques metaneros se realiza con materiales de alta calidad y muy resistentes, con el fin de garantizar la máxima seguridad en el transporte, durante las operaciones de carga y descarga. Por ello, el diseño de estos buques contempla la utilización de materiales como el invar, un acero especial con un 36% de níquel, acero inoxidable, acero galvanizado y procedimientos de construcción muy específicos: soldaduras de alta calidad, ensayos no destructivos de la soldadura, dimensionamiento de precisión, etc. Todo ello hace que los buques metaneros sean muy seguros, y tengan una vida operativa muy larga, ya que además el gas no corroe los tanques de carga y permite que se conserven en perfecto estado.

Dos de los principales buques metaneros son:

- ◆ Tanques de membrana. La carga se distribuye en varios tanques octogonales que disponen de dos barreras para contener y aislar el GNL. La primera barrera soporta y absorbe las deformaciones causadas por los cambios externos de temperatura, por el peso del GNL u otros factores. La segunda membrana está diseñada para retener el GNL en caso de fuga, entre ambas capas y entre la segunda membrana y el casco se introduce una capa aislante, como es el caso de la **Figura 1.6**.
- ◆ Tanques esféricos. La carga se distribuye en varios tanques esféricos normalmente contruidos en aluminio y aislados por una capa de PVC, poliuretano o fibras de vidrio. Admiten cargas parciales, al contrario que los tanques de membrana, y son independientes del buque. Cada tanque se apoya sobre un soporte cilíndrico de acero inoxidable que se une a la esfera por su parte central y a su vez va unido al casco del buque, como se muestra en la **Figura 1.7**.

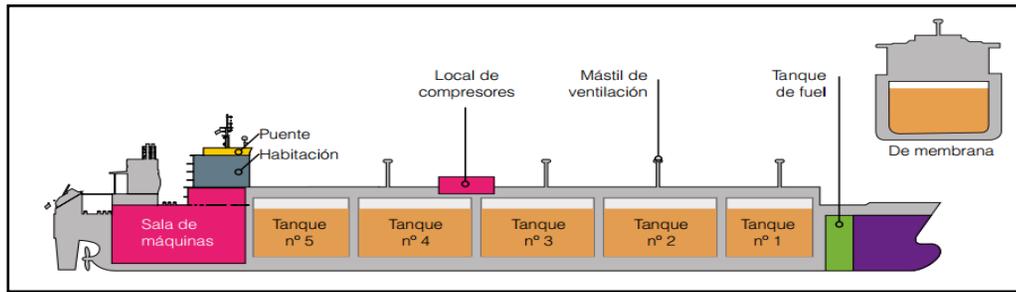


Figura 1.6— Buque de membrana  
(www.sedigas.es)

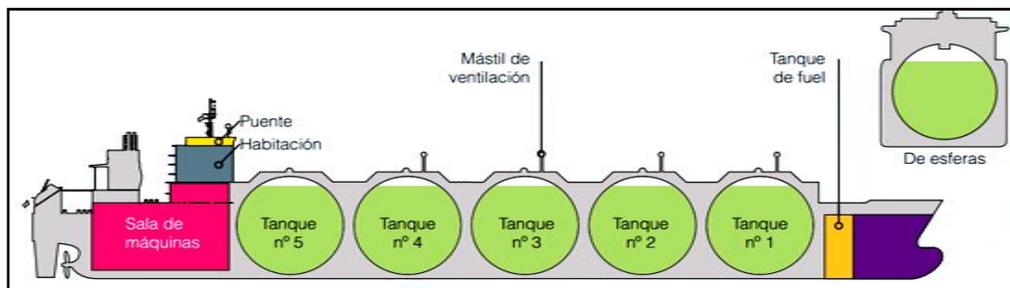


Figura 1.7— Buque esférico  
(www.sedigas.es)

## 2. Clasificación de los yacimientos de acuerdo al tipo de fluidos.

### 2.1 Diagrama de fase presión-temperatura para mezclas multicomponentes.

Una fase se define como cualquier parte de un sistema homogéneo y físicamente distinto de otra parte del mismo sistema, y que están separadas por fronteras definidas. El comportamiento de fase de un sistema de hidrocarburos multicomponentes en la región de dos fases, región líquido-vapor, es muy similar al de un sistema binario. Las condiciones bajo las cuales estas fases existen son factores de mucha importancia. La determinación experimental o matemática de estas condiciones son convencionalmente expresadas en diferentes tipos de diagramas, comúnmente llamados diagramas de fase (Ahmed T. H., 2007). En la **Figura 2.1** se presenta un diagrama de presión-temperatura generalizado para un sistema multicomponentes.

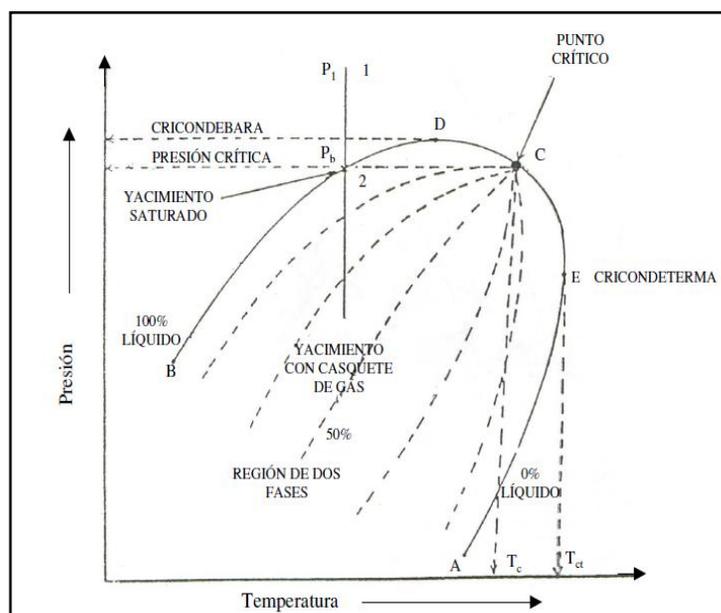


Figura 2.1 —Diagrama de fase de presión temperatura para un sistema multicomponentes (Cuautli, 2005)

Los diagramas de fase multicomponentes son esencialmente usados para la clasificación de yacimientos, especificar los tipos de sistemas de hidrocarburos, y describir el comportamiento de fase de los fluidos de los yacimientos. Para entender en su totalidad el significado de los diagramas P-T, es necesario identificar y definir los siguientes puntos clave de un diagrama P-T (Ahmed T. H., 2007):

- ◆ Cricondenterma. La cricondenterma es la temperatura máxima a la que dos fases (gas y líquido) coexisten en equilibrio, a una temperatura por encima de la cricondenterma no se puede formar líquido.
- ◆ Cricondenbara. La cricondenbara es la presión máxima a la que dos fases (gas y líquido) coexisten en equilibrio, a una presión mayor que la cricondenbara no se puede formar gas.
- ◆ Punto crítico. El punto crítico para una mezcla multicomponentes se refiere al estado de la presión y temperatura a la cual las propiedades intensivas de la fase líquida y la fase gaseosa son iguales.
- ◆ Envoltente de fase (región de dos fases). Es la región envuelta por la curva de punto de burbuja y la curva de punto de rocío en donde el gas y el líquido coexisten en equilibrio.
- ◆ Líneas de calidad. Estas curvas describen las condiciones de presión y temperatura en las cuales existen volúmenes iguales de líquido. Estas líneas convergen en el punto crítico.
- ◆ Curva de punto de burbuja. El punto de burbuja se define como la línea que separa la región de líquido de la región de dos fases.
- ◆ Curva de punto de rocío. El punto de burbuja se define como la línea que separa la región de vapor de la región de dos fases.

## 2.2 Clasificación de los yacimientos petroleros.

Los parámetros que se consideran de utilidad en esta clasificación pueden dividirse en dos grupos (**Rojas, 2003**):

- a) Aquellos que se miden en el campo durante las pruebas de producción: presión, temperatura, relación gas-aceite, densidad API y color del fluido en el tanque, etc.
- b) Aquellos que se obtienen en el laboratorio usando muestras representativas y simulando el comportamiento de los fluidos durante la declinación de la presión.

Dependiendo del estado en que se encuentre inicialmente la mezcla de hidrocarburos en el yacimiento, en forma general, se pueden clasificar en yacimientos de gas y yacimientos de aceite como se observa en la [¡Error! No se encuentra el origen de la referencia..](#) Esta clasificación se basa en la ubicación del punto que representa la presión y temperatura inicial del yacimiento con respecto al diagrama de fase P-T del fluido de la formación.

*Yacimientos de aceite:* Sí la temperatura del yacimiento,  $T$ , es menor que la temperatura crítica del fluido de la formación,  $T_c$ , el yacimiento se clasifica como un yacimiento de aceite. Las mezclas de hidrocarburos que existen en estado líquido a condiciones de yacimiento son clasificados como yacimientos de aceite (**Ahmed T. H., 2007**).

## Clasificación de los yacimientos

Estos líquidos están divididos en yacimientos de aceite negro y aceite volátil, en base a la cantidad de líquido que se produce en superficie. Además de esta clasificación existen los yacimientos saturados y bajo saturados, dependiendo de las condiciones iniciales del yacimiento, mismas que más adelante se abordarán a detalle.

*Yacimientos de gas:* Sí la temperatura del yacimiento es mayor que la temperatura crítica de los fluidos hidrocarburos, el yacimiento se considera un yacimiento de gas. Los gases naturales consisten generalmente de 60% a 80% de metano, y el resto principalmente compuesto de hidrocarburos gaseosos como el etano, propano, butano, y pentano. El porcentaje mínimo de metano que puede contener un yacimiento de gas es del 7%. Los hidrocarburos que están en condición de vapor en el yacimiento están clasificados como gas, y se subdividen en tres clasificaciones: gas condensado, gas húmedo y gas seco.

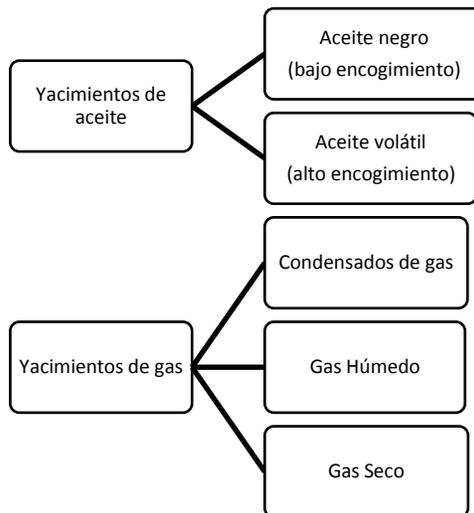


Figura 2.2—Clasificación de los yacimientos petroleros (McCain, 1990)

Dependiendo de la presión inicial del yacimiento, los yacimientos de aceite pueden subdividirse en las siguientes categorías (Ahmed T. H., 2007):

- I. Yacimientos bajo saturados: Sí la presión inicial del yacimiento es mayor que la presión de burbuja del aceite, se le conoce como yacimiento de aceite bajo saturado.
- II. Yacimientos saturados: Cuando la presión inicial del yacimiento es igual a la presión de burbuja del aceite, nos encontramos con un yacimiento de aceite saturado.
- III. Yacimientos saturados con casquete de gas: Sí la presión inicial del yacimiento está por debajo de la presión de burbuja del aceite, el yacimiento se clasifica como yacimiento con casquete de gas o de dos fases.

**Ahmed (2007)** presenta la siguiente clasificación para los yacimientos de aceite y para los yacimientos de gas, mostrados en la **Tabla 2-1**.

**Tabla 2-1– Clasificación de Ahmed de los yacimientos  
(Ahmed T. H., 2007)**

Yacimientos de aceite	Yacimientos de gas
Aceites negros ordinarios	Gas retrógrado-condensado
Aceites crudos de bajo encogimiento	Gas y condensado cerca del punto crítico
Aceites crudos de alto encogimiento	Gas húmedo
Aceites crudos cercanos al punto crítico	Gas seco

De igual manera, **McCain (1990)** presenta la clasificación siguiente, **Tabla 2-2**:

**Tabla 2-2– Clasificación de los yacimientos según McCain  
(McCain, 1990)**

Yacimientos de aceite	Yacimientos de gas
Aceites negros	Gas y condensado
Aceites volátiles	Gas húmedo
	Gas seco

Las características de los fluidos producidos para delimitar un yacimiento dentro de la clasificación de McCain son:

Para aceite negro:

- El factor de volumen de formación es menor que 1.2 bbl/STB.
- Relación gas-aceite es menor que 200 scf/STB.
- Densidad menor que 35° API.
- Producen un líquido negro o verde negruzco.

Para aceites volátiles:

- Factor de formación mayor que 1.5 bbl/STB.
- Relación gas-aceite entre 2000 y 3000 scf/STB.
- Densidad entre 45° y 55° API.
- Producen un líquido café oscuro.

Para gas y condensado:

- Relación gas-aceite entre 8000 y 70000 scf/STB.
- Densidad del condensado arriba de 50° API.
- Producen un líquido ligeramente café.

Para gas húmedo:

- ◆ Relación gas-aceite entre 60000 y 100000 scf/STB.
- ◆ Densidad en el tanque de almacenamiento mayor que 60° API.
- ◆ Las condiciones del separador se encuentran dentro de la región de dos fases.
- ◆ Produce un líquido transparente.

Para gas seco:

- ◆ Relación gas-aceite mayor a 100000 scf/STB.
- ◆ Producen un líquido ligero, transparente (si lo hay).

La clasificación que McCain y Ahmed desarrollaron para los yacimientos petroleros está basada en algunas propiedades que presentan los fluidos hidrocarburos, tales como:

- ◆ Propiedades físicas, como la densidad API.
- ◆ Composición.
- ◆ RGA inicial.
- ◆ Apariencia, es decir, color del líquido en el tanque de almacenamiento.
- ◆ Diagrama de fase P-T.

### 2.2.1 Otras clasificaciones

Los yacimientos petroleros también se pueden clasificar por el tipo de trampas en que se forman o por el mecanismo de desplazamiento para su producción.

Por el tipo de trampa en que se almacenan los fluidos, los yacimientos se clasifican en **(Un Siglo de la Perforación en México. Tomo I)**:

- ◆ Trampas de tipo estructural: son aquellas en las que los hidrocarburos se encuentran asociados a pliegues o fallas tales como anticlinales y los sinclinales.
- ◆ Trampas estratigráficas: son diversas y dependen exclusivamente del carácter sedimentológico de las formaciones que las constituyen. Un cambio lateral de arena a lutitas constituye una trampa estratigráfica.
- ◆ Trampas combinadas: Hace referencia a las posibles combinaciones que se presenten entre los dos grupos anteriores.

### 2.3 Diagrama de fase P-T para los fluidos petroleros

La mejor forma de observar los cambios de fase de los fluidos petroleros es a través de un diagrama P-T. En la línea de puntos de burbuja, el sistema se encuentra en fase líquida en equilibrio con una cantidad infinitesimal de gas. En la línea de puntos de rocío, el sistema de se encuentra en fase gaseosa en equilibrio con una cantidad infinitesimal de líquido.

## Clasificación de los yacimientos

Las curvas de burbuja y de rocío se unen en el punto crítico. A las condiciones del punto crítico las propiedades intensivas del gas y el líquido son idénticas. La envolvente de fases divide al diagrama en tres regiones: la de líquido que está situada fuera de la envolvente y a la izquierda de la temperatura crítica; la de gas que también está fuera de la envolvente pero a la derecha de la temperatura crítica; y la región de dos fases que se encuentra dentro de la envolvente y donde se hallan en equilibrio el gas y el líquido. Así, las curvas de burbuja y de rocío son 100% y 0% de líquido, respectivamente (Rojas, 2003).

**Yacimientos de aceite negro.** Los yacimientos de aceite negro consisten de una amplia variedad de especies químicas, incluyendo moléculas pesadas. El diagrama de fase de este yacimiento de aceite negro se muestra en la **Figura 2.3**.

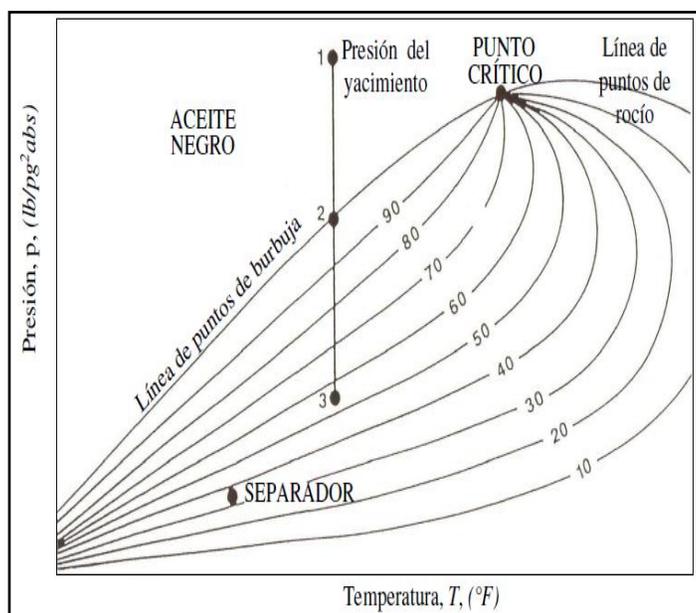


Figura 2.3—Diagrama de fase Presión vs Temperatura para un yacimiento de aceite negro (Cuaulli, 2005)

La línea vertical 1-2-3 indica la trayectoria de la reducción de la presión a temperatura constante que se presenta en el yacimiento durante la explotación de los hidrocarburos. Cuando la presión del yacimiento se encuentra dentro del rango de la línea 1-2, el aceite se encuentra bajo saturado, es decir, que el aceite presente en el yacimiento es capaz de disolver más gas si estuviera presente. Cuando la presión del yacimiento se encuentra en el punto 2, el aceite se encuentra en el punto de burbuja y se denomina aceite saturado, es decir, el aceite en el yacimiento contiene suficiente gas disuelto que ya no puede disolver más.

Conforme se explota el yacimiento a condiciones normales, la presión declina a lo largo de la línea 2-3 liberando gas al yacimiento, además durante el trayecto del punto 2 hacia el separador, que se encuentra en la superficie, se libera gas del aceite obteniendo gas y

aceite en superficie. Las condiciones de presión y temperatura del separador indican que se obtiene una cantidad grande de líquidos en la superficie.

Para calcular el volumen de gas, se toma como base un 100% menos el porcentaje de líquidos. El agua está siempre presente en un yacimiento petrolero pero no se incluye en esta discusión. El nombre de aceite negro se refiere al color de este tipo de aceite, aunque no siempre es negro. Este tipo de fluido también ha sido llamado de bajo encogimiento.

**Yacimientos de aceite volátil.** Estos yacimientos contienen menos moléculas pesadas y más moléculas intermedias, tales como etanos hasta hexanos, que los aceites negros. El diagrama de fase de un aceite volátil se muestra en la **Figura 2.4**, es un poco diferente al diagrama de fases de los yacimientos de aceite negro. El rango de temperatura cubierto por la envolvente de fase es un poco más pequeño. La temperatura crítica está muy cercana a la temperatura del yacimiento, es mucho más baja respecto a la temperatura crítica para un aceite negro. La línea vertical 1–2–3 indica que, a temperatura constante, la trayectoria que se obtiene en el yacimiento provocada por una reducción en la presión del yacimiento originada por la explotación de los fluidos. Una reducción pequeña en la presión por debajo del punto de burbuja, punto 2, provoca la liberación de una significativa cantidad de gas en el yacimiento. Un aceite volátil puede llegar a formar hasta 50% de gas en el yacimiento, únicamente a unos pocos cientos de psi debajo de la presión de burbuja.

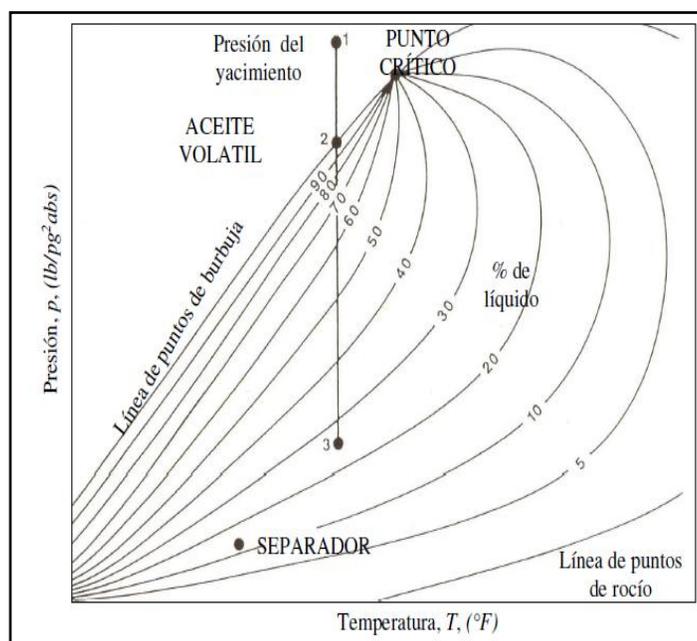
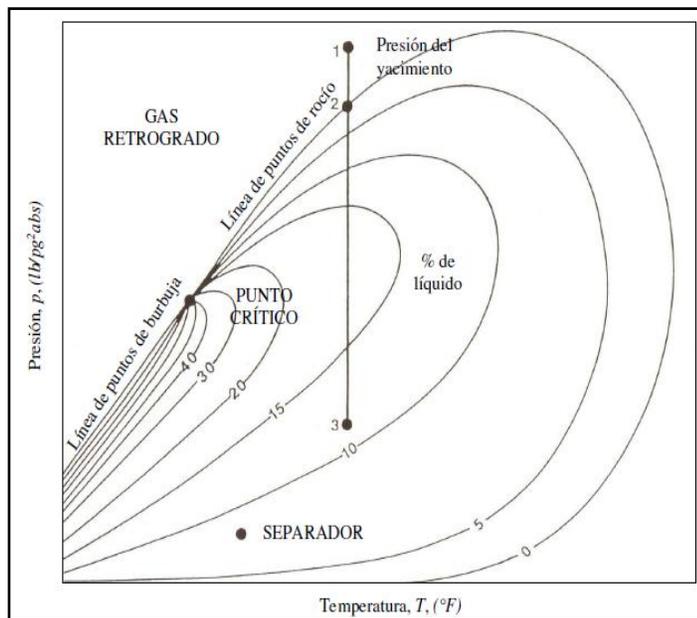


Figura 2.4—Diagrama de fase Presión vs Temperatura para un yacimiento de aceite volátil (Cuaulli, 2005)

**Yacimientos de gas y condensado (gas retrógrado).** El diagrama de fase de un yacimiento de gas y condensado es más pequeño que los anteriores. Este tipo de fluido, tiene una temperatura crítica menor a la temperatura del yacimiento y una cricondenbarma mayor que la temperatura del yacimiento. Inicialmente, un gas retrógrado es totalmente gas en el yacimiento, punto 1, **Figura 2.5**, a medida que la presión disminuye, se forma la primera gota de líquido en el punto de rocío, punto 2. Conforme la presión se reduce, el gas inicial se condensa y forma líquido libre en el yacimiento. La reducción adicional en la presión, permite que las moléculas más pesadas comiencen el proceso de vaporización. Este proceso continúa hasta que la presión del yacimiento alcanza la presión de rocío. Esto significa que todos los líquidos formados deben vaporizarse porque el sistema es esencialmente vapor debajo del punto de rocío. De acuerdo a la trayectoria de la línea 1-2-3 del diagrama de fase, se aprecia que en algún punto a baja presión el líquido en el yacimiento inicia a vaporizarse.

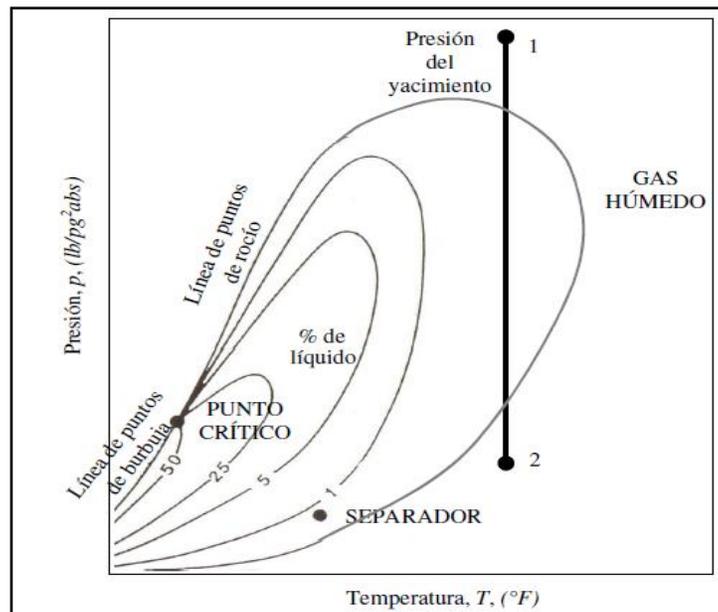


**Figura 2.5— Diagrama de fase Presión vs Temperatura para un yacimiento de gas retrógrado (Cautli, 2005)**

La condensación retrógrada es definida como la formación de líquido por una disminución en la presión a temperatura constante o por un incremento isobárico de la temperatura. Similarmente, la vaporización retrógrada es la formación de vapor por la compresión isotérmica o por una disminución isobárica de la temperatura. El fenómeno retrógrado puede ocurrir únicamente a presiones que se encuentren entre la presión crítica y la cricondenbarma o a temperatura entre la temperatura crítica y la cricondenbarma (**Burcik, 1979**).

**Yacimientos de gas húmedo.** Un diagrama de fase de un gas húmedo se muestra en la **Figura 2.6**. Se presenta cuando la temperatura del yacimiento es mayor que la cricondenterma de la mezcla, por lo que nunca se tendrán dos fases en el yacimiento, únicamente fase gaseosa. Cuando estos fluidos son llevados a la superficie entran a la región de dos fases, por lo que se llega a presentar gas y líquido.

La trayectoria de la presión, línea 1-2, no entra en la envolvente de fase, esto quiere decir que no se forman líquidos en el yacimiento. Sin embargo, las condiciones del separador se encuentran dentro de la envolvente de fase, originando la formación de líquido en superficie. Estos líquidos normalmente se llaman condensados. La palabra húmedo no se refiere a que el gas este mojado con agua, sino que se refiere a los hidrocarburos líquidos los cuales se condensan a condiciones de superficie.



**Figura 2.6** —Diagrama de fase Presión vs Temperatura para un yacimiento de gas húmedo (Cuautili, 2005)

**Yacimientos de gas seco.** El gas seco está compuesto principalmente por metano y algunos componentes intermedios. El único líquido asociado al gas seco es el agua. La **Figura 2.7** es un diagrama de fase de un yacimiento de gas seco. A condiciones de yacimiento, la mezcla de hidrocarburos se encuentra presente únicamente en fase gaseosa.

De igual manera, a condiciones del separador en superficie, solo se obtiene gas. Esto implica que durante la producción tanto a condiciones de yacimiento como de superficie, nunca se entra a región de dos fases, así como lo indica la trayectoria de la línea 1-2 hasta

## Clasificación de los yacimientos

el separador. Por lo tanto, no se forman líquidos ni a condiciones de yacimientos ni a condiciones de superficie.

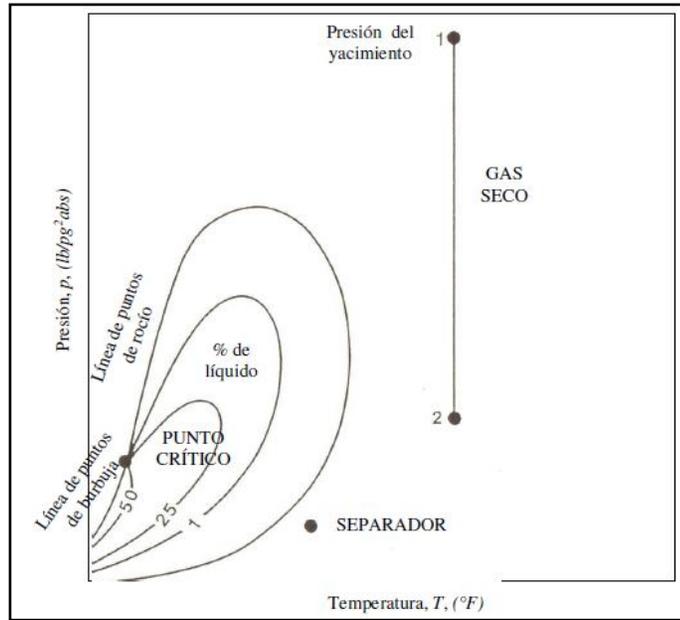


Figura 2.7 —Diagrama de fase Presión vs Temperatura para un yacimiento de gas seco (McCain, 1990)

## 2.4 Identificación del tipo de fluidos a partir de datos de laboratorio y producción.

El tipo de fluido de un yacimiento puede confirmarse únicamente con la observación en el laboratorio, aunque también los datos de producción pueden indicar el tipo de fluidos presente. A partir de los datos de producción se pueden obtener tres propiedades de los fluidos que permiten identificarlos fácilmente son:

- ◆ Relación gas-aceite inicial de producción.
- ◆ Densidad del líquido en el tanque de almacenamiento.
- ◆ Color del líquido en el tanque de almacenamiento.

La relación gas-aceite inicial de producción es el indicador más importante para la identificación del tipo de fluido. Si se considera únicamente el color de los fluidos en el tanque de almacenamiento no sería un buen indicador para la identificación de los fluidos. Sin embargo, la relación gas-aceite en conjunto con el color de la producción son excelentes indicadores para la identificación y confirmación de los fluidos presentes en el yacimiento. Si los tres indicadores, mencionados anteriormente, no cumplen con las características establecidas, otra forma de identificarlos es observándolos en el laboratorio. Para estos casos McCain estableció una serie de reglas empíricas básicas que permiten la identificación de cada uno de los cinco tipos de fluidos que se presentan en los yacimientos.

A continuación se mencionan datos de producción y de laboratorio para identificar los tipos de fluidos en los yacimientos (McCain, 1990).

**Aceite negro.** Los aceites negros se caracterizan por presentar relaciones de producción gas-aceite iniciales,  $RGA_i$ , menores a 1750 scf/STB con variaciones de 250 scf/STB. Cuando la  $P_b$  es mayor que la  $P_y$ , la RGA y la densidad del aceite se mantienen prácticamente constantes. Posteriormente, conforme la  $P_y$  alcanza la  $P_b$  y el tiempo de explotación avanza, la RGA se incrementa hasta alcanzar un valor máximo para luego iniciar a descender. El aceite en el tanque de almacenamiento normalmente tiene una densidad mayor a 45° API. El color del aceite es negro intenso que indica la presencia de moléculas pesadas, aunque también se presentan colores grisáceos y cafés.

Los resultados de análisis de laboratorio realizados a muestras de fluidos, muestran que la composición de la mezcla de los componentes heptanos+, representa casi el 20% mol, lo que indica la gran cantidad de hidrocarburos pesados en la mezcla de fluidos del yacimiento. Los aceites negros presentan un factor de volumen de formación del aceite,  $Bo$ , igual o menor a  $2.0 \frac{Bls\ c.y.}{Bls\ c.e}$ . El  $Bo$  indica el volumen en barriles del líquido a condiciones

de yacimiento que se requieren para producir un barril de aceite a condiciones de superficie.

**Aceite volátil.** Los aceites volátiles se caracterizan por presentar relaciones de producción gas-aceite iniciales,  $RGA_i$ , que oscilan entre 1750 scf/STB con variaciones de 250 scf/STB y 3300 scf/STB. Cuando la  $P_b$  es mayor que la  $P_y$ , la RGA se incrementa ligeramente conforme la explotación del yacimiento avanza. Posteriormente, conforme la  $P_y$  alcanza la  $P_b$  y el tiempo de explotación progresa, la RGA se incrementa en forma substancial hasta alcanzar un valor máximo para luego iniciar el descenso. En esta etapa la densidad relativa del aceite decrece ligeramente hasta un mínimo, iniciando a incrementarse a tiempos de explotación largos. Para aceites volátiles cuando la  $P_y$  es menor que la  $P_b$ , la densidad es igual o menor a 40 °API. Luego, durante la explotación del yacimiento, conforme la  $P_y$  cae por debajo de la  $P_b$  la densidad relativa del aceite se incrementa. El aceite producido a condiciones de superficie presenta un color café, naranja o verde.

Los resultados de laboratorio de un aceite volátil revelan un factor de formación mayor que  $2 \frac{Blsc.y}{Blsc.e}$ . Los resultados de análisis de laboratorio realizados a muestras de fluidos, muestran que la composición de la mezcla del componente heptano+, se encuentran en un rango entre el 12.5 y 20% mol. **McCain,( 1990)** menciona que el valor de 12.5% mol en la mezcla de  $C_{7+}$ , es en forma precisa la línea que separa los aceites volátiles de los condensados del gas.

**Gas y condensado.** Los aceites volátiles se caracterizan por presentar relaciones de producción gas-aceite iniciales,  $RGA_i$ , mayores a 3300 scf/STB .El límite superior para la  $RGA_i$  no se encuentra muy bien definido, observando valores mayores a 150000 scf/STB. Cuando la  $P_y$  es mayor que la  $P_d$ , la RGA se incrementa ligeramente conforme la explotación del yacimiento avanza hasta que se alcanza la  $P_d$ . Posteriormente, cuando la  $P_y$  es menor que la  $P_d$  y el tiempo de explotación progresa, la RGA se incrementa en forma exponencial. Para los condensados del gas la densidad que se obtiene a condiciones de superficie varía entre 40° y 60 °API, incrementando ligeramente cuando la  $P_y$  es mayor que la  $P_d$ . Luego, durante la explotación del yacimiento, conforme la  $P_y$  cae por debajo de  $P_d$  la densidad de los líquidos se incrementa aun más. Los condensados en el tanque de almacenamiento presentan un color ligeramente café, naranja verdoso o incoloro (**McCain, 1990**).

En la identificación de condensados de gas con análisis de laboratorio se encontró que la concentración de  $C_{7+}$  es menor que 12.5% mol encontrando el fluido del yacimiento en fase gaseosa y presenta puntos de rocío.

**Gas húmedo.** El gas húmedo produce líquidos en el tanque de almacenamiento con el mismo rango de densidades que los condensados de gas. Sin embargo, la densidad de los líquidos del gas húmedo no cambia durante la vida productiva del yacimiento. El líquido en el tanque es prácticamente blanco (**McCain, 1990**). Los gases húmedos muestran valores altos de relaciones gas-aceite producido. Estas RGAi se mantienen constantes a lo largo de la vida productiva del yacimiento en un rango mayor a 15000 scf/STB.

Los gases húmedos no presentan cambio de fase cuando la presión se reduce a temperatura del yacimiento. En los análisis de laboratorio se observó que la concentración del componente  $C_{7+}$  es menor a 4% mol y que el comportamiento retrógrado a condiciones del yacimiento no se presenta.

**Gas seco.** Al hablar de gases secos nos referimos a que la fase de gaseosa no contiene suficientes moléculas pesadas para formar líquidos en las instalaciones superficiales. Sin embargo, si se llegan a producir cantidades muy pequeñas de condensado en relación al gas producido. Un gas seco es aquel que tiene RGAi por encima de los 100000 scf/STB obteniendo del condensado constantes y de color transparente.

Los gases secos no presentan cambio de fase cuando la presión se reduce a temperatura del yacimiento. La concentración del componente  $C_{7+}$  es menor a 0.7% mol.

### 3. Propiedades de los gases naturales

#### 3.1. Ecuaciones de estado, gases ideales y gases reales.

Un conocimiento sobre el comportamiento de la presión, el volumen y la temperatura de la sustancia misma, implica frecuentemente poder hacer la predicción de una propiedad termodinámica.

Se denomina ecuación de estado a cualquier expresión en que intervenga la presión, el volumen y la temperatura (**González & De la Garza, 1988**).

$$f(P, V, T) = 0$$

**Ecuación 3-1**

También, se le llama ecuación de estado incompleta, ya que no permite predecir otras propiedades termodinámicas diferentes de la presión, volumen y temperatura, es decir, la **Ecuación 3-1** no proporciona información con respecto a la energía interna, la entalpía, etc., de una sustancia en un estado termodinámico dado. Sin embargo, aparte de proporcionar información con respecto al comportamiento P, V, T de una sustancia, puede servir como medio para determinar cualquier propiedad termodinámica. Existen una gran variedad de ecuaciones de estado para calcular el comportamiento de la presión, volumen y temperatura de un gas o una mezcla de gases las cuales se detallarán más adelante.

#### 3.1.1. Gases ideales.

Como un punto de partida para el estudio de los gases reales, debemos considerar un fluido hipotético conocido como gas ideal. Un gas ideal es un fluido el cual el volumen ocupado por las moléculas es insignificante con respecto al volumen ocupado por el fluido total, no hay fuerzas de atracción ni de repulsión entre las moléculas o entre las moléculas y las paredes del recipiente que lo contiene, y la colisión de las moléculas son perfectamente elásticas (**Ikoku, 1992**). En la realidad no existen gases ideales, sin embargo, muchos gases cerca de la temperatura y presión atmosféricas se aproximan al comportamiento ideal.

Para un mejor entendimiento de lo que ocurre con el gas cuando se somete a cambios de presión y temperatura, se recurre a la ley de los gases ideales. Esta ecuación es una combinación de tres leyes fundamentales de los gases, Ley de Boyle, Ley de Charles y Ley de Avogadro, que en seguida se mencionarán.

La nomenclatura es la siguiente:

$V_1$ =volumen de gas bajo condiciones originales, ft<sup>3</sup>.

$V_2$ = volumen de gas bajo condiciones finales, ft<sup>3</sup>.

$T_1$ = temperatura absoluta del gas bajo condiciones originales, °R (°F + 460).

$T_2$ = temperatura absoluta del gas bajo condiciones finales, °R.

$P_1$ = presión absoluta del gas bajo condiciones originales, psia.

$P_2$ = presión absoluta del gas bajo condiciones finales, psia.

*Ley de Boyle.* El volumen de un gas ideal es inversamente proporcional a la presión de una masa de gas cuando la temperatura es constante. Se puede expresar como:

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{V_2}{V_1} \quad \text{ó} \quad P_1V_1 = P_2V_2 \quad \text{ó} \quad PV = \text{constante} \quad \text{Ecuación 3-2}$$

*Ley de Charles.* A condiciones de presión constante, el volumen ocupado es directamente proporcional a la temperatura para una masa de gas definida.

$$\frac{V_1}{T_1} = \frac{V_2}{T_2} \quad \text{ó} \quad \frac{V}{T} = \text{constante} \quad \text{Ecuación 3-3}$$

*Ley de Avogadro.* Bajo las mismas condiciones de presión y temperatura, un volumen igual de todos los gases ideales contiene el mismo número de moléculas. Esto es equivalente a que sí a cierta presión y a cierta temperatura, un peso molecular de cualquier gas ideal ocupa el mismo volumen de un peso molecular de otro gas ideal. Se ha demostrado que hay  $6.023 \times 10^{23}$  moléculas/lb-mol de gas. Una libra-mol de un gas ideal ocupa 378.6 ft<sup>3</sup> a condiciones estándar de presión y temperatura. Cabe mencionar que la presión y temperatura estándar varía de país en país, pero los valores más comunes son:  $T = 60^\circ\text{F}$  y  $P = 14.73$  psia.

Las tres leyes descritas anteriormente se combinan para expresar la relación de la presión, volumen y temperatura, y así poder derivar la ecuación de la ley de los gases ideales.

$$PV = nRT \quad \text{Ecuación 3-4}$$

$$\rho = \frac{PM}{RT} \quad \text{Ecuación 3-5}$$

$$PV = \frac{m}{M}RT$$

Ecuación 3-6

La **Ecuación 3-4**, **Ecuación 3-5** y **Ecuación 3-6** son conocidas por varios nombres, tales como Ley de los gases ideales, Ley general de los gases o Ley de los gases perfectos (**Beggs H. , 1984**). La deducción de la ecuación de la Ley de los gases ideales se muestra en el APÉNDICE A.

El valor de R depende de las unidades de presión, volumen, temperatura y moles. Con unidades de presión en atmósferas, volumen en cm<sup>3</sup>, n en g-moles y temperatura en °K;

$$R = 82.057 \text{ atmcm}^3/\text{g-mol}/^\circ\text{K}.$$

Con unidades de presión en psia, volumen en ft<sup>3</sup>, n en lb-moles y temperatura en Rankine;

$$R = 10.732 \text{ psia ft}^3/\text{lb-mol}/^\circ\text{R}$$

### 3.1.2. Gases reales.

El gas real o no ideal es el gas cuyo volumen se reduce a la mitad de su volumen original, cuando la presión es menor de dos veces la presión inicial, es decir, el gas es más compresible que el gas ideal o perfecto. A presiones bajas las moléculas están distantes, las fuerzas de atracción son insignificantes, por lo tanto, el gas se comporta como ideal (**González, et al. 1988**). A presiones moderadas, el gas tiende a comprimirse más de lo que indica la Ley de los gases ideales, particularmente para temperaturas cercanas a la temperatura crítica. A altas presiones, el gas tiende a comprimirse menos de lo que indica la ecuación de los gases no reales. Para obtener la desviación correcta entre el volumen medido y el observado, se hace uso de la ley de los gases ideales y un factor empírico, llamado factor de desviación o factor Z. En la literatura, este factor algunas veces es referido como factor de compresibilidad, el cual puede causar confusión con otras propiedades del gas (**Ikoku, 1992**).

La **Ecuación 3-7** representa la ecuación de los gases reales más común en la industria:

$$PV = ZnRT$$

Ecuación 3-7

La cual es obtenida introduciendo el factor de compresibilidad Z en la ecuación de la Ley de los gases ideales. El factor Z es la relación entre el volumen de gas real y el volumen que ocupa el gas que se comporta como un gas ideal bajo las mismas condiciones de presión y temperatura.

Este factor varía con la presión, temperatura y composición del gas, y se puede expresar como:

$$Z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}} \quad \text{o} \quad V_{real} = ZV_{ideal} \quad \text{Ecuación 3-8}$$

### 3.2. Determinación de la presión crítica y la temperatura crítica.

Las características físicas de una sustancia son controladas por la cercanía relativa de cualquier punto al punto crítico. Si la presión relativa a la presión crítica y la temperatura relativa a la temperatura crítica son la misma para dos diferentes sustancias, entonces las sustancias están en estados correspondientes y cualquier otra propiedad, como la densidad relativa a la densidad crítica, sería la misma para ambas sustancias. Este es el teorema del principio de los estados correspondientes. En otras palabras esto es, la desviación de un gas real desde la Ley de los gases ideales es la misma para diferentes gases en la misma condición correspondiente a la temperatura reducida y a la presión reducida. El teorema de los estados correspondientes tiene varias aplicaciones, la más común es para la evaluación de la desviación de los gases reales a partir de la ecuación de los gases ideales. Además permite determinar el estado crítico de los gases (**Ikoku, 1992**).

Como punto de partida, debemos entender el término “reducido” para las propiedades de los fluidos hidrocarburos. La temperatura reducida, presión reducida y el volumen reducido son la relación de la temperatura, presión y volumen específico actuales y la temperatura crítica, presión crítica y volumen crítico, respectivamente:

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad \text{Ecuación 3-9}$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} \quad \text{Ecuación 3-10}$$

$$V_r = \frac{V}{V_c} \quad \text{Ecuación 3-11}$$

$$\rho_r = \frac{\rho}{\rho_c} \quad \text{Ecuación 3-12}$$

Donde:

$T_r$  = temperatura reducida

$P_r$  = presión reducida  
 $\rho_r$  = densidad reducida  
 $V_r$  = volumen reducido  
 $T_c$  = temperatura crítica  
 $P_c$  = presión crítica  
 $\rho_c$  = densidad crítica  
 $V_c$  = volumen crítico

Los términos de presión pseudocrítica y temperatura pseudocrítica son definidos para usarlos en lugar de la verdadera temperatura y presión crítica y así determinar el factor de compresibilidad de una mezcla, entre otras aplicaciones. La temperatura pseudocrítica y la presión pseudocrítica normalmente son definidas como (Tiab, 2000):

$$P_{pc} = \sum y_i P_{ci} \quad \text{Ecuación 3-13}$$

$$T_{pc} = \sum y_i T_{ci} \quad \text{Ecuación 3-14}$$

Donde:

$P_{pc}$  = presión pseudocrítica de una mezcla de gas  
 $T_{pc}$  = temperatura pseudocrítica de una mezcla de gas  
 $P_{ci}$  = presión crítica del componente i de una mezcla de gas  
 $T_{ci}$  = temperatura crítica del componente i de una mezcla de gas  
 $y_i$  = fracción mol del componente i de una mezcla de gas

Estas relaciones son conocidas como Regla de Kay. La presión pseudocrítica y temperatura pseudocrítica son usadas para determinar las condiciones pseudoreducidas:

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \quad \text{Ecuación 3-15}$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad \text{Ecuación 3-16}$$

Donde:

$P_{pr}$  = presión pseudoreducida  
 $T_{pr}$  = temperatura pseudoreducida

## Propiedades de los gases naturales

Estas propiedades son llamadas “pseudo” porque son usadas como una correlación más precisa para la representación de las propiedades críticas de una mezcla.

Otra forma de obtener la presión pseudocrítica y temperatura pseudocrítica es a partir de la densidad relativa del gas, usando la **Figura 3.1** y **Figura 3.2**, respectivamente.

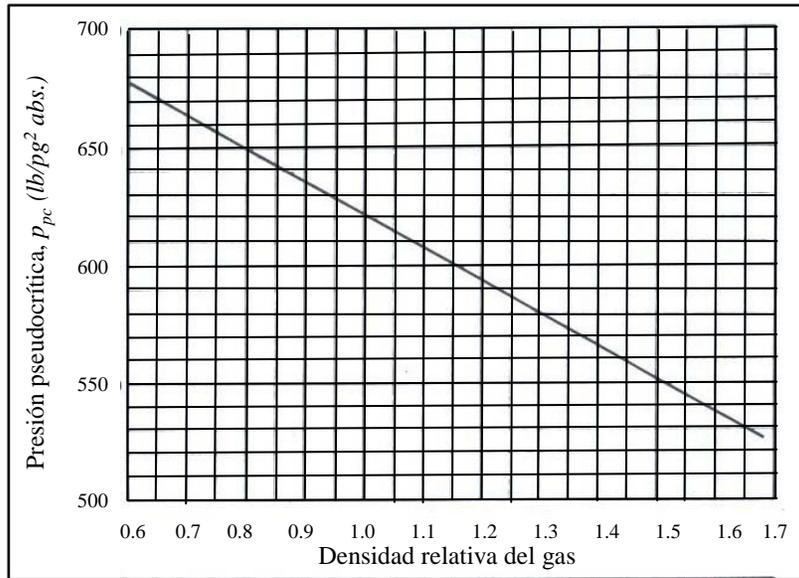


Figura 3.1– Presión pseudocrítica a partir de la densidad relativa del gas (Cautli, 2005)

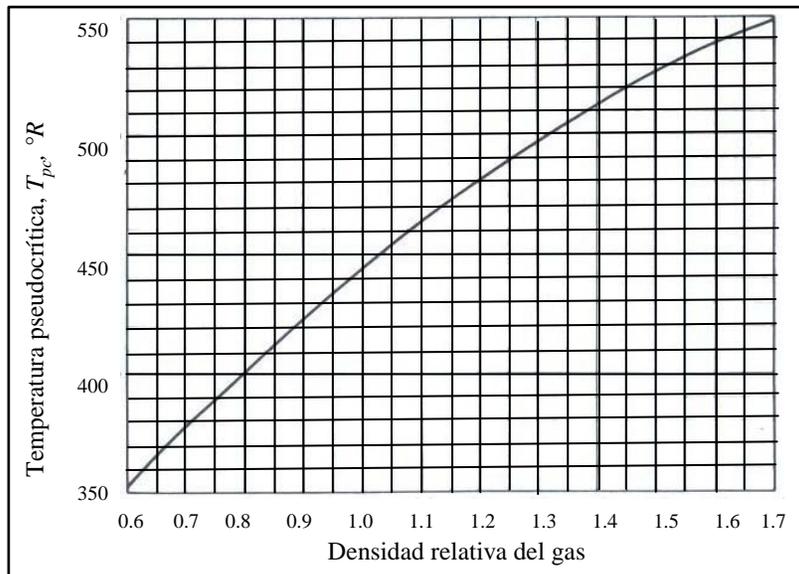


Figura 3.2– Temperatura pseudocrítica a partir de la densidad relativa del gas (Cautli, 2005)

## Propiedades de los gases naturales

La **Tabla 3-1** muestra las temperatura y presiones críticas de los componentes más comunes de los hidrocarburos.

Se recomienda el uso de la **Ecuación 3-9** a la **Ecuación 3-16** cuando en la mezcla de gas se encuentra un 3% de H<sub>2</sub>S, 5% de N<sub>2</sub> o un total de impurezas del 7%, por lo tanto existe un error en la presión crítica mayor al 6% (**Kumar, 1987**).

**Tabla 3-1— Presión crítica y temperatura crítica de algunos componentes del gas natural  
(Kumar, 1987)**

Componente	Fórmula	Peso molecular	Presión crítica (psia)	Temperatura crítica (°F)
<b>Metano</b>	CH <sub>4</sub>	16.043	666.40	- 116.67
<b>Etano</b>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.07	706.50	89.92
<b>Propano</b>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44.0970	616.00	206.06
<b>Isobutano</b>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.1230	527.90	274.46
<b>n-Butano</b>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.1230	550.60	305.62
<b>Metano</b>	CH <sub>4</sub>	16.043	666.40	-116.67
<b>Etano</b>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.07	706.50	89.92
<b>Dióxido de carbono</b>	CO <sub>2</sub>	44.01	1,071.00	87.91
<b>Hidrógeno</b>	H <sub>2</sub>	2.0159	188.10	-399.90
<b>Oxígeno</b>	O <sub>2</sub>	31.9988	731.40	-181.43
<b>Nitrógeno</b>	N <sub>2</sub>	28.0134	493.10	-232.51
<b>Agua</b>	H <sub>2</sub> O	18.0153	3,198.80	705.16
<b>Ácido sulfhídrico</b>	H <sub>2</sub> S	34.08	1,300.00	212.45

### 3.3. Factor de compresibilidad del gas Z.

El factor de compresibilidad del gas natural es la clave para conocer el comportamiento real de los hidrocarburos en estado gaseoso, por lo tanto, la mayoría de los cálculos están afectados por este parámetro. Como se ha mencionado anteriormente, el factor de compresibilidad del gas es también llamado factor de desviación Z o, simplemente factor Z. El factor de compresibilidad se define como la razón del volumen realmente ocupado por un gas a determinada presión y temperatura respecto al volumen que ocuparía si fuese un gas ideal y se expresa como **(González, et al. 1988)**:

$$Z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}} = \frac{\text{volumen real de } n \text{ moles de gas a cierta } P \text{ y } T}{\text{volumen ideal de } n \text{ moles a las mismas condiciones de } P \text{ y } T} \quad \text{Ecuación 3-17}$$

Para un gas ideal Z tiene el valor de la unidad para todas las temperaturas y presiones. En el caso de los gases reales, el factor de compresibilidad suele variar con ambas variables y su desviación es un indicador de la separación del comportamiento ideal.

La correlación básica para obtener este parámetro es el concepto del teorema de los estados correspondientes. Recordando que de acuerdo a este teorema, las características físicas de una sustancia están en función de su proximidad relativa al punto crítico. Esto significa que la desviación de un comportamiento ideal de los gases es la misma si estos gases se encuentran en el mismo estado relativo a su estado crítico. Así, los valores de la presión y temperatura que expresan la desviación de un gas real de un ideal son la presión y temperatura reducida, expresadas anteriormente por la **Ecuación 3-9** y la **Ecuación 3-10** **(Kumar, 1987)**:

$$Z = f(P_r, T_r) \quad \text{Ecuación 3-18}$$

En 1941, Standing y Katz representaron una gráfica para el factor Z, la cual se muestra en la **Figura 3.3**, en función de la presión pseudoreducida y temperatura pseudoreducida. Esta gráfica es generalmente exacta para gases dulces y gas natural. Esta correlación para Z ha sido una de las más aceptadas dentro de la industria petrolera, y requiere que se conozca la composición del gas o, al menos, la densidad.

Para usar la correlación de Standing—Katz, primero es necesario conocer la composición de gas, esto para determinar la presión pseudocrítica y la temperatura pseudocrítica o el peso molecular aparente de la mezcla con la **Ecuación 3-19**, estas propiedades se obtiene de la regla de Kay con la **Ecuación 3-13** y con la **Ecuación 3-14** **(Ikoku, 1992)**:

$$M_a = \sum Y_i M_i \quad \text{Ecuación 3-19}$$

Si la composición del gas  $Y_i$  no es conocida pero la densidad del gas si, la presión pseudocrítica y la temperatura pseudocrítica se pueden determinar a partir de correlaciones desarrolladas con base en la **Figura 3.4**, estas correlaciones se expresan como (**Guo, et al. 2005**):

$$P_{pc} = 709.604 - 58.718\gamma_g \quad \text{Ecuación 3-20}$$

$$T_{pc} = 170.491 + 307.344\gamma_g \quad \text{Ecuación 3-21}$$

Donde:

$\gamma_g$  = densidad del gas con respecto al aire

Como siguiente paso se usa la **Ecuación 3-15** y **Ecuación 3-16** para calcular la presión y temperatura pseudoreducida.

Donde P y T son la presión y la temperatura absoluta a la cual se requiere Z. Con estos dos parámetros se aplica la correlación de Standing -Katz de la **Figura 3.3** dando como resultado el valor del factor Z (**Ikoku, 1992**).

De otra forma el factor Z se puede determinar a partir de los resultados de las pruebas PVT. Para una cantidad dada de gas, si la temperatura se mantiene constante y el volumen se mide a 14.7 psia y se eleva la presión a una  $P_1$ , el factor de compresibilidad se puede determinar con la **Ecuación 3-22** (**Guo, et al. 2005**):

$$Z = \frac{P_1 V_1}{14.7 V_0} \quad \text{Ecuación 3-22}$$

Donde:

$V_0, V_1$  estan medidos a 14.7 psi y a  $P_1$ , respectivamente

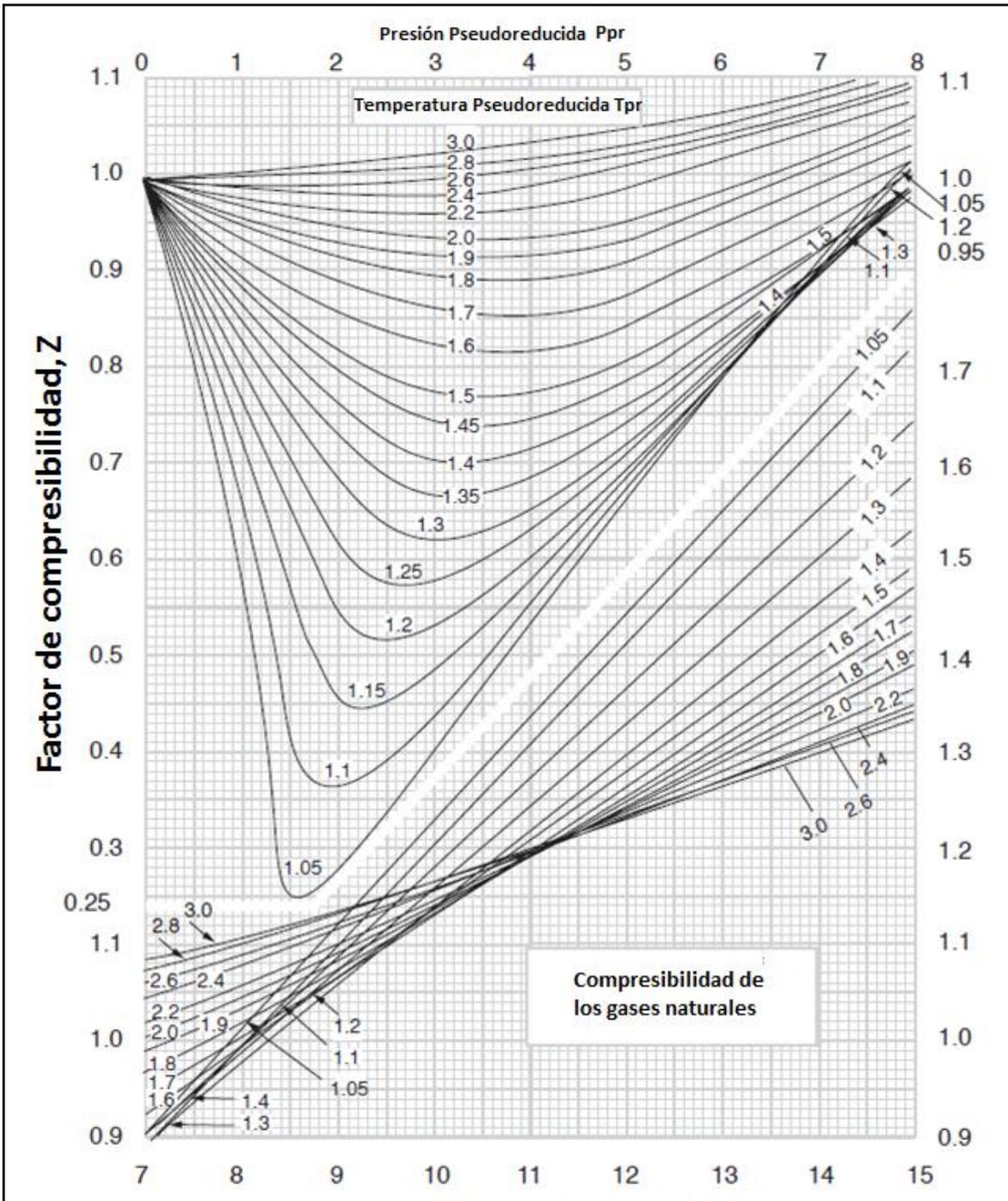


Figura 3.3– Factor de compresibilidad Z para gases naturales (Modificado de Heriot-Watt)

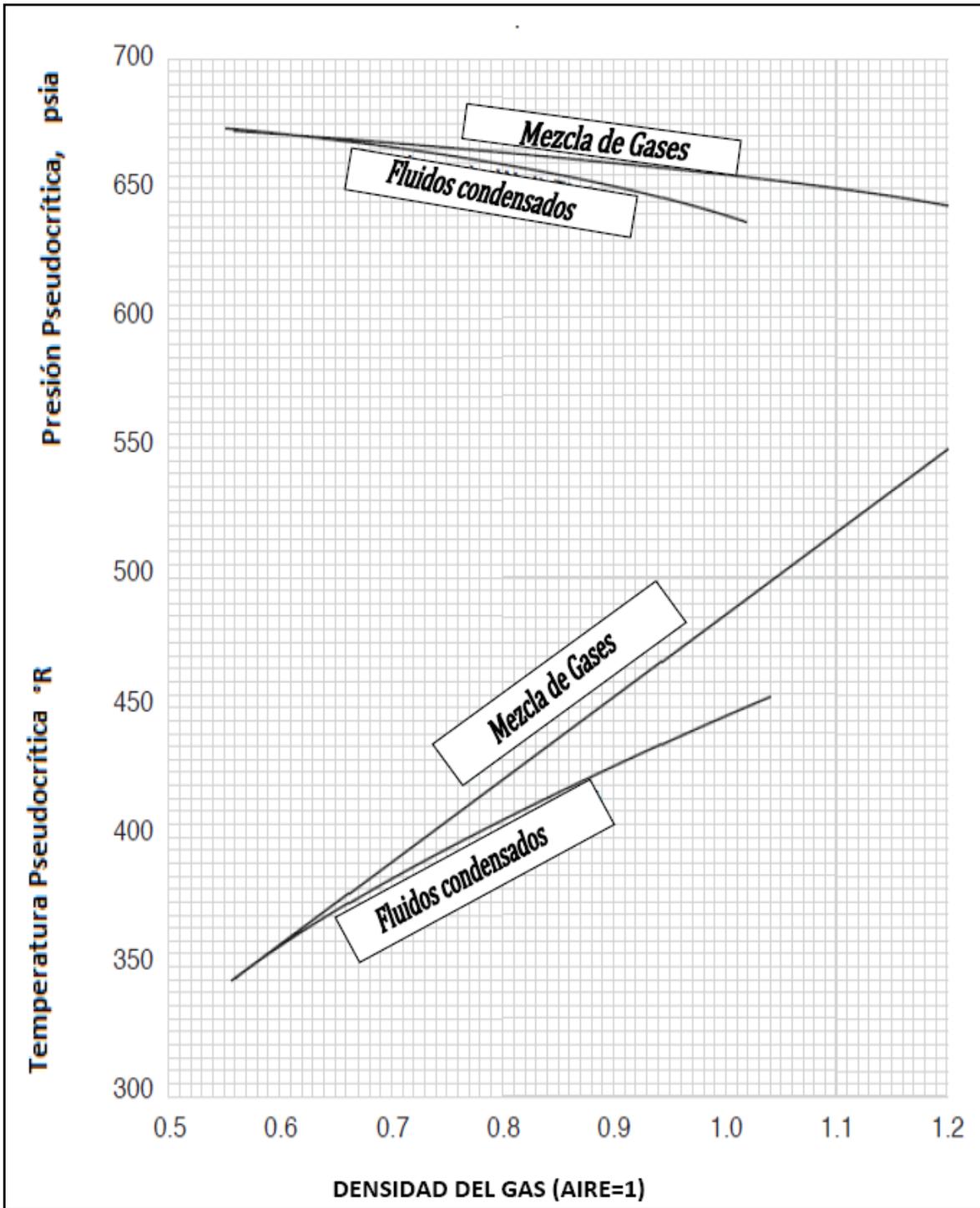


Figura 3.4– Propiedades pseudocríticas de gases naturales (Modificado de Heriot-Watt)

### 3.4. Propiedades relacionadas con el factor Z

Algunas de las propiedades que se pueden obtener a partir del factor de desviación Z son la densidad del gas, factor de súper compresibilidad, factor de volumen de formación del gas y el factor de expansión.

#### 3.4.1. Densidad del gas.

Usando la ley de los gases, la densidad del gas,  $\rho_g$ , puede ser calculada como:

$$\rho_g = \frac{M}{v} = \frac{PM}{ZRT} \quad \text{Ecuación 3-23}$$

Donde M es el peso molecular del gas. Si las unidades de P se encuentran en psia, T en °R y R en psiaft<sup>3</sup>/lb-mol°R, entonces,  $\rho_g$  esta en lb-mol/ft<sup>3</sup>.

#### 3.4.2. Factor de súper compresibilidad.

En varias aplicaciones de medición del flujo de gas, el factor  $1/Z^{0.5}$  aparece muy frecuentemente. Este factor es llamado factor de súper compresibilidad  $F_{pv}$ .

$$F_{pv} = \frac{1}{Z^{0.5}} \quad \text{o} \quad F_{pv}^2 = \frac{1}{Z} \quad \text{Ecuación 3-24}$$

#### 3.4.3. Factor de volumen de formación y factor de expansión del gas.

Dentro de la ingeniería de yacimientos de gas, el principal uso de la ecuación de estado de los gases reales es para relacionar volúmenes a condiciones de superficie y volúmenes de hidrocarburos a condiciones de yacimiento. Es por eso que se hace el uso del factor de volumen de formación Bg o el factor de expansión del gas, Eg. El factor de formación es el volumen ocupado por el gas a cierta presión y temperatura del yacimiento dividido por el volumen que el gas ocuparía a condiciones de superficie. Aunque Bg es comúnmente expresado en unidades de ft<sup>3</sup> @ c.y / ft<sup>3</sup>@ c.s, también se puede expresar en bbl/scf. El factor de expansión es simplemente el recíproco del factor de volumen de gas (Ikoku, 1992).

El factor de volumen de formación de gas se expresa como:

$$B_g = \frac{V_{\text{volumen de gas a presión } P \text{ y temperatura } T \text{ (ft}^3\text{)}}}{V_{\text{volumen de gas a condiciones estándar (ft}^3\text{)}}}$$

**Ecuación 3-25**

Aplicando la ecuación de estado de los gases reales y asumiendo que las condiciones estándar son  $P_{sc} = 14.7$  psia y  $T_{sc} = 520$ , la expresión anterior, puede reducirse a:

$$B_g = 0.02827 \frac{ZT}{P}$$

**Ecuación 3-26**

**Donde:**

**$B_g$**  = factor de volumen de formación,  $\frac{\text{ft}^3}{\text{scf}}$ .

**$Z$**  = factor de compresibilidad del gas.

**$T$**  = temperatura, °R.

En otras unidades de campo, el factor de volumen de formación puede expresarse en bbl/scf:

$$B_g = 0.005035 \frac{ZT}{P}$$

**Ecuación 3-27**

El factor de expansión  $E_g$  se expresa como:

$$E_g = \frac{1}{B_g}$$

**Ecuación 3-28**

En término de  $\text{scf/ft}^3$ , el factor de expansión es:

$$E_g = 35.37 \frac{P}{ZT} \frac{\text{scf}}{\text{ft}^3}$$

**Ecuación 3-29**

En otras unidades:

$$E_g = 198.6 \frac{P}{ZT}, \frac{scf}{bbl} \quad \text{Ecuación 3-30}$$

### 3.5. Compresibilidad de los gases.

El factor de compresibilidad Z, no debe confundirse con la compresibilidad del gas, la cual se define como el cambio en el volumen por unidad de volumen con cambios en la presión a temperatura constante (**Heriot-Watt, 2008**):

$$c_g = -\frac{1}{V} \left( \frac{\partial V}{\partial P} \right) \quad \text{ó} \quad = \frac{1}{V_m} \left( \frac{\partial V_m}{\partial P} \right) \quad \text{Ecuación 3-31}$$

**Donde:**  $V_m$  es el volumen específico o volumen por mol

Para un gas ideal  $Z=1$  y  $\frac{\partial Z}{\partial P} = 0$ :

$$c_g = \left( \frac{1}{V} \right) \left( \frac{-nRT}{P^2} \right) = \frac{1}{P} \quad \text{Ecuación 3-32}$$

Para gases reales:

$$c_g = \frac{1}{P} - \frac{1}{Z} \cdot \frac{\partial Z}{\partial P} \quad \text{Ecuación 3-33}$$

A partir de las propiedades pseudoreducidas y pseudocríticas se puede obtener la compresibilidad del gas:

$$c_{pr} = c_g P_{pc} = \frac{1}{P_{pr}} - \frac{1}{Z} \left( \frac{\partial Z}{\partial P_{pr}} \right)_{T_{pr}} \quad \text{Ecuación 3-34}$$

$$c_g = \frac{c_{pr}}{P_{pc}} \quad \text{Ecuación 3-35}$$

Se muestra un ejemplo de aplicación de las propiedades pseudocríticas, pseudoreducidas y factor Z para obtener el valor de la compresibilidad de los gases, que se puede encontrar en el APÉNDICE C.

### 3.6. Viscosidad de los gases.

La viscosidad es una medida de la resistencia al flujo. La unidad de medida de la viscosidad es centipoise. Un centipoise es  $1 \frac{\text{gm}}{100 \text{ seg} \cdot \text{cm}}$ . La viscosidad también es llamada viscosidad dinámica, mientras que la viscosidad cinemática es la relación de la viscosidad dinámica y la densidad.

$$\text{viscosidad cinemática} = \frac{\text{viscosidad dinámica}}{\text{densidad}} \quad \text{Ecuación 3-36}$$

La viscosidad cinemática tiene unidades de  $\text{cm}^2/100\text{seg}$  y este término se llama centistokes. La viscosidad del gas disminuye conforme la presión decrece. A bajas presiones un incremento en la temperatura tiene como consecuencia el aumento de la viscosidad del gas, mientras que a altas presiones la viscosidad del gas disminuye como la temperatura aumenta.

La **Figura 3.5** muestra los valores de la viscosidad del etano a diferentes presiones y a varias temperaturas. Diferentes autores proponen que la viscosidad de los gases a bajas presiones se puede obtener a partir de correlaciones. La **Figura 3.6** y **Figura 3.7** muestra las viscosidades de componentes individuales y gases parafínicos a una atmósfera de presión. Otra forma de calcular la viscosidad es por medio de la temperatura reducida, la presión reducida y la gráfica de Carr, la cual proporciona la viscosidad a condiciones del yacimiento. La **Figura 3.8** se encuentra en términos de las condiciones pseudoreducidas (Heriot-Watt, 2008).

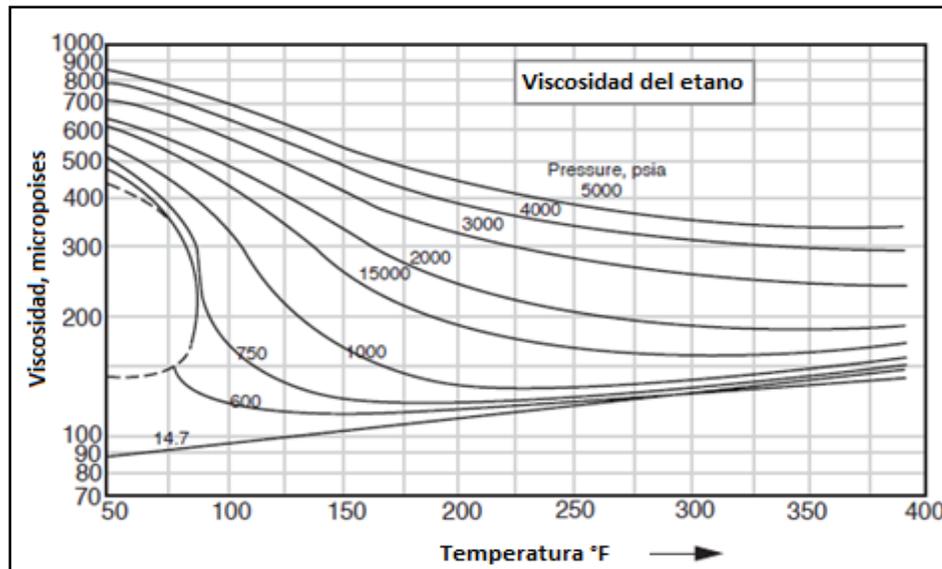


Figura 3.5– Viscosidad del etano (Modificado de Heriot-Watt)

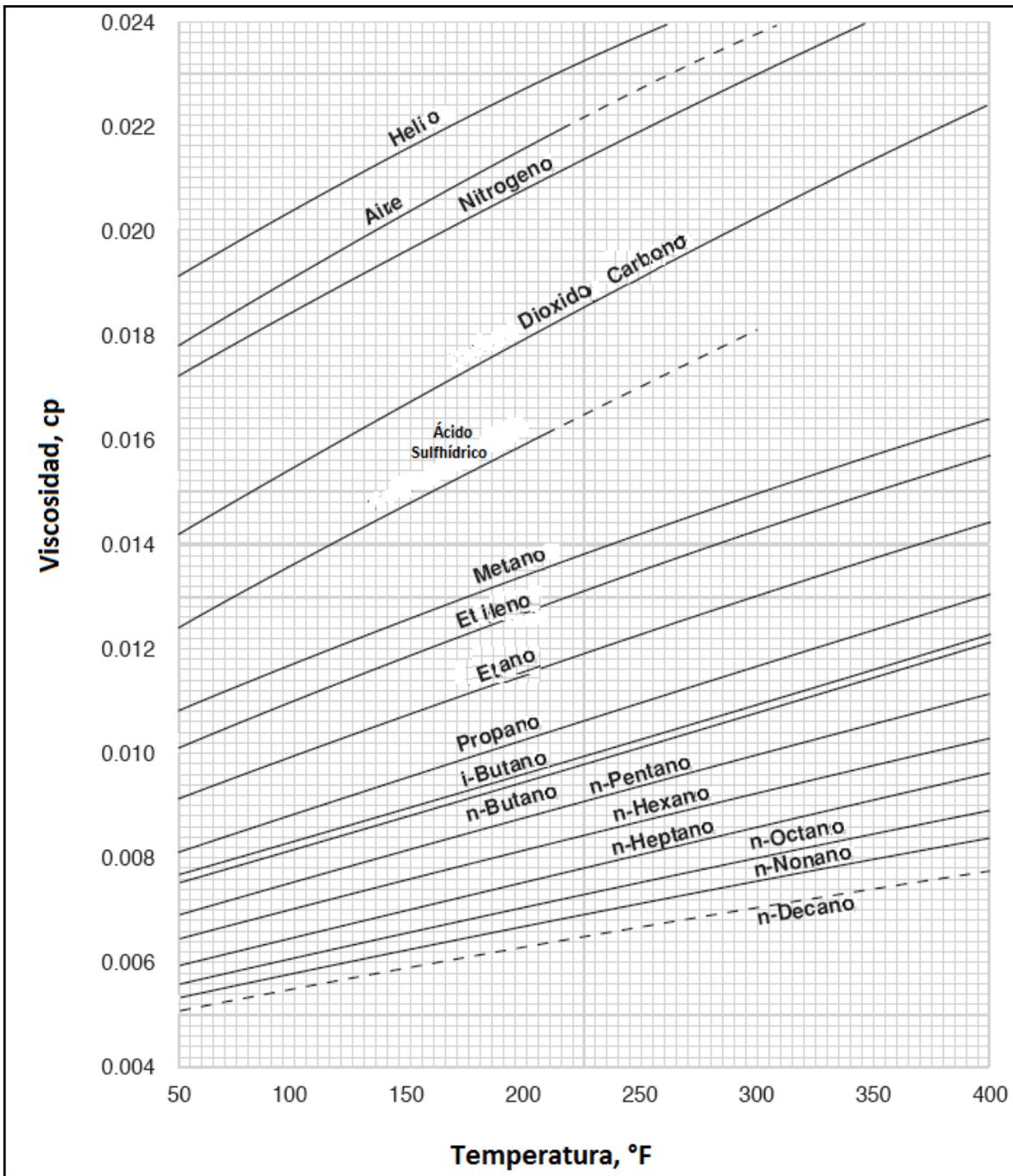


Figura 3.6– Viscosidad de gases hidrocarburos parafínicos a 1 atm (Modificado de Heriot-Watt, 2008)

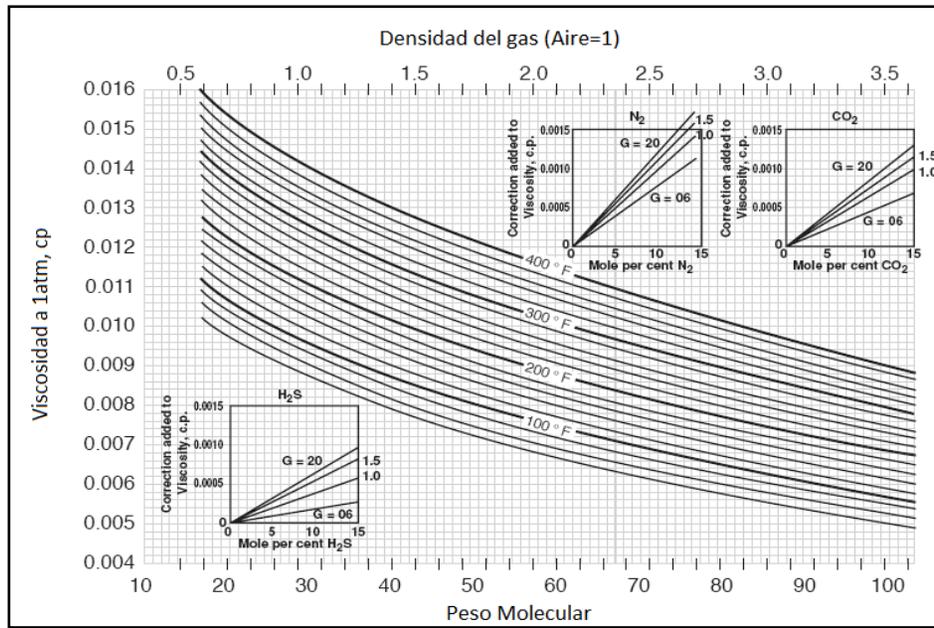


Figura 3.7– Viscosidad de gases a presión atmosférica (Modificado de Heriot-Watt, 2008)

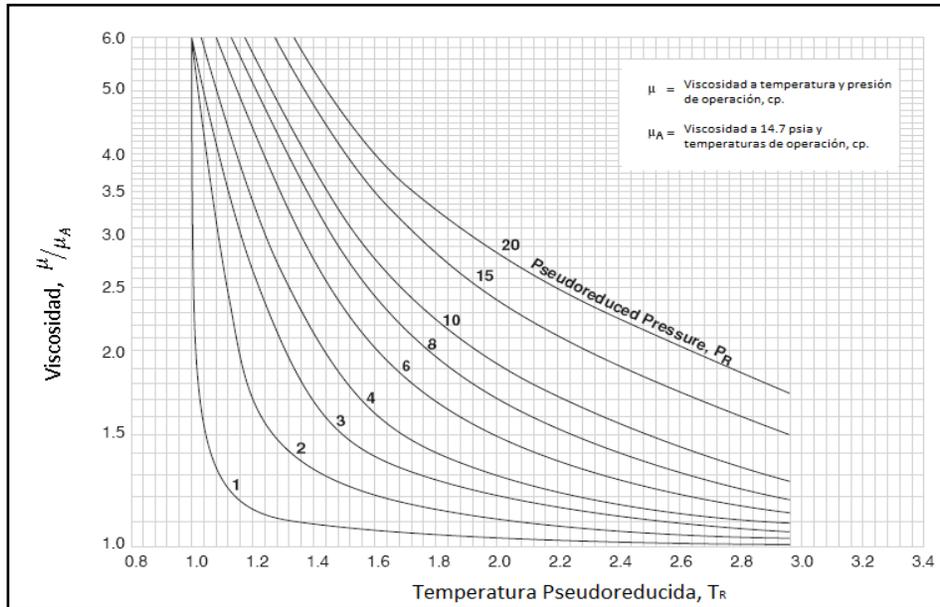


Figura 3.8– Relación de viscosidad vs temperatura pseudoreducida y presión pseudoreducida (Modificado de Heriot-Watt, 2008)

## 4. Separación gas-líquido.

### 4.1. Equipos de separación.

En la industria petrolera, entre los equipos de separación aplicados con mayor frecuencia se encuentran (**Gómez, 1984**):

- ◆ Separadores. Son los equipos que se utilizan para separar corrientes de aceite y gas que provienen de los pozos en producción. Las relaciones gas-aceite de estas corrientes disminuyen en ocasiones debido a las cabezadas de líquido que repentinamente se presentan, siendo estas más frecuentes cuando los pozos producen artificialmente.
- ◆ Separadores de baja temperatura. Estos equipos se usan para separar gas y condensados a baja temperatura, mediante una expansión. Están diseñados para manejar y fundir los hidratos que se pueden formar al disminuir la temperatura del flujo.
- ◆ Eliminadores. Estos dispositivos se utilizan para eliminar los líquidos de una corriente de gas a alta presión. Se utilizan por lo general en los sistemas de separación a baja temperatura. Algunos de estos dispositivos solo separan el agua de la corriente de gas.
- ◆ Depuradores. Son dispositivos que se utilizan para separar gotas muy pequeñas de líquido suspendidas en corrientes de gas, ya que un separador ordinario no las elimina. Dentro de este tipo de separador, se encuentran los depuradores de polvo y los filtros que eliminan el polvo arrastrado en las corrientes de gas y las gotas pequeñas de líquido.

Un separador completo debe cumplir con las siguientes características (**Campbell, 1992**):

- ◆ Una sección de separación primaria para remover el líquido del gas.
- ◆ Suficiente capacidad de líquido.
- ◆ Suficiente longitud o altura para permitir que las pequeñas gotas se asienten por gravedad.
- ◆ Un medio para reducir la turbulencia en el cuerpo principal del separador.
- ◆ Un extractor de niebla que capture las gotas más pequeñas.
- ◆ Un control de nivel y una contra presión.

Los separadores convencionales bifásicos ya sea verticales, horizontales o esféricos, operan con los mismos principios y sus aplicaciones sólo dependen de las características de los hidrocarburos a separar, de su ubicación y de disponibilidad de espacio (**Villalobos, 2011**). Para este caso, se hará referencia a un separador vertical como ejemplo, ya que sus

## Separación gas-líquido

partes y funcionamiento son los mismos para las tres configuraciones. Independientemente de su forma o diseño los separadores convencionales, además de la cubierta externa o coraza, en su interior constan de las siguientes partes o secciones que se muestran en la **Figura 4.1**.

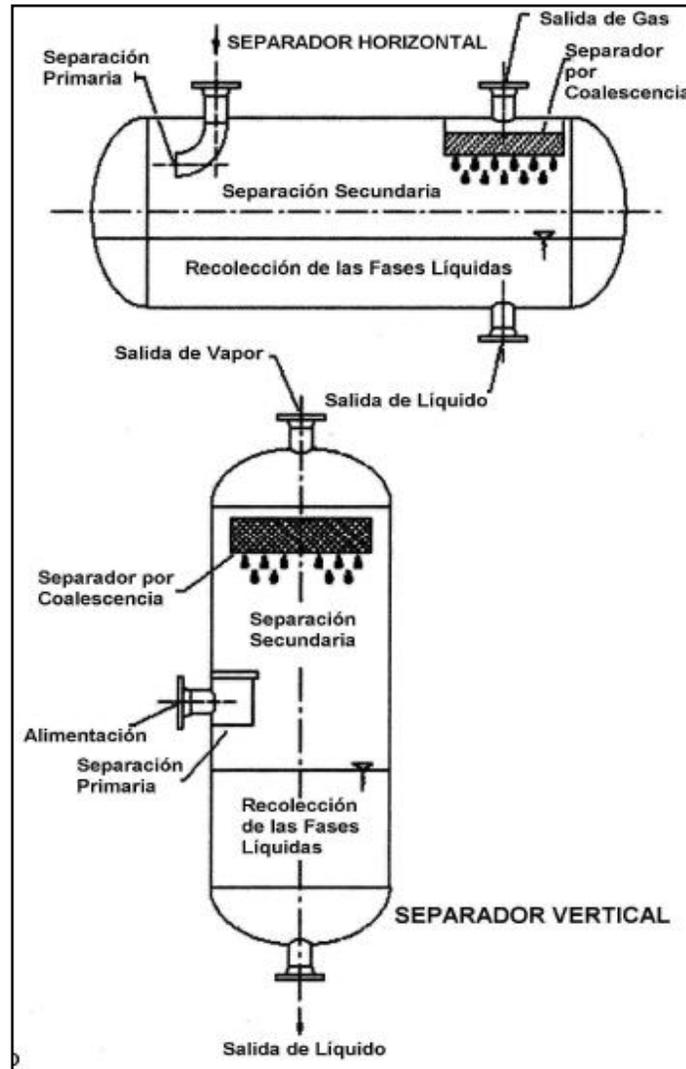


Figura 4.1– Separador vertical y horizontal  
(Villalobos, 2011)

- ◆ Sección de separación primaria. Se encuentra en la parte media del separador en donde se presenta el mayor porcentaje de separación de gas. Se aprovecha la separación mecánica: expansión brusca (separación flash), al ampliarse en gran medida el área de flujo; por golpe o choque, al entrar el chorro de la mezcla, choca con una placa y de golpe separa las moléculas de gas y líquido; por centrifugación o ciclón, cuando la placa anterior es desviadora o tangencial, induce una fuerza

centrífuga que hace que los líquidos se adhieran a la pared y resbalen al fondo. En los tres efectos los gases por densidad fluyen hacia la parte superior de la vasija y los líquidos se acumulan en el fondo (sección de acumulación de líquidos).

- ◆ Sección de separación secundaria. Es donde se extraen las partículas de líquidos de la corriente de gas. Está situada arriba de la sección de separación primaria. La corriente de gas separada viaja hacia la parte superior a baja velocidad para evitar la turbulencia y arrastrar consigo las partículas aisladas de líquidos. Dependiendo de la velocidad del gas se logra el fenómeno de la coalescencia, en el que las gotas o partículas mayores absorben a las menores y caen por gravedad (las gotas menores a 50 micras siguen su viaje hacia la parte superior). Cabe mencionar que el estudio y análisis de esta sección permite el diseño y dimensionamiento del separador.
- ◆ Sección de extracción de neblina. Se ubica en la parte superior, en el domo del separador, antes de la salida del gas. Es un dispositivo compuesto por celdillas o placas o bien dicho ciclones, capaces de captar las partículas de líquidos (gotas) menores de 50 que se presentan en forma de neblina que se adhieren a las placas de las celdas, donde resbalan y por efectos de la coalescencia forman gotas mayores que se drenan y caen por gravedad a través de un tubo hacia la sección de acumulación de líquidos.
- ◆ Sección de almacenamiento de líquidos. Es el depósito que se encuentra en la parte inferior de la vasija, donde se acumulan de forma temporal los líquidos ya libres de gases.

### 4.2. Tipos de separadores

Dada la gran variedad de separadores que en la actualidad se utilizan en la industria petrolera, sólo se presentan las clasificaciones más comunes (**Smith, 1987**).

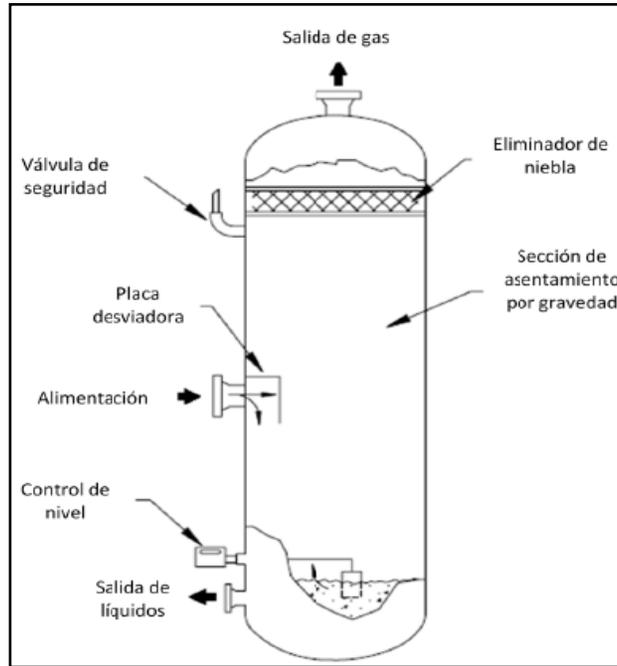
#### 4.2.1. Clasificación por configuración.

Los separadores de aceite y gas pueden tener tres configuraciones: vertical, horizontal y esférico. El separador vertical puede variar en tamaños, desde 10 a 12 pulgadas de diámetro y 4 a 5 pies de costura a costura, también existen los separadores de 10 a 12 pies de diámetro y 15 a 25 ft de costura a costura.

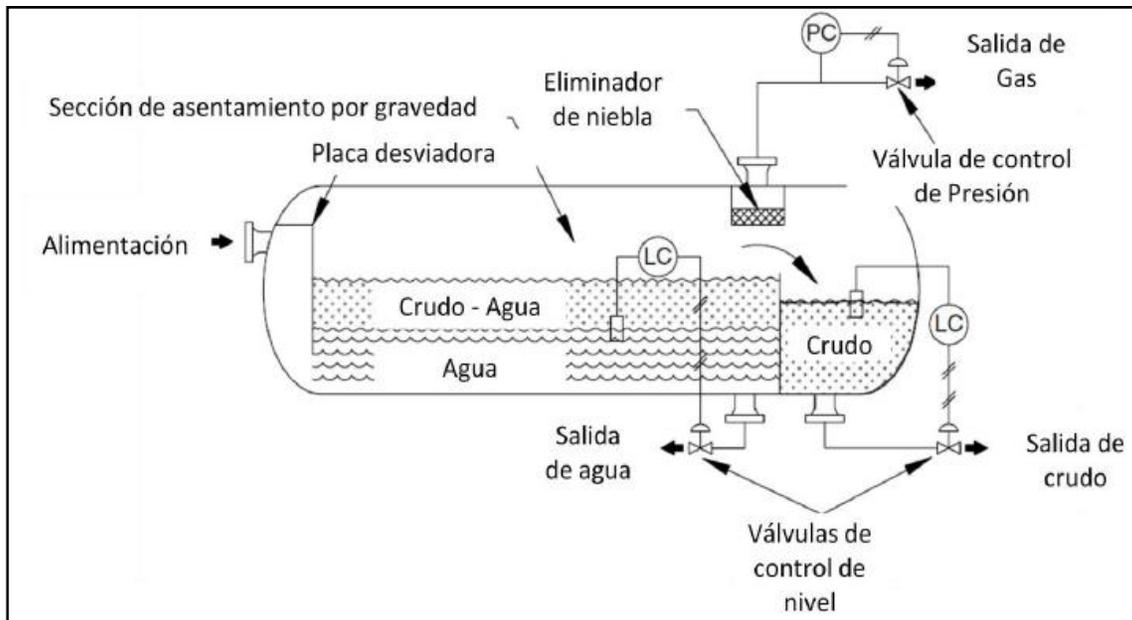
En la **Figura 4.2** se muestra el diagrama de un separador vertical con sus dispositivos y secciones. Los separadores horizontales pueden variar desde 10 a 12 pulgadas de diámetro y 4 a 5 pies de costura a costura hasta 15 a 16 pies de diámetro y 60 a 70 pies de longitud de costura a costura. Un separador horizontal se muestra en la **Figura 4.3**.

## Separación gas-líquido

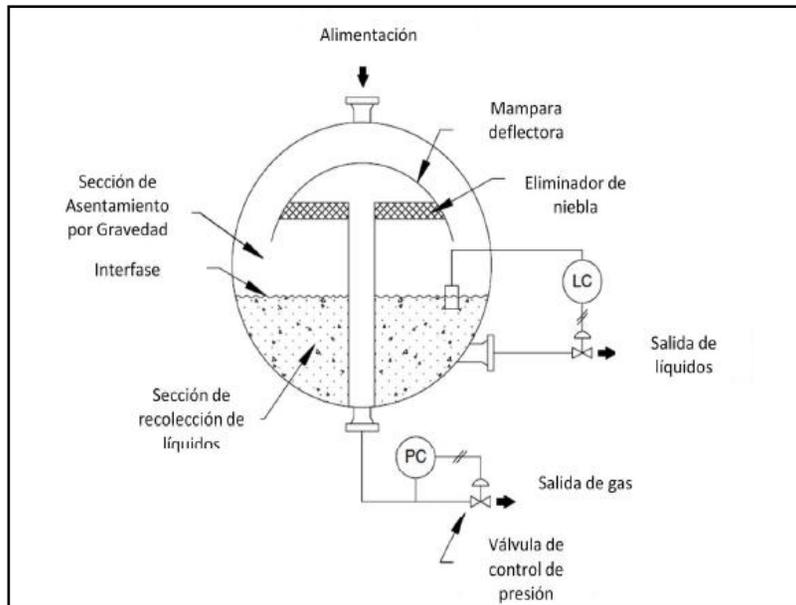
Los separadores esféricos, **Figura 4.4**, comúnmente se encuentran disponibles en modelos de 24 a 30 pulgadas hasta 66 a 72 pulgadas de diámetro.



**Figura 4.2 – Diagrama de un separador vertical**  
(Modificado de Arnold, 1999)



**Figura 4.3– Diagrama de un separador horizontal**  
(Modificado de Arnold, 1999)



**Figura 4.4– Diagrama de un separador esférico  
(Modificado de Arnold, 1999)**

### 4.2.2. Clasificación por fase.

Las tres configuraciones anteriores de separadores están disponibles para operar con dos y tres fases. En los dispositivos de dos fases, el gas es separado del líquido y el líquido es descargado por separado. En los separadores de tres fases, el fluido de los pozos es separado en gas, aceite y agua; los tres fluidos se descargan por separado.

### 4.2.3. Clasificación por presión de operación.

La mayoría de los separadores operan en un rango de presión de 20 a 1500 psi. También, se puede referir a los separadores dependiendo de la presión como separadores a baja presión, mediana presión y alta presión. Los separadores de baja presión comúnmente operan a presiones de 10-20 psi hasta 180-225 psi. Los separadores de mediana presión operan en un rango de presión de 230-250 psi a 600-700 psi. Los separadores de alta presión generalmente operan en un amplio rango de presión de 750 a 1500 psi.

### 4.2.4. Clasificación por aplicación.

La clasificación de los separadores puede ser de acuerdo a la aplicación de estos, tal como:

- ◆ Separador de prueba. El separador de prueba se usa para separar y medir el fluido de los pozos y pueden ser verticales, horizontales o esféricos y, además pueden ser de dos o tres fases, ya sea portátiles o instalados permanentemente. Estos separadores están equipados con varios tipos de medidores para medir el potencial del aceite, gas y/o agua, además de medir la producción, entre otras funciones.
- ◆ Separador de producción. Un separador de producción se usa para separar los fluidos producidos de un pozo o un grupo de pozos. Los separadores de producción pueden ser verticales, horizontales o esféricos; de dos o tres fases.
- ◆ Separador de baja temperatura. En este separador los fluidos provenientes del pozo son inyectados dentro del dispositivo a través de un estrangulador o por una válvula de reducción de presión de tal modo que se disminuye la temperatura por debajo de la temperatura del fluido producido. La reducción de la temperatura se obtiene por el efecto de Joule-Thomson por la expansión de los fluidos así como el flujo a través del estrangulador. La baja temperatura a la que opera el separador causa la condensación de vapor. Los líquidos recuperados de esta manera, requieren estabilización para prevenir la evaporación excesiva en los tanques de almacenamiento.
- ◆ Separador de medición. Estos dispositivos son comúnmente referidos como separadores de medición porque su función, además de separar los fluidos, es medir el flujo alcanzado en el separador. Estos separadores operan para flujos bifásicos y trifásicos.
- ◆ Separadores elevados. Los separadores pueden ser instalados en plataformas o cerca de los tanques de almacenamiento; el líquido puede fluir desde el separador al tanque de almacenamiento por gravedad. Esto permite al separador ser operado a bajas presiones para capturar la máxima cantidad de líquidos y minimizar las pérdidas de gas y vapor.
- ◆ Separadores de almacenamiento. Los separadores son considerados de almacenamiento cuando los fluidos producidos fluyen a través de más de un separador, estando estos instalados en serie.

### 4.2.5. Clasificación por principio para la separación primaria.

Los separadores pueden clasificarse de acuerdo al método que usan para realizar la separación primaria en el separador. Tales principios son: por diferencia de densidad (separación gravitacional), coalescencia y/o choque y por fuerza centrífuga, mismos que se describirán a continuación.

- ◆ Diferencia de densidad (separación gravitacional). Dentro de esta clasificación se encuentran todas las unidades que no tienen ningún elemento de entrada, deflector, placa de impacto o paquete en la entrada del separador. La separación primaria se obtiene únicamente por la diferencia en la densidad del aceite y el gas o vapor.
- ◆ Choque y/o coalescencia. Este tipo de separador incluye todas las unidades que usan una placa de impacto en la entrada del separador o desvío para iniciar la separación del gas-líquido.
- ◆ Fuerza centrífuga. La fuerza centrífuga puede usarse para la separación primaria y secundaria. La fuerza centrífuga se puede obtener ya sea con una entrada tangencial al separador o con un espiral interno. Estos elementos provocan un flujo ciclónico del flujo entrante a velocidades suficientemente altas para separar el fluido en líquido y gas.

### 4.3. Principios de separación.

Los métodos usados para eliminar el aceite del gas y el gas del aceite en los separadores son la diferencia de densidad (separación gravitacional), por choque, cambio en la dirección de flujo, cambio en la velocidad de flujo, fuerza centrífuga, coalescencia y filtración (**Smith, 1987**).

*Diferencia de densidad (separación gravitacional).* Sabemos que el gas es mucho más ligero que los hidrocarburos líquidos, entonces, en la separación por diferencia de densidades, las partículas diminutas de líquido que están temporalmente suspendidas en una corriente de gas, por diferencia de densidad o por acción de la gravedad, se depositarán fuera de la corriente de gas si la velocidad del gas es suficientemente lenta. Las gotas más grandes se separan más rápido que las gotas de hidrocarburo más pequeñas.

A condiciones estándar de presión y temperatura, las gotas pequeñas de hidrocarburo líquido pueden tener una densidad de 400 a 1600 veces mayor que la del gas natural. Sin embargo, como la presión y temperatura de operación incrementa, la diferencia de densidades disminuye. A una presión de operación de 800 psia, el hidrocarburo líquido puede ser de 6 a 10 veces mayor que la densidad del gas. Así, la presión de operación

afecta materialmente el tamaño del separador y el tamaño y tipo del extractor de niebla que se requiere para una separación adecuada de gas y líquido. Sin embargo, la separación de las gotas puede no ocurrir, debido a que las partículas de líquido podrían ser demasiado pequeñas que tenderían a flotar en el gas y podrían no separarse de la corriente de gas en el corto periodo de tiempo que el gas permanece en el separador. Como la presión de operación en el separador aumenta, la diferencia de densidad entre el líquido y el gas disminuye. Por esta razón, es deseable que el separador opere a baja presión para que pueda operar de forma consistente con otros procesos, condiciones y requerimientos.

*Separación por choque.* Sí se hace incidir una corriente de flujo de gas que contiene vapor de líquidos contra una superficie, el vapor de líquido puede adherirse y coalescer en esa superficie. Después el vapor se une formando gotas más grandes depositándose en la sección del colector de líquidos del separador. Sí el vapor de líquidos contiene gas o sí las partículas de líquidos son extremadamente finas, podría necesitarse varias placas sucesivas de choque para remover satisfactoriamente el líquido.

*Cambio en la dirección de flujo.* Cuando la dirección del flujo de una corriente de gas que contiene vapor de líquidos se cambia de forma drástica, la inercia causa que el líquido trate de continuar con su dirección original de flujo. La separación de vapor de líquidos del gas se puede efectuar debido a que el gas asumirá más fácilmente el cambio de dirección del flujo y fluirá lejos de las partículas de líquidos. El líquido removido de la corriente de gas puede coalescer sobre una superficie o caer en el colector de líquidos.

*Cambio en la velocidad de flujo.* La separación de líquido y gas también se puede efectuar con un brusco incremento o reducción de la velocidad del gas. Ambas condiciones usan la diferencia en la inercia del gas y líquido. Con una reducción en la velocidad, incrementa la inercia lo que hace que el líquido se aleje de gas. Con un aumento de la velocidad del gas, mayor es la inercia del líquido que provoca que el gas se aleje del líquido. El dispositivo que usa este principio de separación es el extractor de niebla.

*Fuerza centrífuga.* Sí una corriente de gas que lleva vapor de líquido fluye en movimiento circular a una velocidad suficientemente alta, la fuerza centrífuga lanza las partículas de líquido contra las paredes del contenedor, después las gotas de líquido se unen de forma progresiva hasta formar gotas más grandes y finalmente caen a la sección de separación de líquido por gravedad. La separación por fuerza centrífuga es uno de los métodos más eficaces de separación gas-líquido. La eficiencia del extractor de niebla aumenta cuando la velocidad de la corriente de gas aumenta. Los separadores y depuradores usan la fuerza centrífuga para remover líquidos del gas.

*Coalescencia.* La coalescencia es uno de los métodos más eficientes para separar el líquido de la corriente de gas y uno de sus usos es la eliminación de líquido del gas en los sistemas de transmisión y distribución, donde la cantidad de líquido en el gas es bajo. Algunos de los sistemas de separación usan la combinación de la separación por choque, cambio de dirección, cambio en la velocidad y la coalescencia para separar y eliminar el líquido de la corriente de gas.

*Filtración.* Los filtros porosos son eficaces en la eliminación de vapor de líquido del gas. Los materiales de los poros pueden usar los principios de choque, cambio de la dirección de flujo y cambio en la velocidad para ayudar en la separación líquido-gas. La caída de presión a través de los extractores de niebla utilizados en los separadores, debe ser tan bajo como sea práctico mientras que la máxima eficiencia de separación se mantenga.

#### **4.4. Factores que afectan la separación.**

Los sistemas de separación, como cualquier otros mecanismo o dispositivo con múltiples componentes, están sujetos a factores que definen su eficiencia con respecto a su operación, entendiéndose como tal el cumplimiento de su función, que es lograr la estabilización del gas y de los líquidos separados, esto quiere decir entregar líquidos sin gases y gases sin líquidos. Los principales factores que afectan la separación gas-líquido son (**Villalobos, 2011**):

- ◆ Capacidad (dimensionamiento). El separador debe tener una capacidad adecuada para separar los volúmenes de aceite y gas pronosticados para un lapso, de ser menor ésta, no contará con el tiempo de residencia necesario para lograr la estabilización. En caso contrario se puede tener instalaciones de capacidad sobrada.
- ◆ Presión de separación. Se debe calcular la presión de separación óptima para lograr la mayor recuperación de líquidos y gases, sin embargo, independientemente de los cálculos, está sujeta a condiciones operativas de disponibilidad de medios para el aprovechamiento del gas y condensados. Mientras más alta sea la presión de separación mayor será la recuperación de líquidos en el separador porque contendrá licuables y condensados. Si la presión baja se obtiene mayor volumen de gases y vapores, mismos que sin un sistema de recuperación se pierden en la atmósfera.
- ◆ Velocidad del gas. La velocidad del gas en la sección secundaria debe ser tal que dé a las partículas de líquido la oportunidad de juntarse por coalescencia y caer por gravedad. Esto se calcula y en la práctica se logra con las dimensiones de la salida del gas.

- Viscosidad del gas. Es determinante en el funcionamiento de la sección secundaria de la separación. La viscosidad del gas afecta el desprendimiento de las partículas líquidas por efecto de la tensión superficial, al facilitar o dificultar el arrastre por la corriente o asentamiento. Este factor se toma en cuenta al aplicar la Ley de Stokes en el cálculo de la velocidad de caída por gravedad de la gota.
- Densidades de líquidos y gases. La capacidad de manejo de gas de un separador es directamente proporcional a la diferencia de densidades del líquido y del gas, e inversamente proporcional a la densidad del gas (fórmula de Stokes). Normalmente los crudos densos o pesados contienen baja relación gas-aceite (RGA), condición que debe tomarse en cuenta, respecto a la selección adecuada de los separadores.
- Temperatura de separación. Es otro de los factores importantes, ya que a mayor temperatura se incrementa el desprendimiento de gases; en cambio, a bajas temperaturas hay una mayor condensación, lo que afecta la capacidad del separador al variar los volúmenes de ambos fluidos.
- Tamaño de la partícula de líquidos. La mezcla de fluidos producidos por los pozos, al entrar al separador una parte de líquidos, se atomiza en la sección de separación primaria y se conforman como partículas o gotas minúsculas de diferentes tamaños. En la sección de separación secundaria las gotas más pequeñas, menores a 50 micras, son arrastradas por la corriente de gas hacia la salida; las mayores que se encuentran suspendidas se juntan por el efecto de la coalescencia y caen por causa de la gravedad si la velocidad y la turbulencia de gas lo permiten.

Tiempo de residencia. Es el tiempo necesario que debe permanecer el líquido dentro del separador; es el mismo como mínimo que requiere la gota al caer de la sección de separación secundaria a la de almacenamiento. En el diseño del separador, el tiempo de residencia y distancia que recorre la partícula es un dato fundamental para definir las dimensiones del separador. Cuando no se conoce el tiempo de residencia se puede estimar prácticamente al observar la coloración de la llama del quemador: no debe ser oscura, pues sería señal de arrastre de líquidos.

#### 4.5. Diseño y dimensionamiento de un separador bifásico con el método de Arnold.

La metodología que se presenta a continuación se emplea para realizar el diseño y dimensionamiento de un separador bifásico, tomando como base la separación de partículas de líquido de 100 micras para obtener resultados conservadores. Para su implementación se debe de contar con algunos parámetros, entre los cuales se encuentran:

- ◆ Producción máxima y mínima de aceite y gas.
- ◆ Condiciones de presión y temperatura de operación.
- ◆ Propiedades de los fluidos.
- ◆ Adicionalmente se deben conocer los diámetros de separadores establecidos por la norma API 12-J.

##### Metodología:

1. Análisis y validación de las condiciones de operación, así como los factores que intervienen en el diseño y dimensionamiento del separador.
2. Calcular las propiedades de los fluidos a partir de correlaciones, la **Figura 4.5** y **Figura 4.6**.

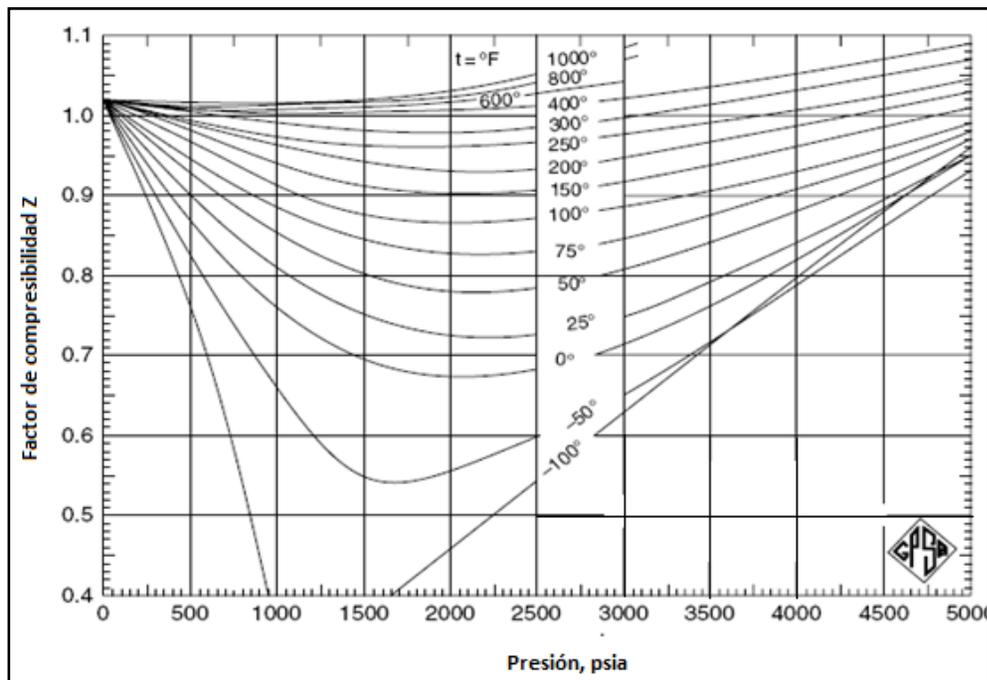


Figura 4.5– Diagrama para obtener el factor de compresibilidad (Modificado de GPA, 2004)

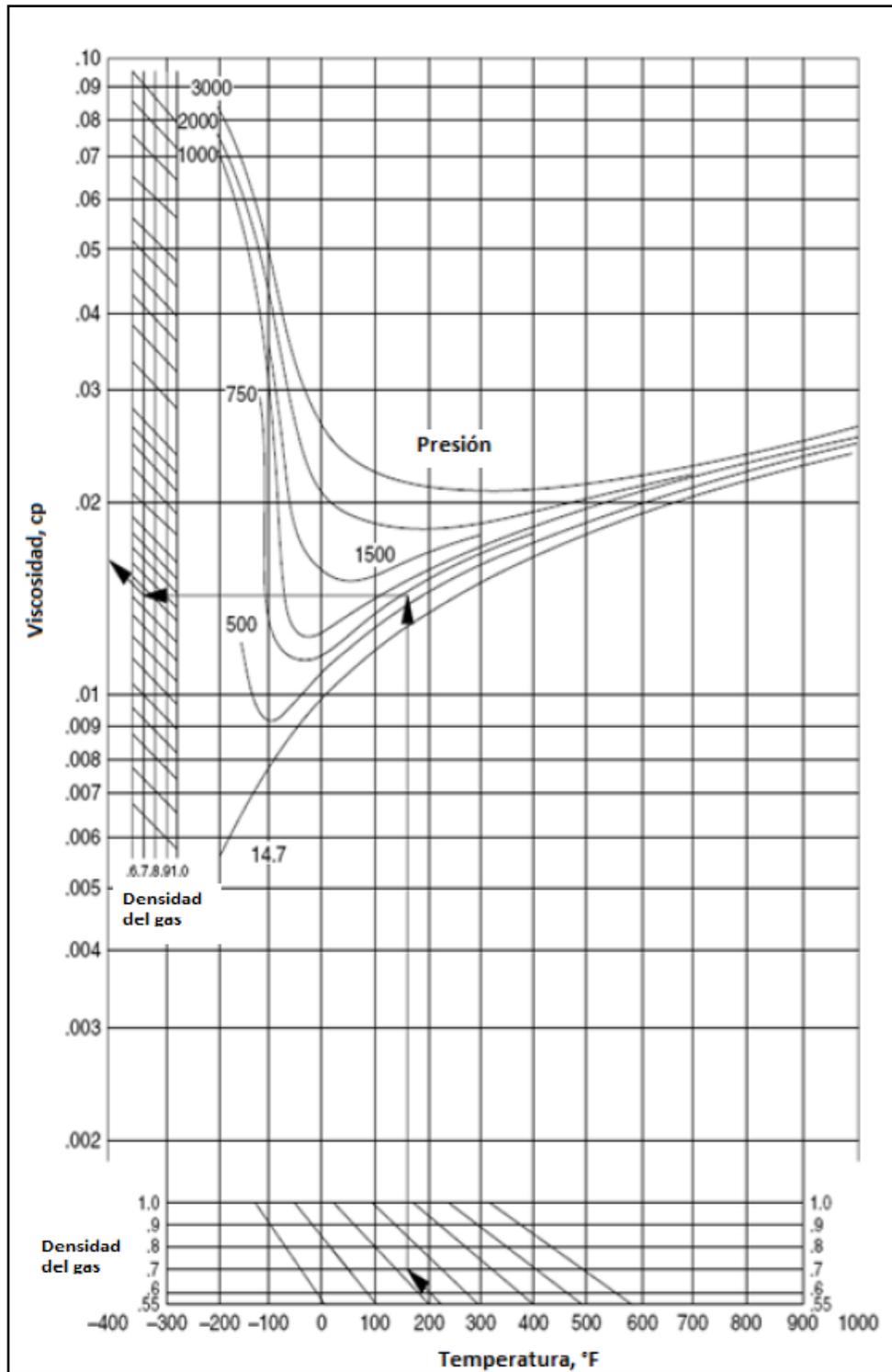


Figura 4.6– Viscosidad de los gases hidrocarburos (GPSA, 2004)

3. Calcular la velocidad de asentamiento de la partícula de líquido ( $v_t$ ) con la **Ecuación 4-1**. Considerando un valor de coeficiente de arrastre de 0.34.

$$V_t = 0.0119 \left[ \left( \frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{\frac{1}{2}} \quad \text{Ecuación 4-1}$$

**Donde:**

$v_t$  = velocidad de asentamiento de la partícula de líquido (ft/s)

$\rho_L$  = densidad del aceite (lb/ft<sup>3</sup>)

$\rho_g$  = densidad del gas  $\left( \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)$

$C_D$  = coeficiente de arrastre(adim)

$d_m$  = diametro de la partícula de líquido (micras)

4. Calcular el número de Reynolds (Re) con la **Ecuación 4-2** a partir de la velocidad de asentamiento de la partícula.

$$Re = 0.0049 \left( \frac{\rho_g d_m v_t}{\mu_g} \right) \quad \text{Ecuación 4-2}$$

**Donde:**

$Re$  = número de Reynolds (adim)

$\rho_g$  = densidad del gas (lb/ft<sup>3</sup>)

$d_m$  = diámetro de la partícula del líquido (micras)

$v_t$  = velocidad de asentamiento de la partícula (ft/s)

$\mu_g$  = viscosidad del gas (cp)

5. Calcular el coeficiente de arrastre ( $C_D$ ) con la **Ecuación 4-3** a partir del número de Reynolds.

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{(Re)^{0.5}} + 0.34 \quad \text{Ecuación 4-3}$$

6. Si el valor calculado de  $C_D$  es igual al valor supuesto, la solución ha sido alcanzada. Si no, entonces el procedimiento debe ser repetido utilizando el  $C_D$  calculado como el nuevo valor para realizar nuevamente los cálculos y obtener  $v_t$ ,  $Re$  y  $C_D$ .

7. Realizar el dimensionamiento por capacidad de gas:

## Separación gas-líquido

- ◆ Separadores horizontales.

Determinar la longitud efectiva del separador que proporciona la capacidad de manejo de gas a diferentes diámetros del separador, considerando los diámetros que se muestran en la **Tabla 4-1**.

Tabla 4-1– Dimensiones estándar de separadores.

Tipo de separador	Diámetro nominal								
<b>Horizontal</b>	12 $\frac{3}{4}$	16	20	24	30	36	42	54	60
<b>Vertical</b>	16	20	24	30	36	42	48	60	...
<b>Esférico</b>	24	30	36	42	48	54	60	...	...

$$d_i L_{eff} = 420 \left[ \frac{TZQ_g}{P} \right] \left[ \left( \frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{\frac{1}{2}} \quad \text{Ecuación 4-4}$$

- ◆ Separadores verticales.

Determinar el diámetro mínimo requerido del separador a las condiciones de operación.

$$d_i^2 = 5040 \left[ \frac{TZQ_g}{P} \right] \left[ \left( \frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{\frac{1}{2}} \quad \text{Ecuación 4-5}$$

8. Realizar el dimensionamiento por capacidad de líquido:

- ◆ Separadores horizontales.

Calcular la longitud efectiva ( $L_{eff}$ ) por la capacidad de manejo de líquido a diferentes diámetros del separador.

$$L_{eff} = \left[ \frac{t_{rL}(Q_L)}{0.7d_i^2} \right] \quad \text{Ecuación 4-6}$$

- ◆ Separadores verticales.

Calcular la altura del nivel de líquido así como diferentes diámetros de la **Tabla 4-1**, mayores al mínimo calculado para la capacidad de manejo de gas.

$$h_L = \left[ \frac{t_{rL}(Q_L)}{0.12d_i^2} \right] \quad \text{Ecuación 4-7}$$

9. Obtener la longitud de costura a costura ( $L_{ss}$ ) a partir de los valores calculados en el punto anterior.

- ◆ Separadores horizontales

Por capacidad de manejo de gas.

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \quad \text{Ecuación 4-8}$$

Por capacidad de manejo de líquido

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{eff} \quad \text{Ecuación 4-9}$$

- ◆ Separadores verticales

Para diámetro interno del separador menor o igual a 36 pg.

$$L_{ss} = \frac{h_L + 76}{12} \quad \text{Ecuación 4-10}$$

Para diámetro interno del separador mayor a 36 pg.

$$L_{ss} = \frac{h_L + d_i + 40}{12} \quad \text{Ecuación 4-11}$$

10. Calcular la relación de esbeltez la cual debe ser entre 3 y 4. De acuerdo a las consideraciones realizabas por Arnold, los diámetros que se encuentren en este rango es posible localizarlos en los catálogos del fabricante.

$$R_e = \frac{12 L_{ss}}{d_i} \qquad \text{Ecuación 4-12}$$

11. Realizar matriz de diseño :

- ◆ Separadores horizontales

A partir de los diámetros estándar del separador obtener la longitud efectiva y longitud costura a costura por capacidad de gas.

**Tabla 4-2– Capacidad de gas para un separador horizontal.**

$d_i$ [pg]	$L_{eff}$ [ft]	$L_{ss}$ [ft]
12 <sub>4</sub> <sup>3</sup>		
16		
20		
24		
30		
36		
42		
48		
54		
60		

A partir de los diámetros del separador y el tiempo de resistencia del líquido, obtener la longitud efectiva, longitud costura a costura y relación de esbeltez por capacidad de manejo de líquido. Realizar el mismo procedimiento para tiempos de residencia de 2 y3 minutos.

## Separación gas-líquido

Tabla 4-3– Matriz de diseño por capacidad de líquido de un separador horizontal.

$t_{rL}$ [min]	$d_i$ [pg]	$L_{eff}$ [ft]	$L_{ss}$ [ft]	$Res$ [pg]
3	16			
	20			
	24			
	30			
	36			
	42			
	48			
2	24			
	30			
	36			
	42			
	48			
1	24			
	30			
	36			
	42			
	48			

♦ Separadores verticales

A partir del tiempo de residencia del líquido, diámetros de separador obtener la altura del liquido, longitud costura a costura y relación de esbeltez.

Tabla 4-4– Matriz de diseño por capacidad de líquido de un separador vertical.

$t_{rL}$ [min]	$d_i$ [pg]	$h_L$ [pg]	$L_{ss}$ [ft]	$Res$ [pg]
3	24			
	30			
	36			
	42			
	48			
2	24			
	30			
	36			
	42			
1	24			
	30			
	36			
	42			

12. Realizar la gráfica de diámetro interno del separador vs longitud costura a costura para cada tiempo de residencia.
13. Elegir un tamaño adecuado para el separador ( $d_i$  y  $L_{ss}$ ) con un diámetro mayor al diámetro mínimo determinado por la capacidad de gas, el tiempo de retención requerido y que se encuentre dentro del rango de la relación de esbeltez recomendada.

Los ejercicios de aplicación para separadores horizontales y verticales se pueden consultar en el APÉNDICE B.

### 4.6. Etapas de separación.

En el proceso de separación de la mezcla de fluidos aportados por los pozos se define el número de etapas de separación, dependiendo de factores como: presión en la cabeza del pozo, relación gas-aceite, aprovechamiento de la energía del yacimiento para transporte de los fluidos separados, existencia de equipo de compresión y la necesidad de estabilizar el aceite y el gas.

La separación por etapas sucesivas es la manera más eficiente para estabilizar las corrientes de gases y líquidos, porque de manera gradual se aproximan los valores de la presión hacia la presión atmosférica, lo que permite la liberación de gases naturales, disminuyendo su presión de vapor verdadera. Por tal razón, en los casos de pozos con presiones en la cabeza, arriba de  $100 \text{ kg/cm}^2$  (como referencia), conviene efectuar una separación por etapas. Si bien, la presión y temperatura de separación de cada una etapa deben calcularse para conocer en qué valor se obtiene la estabilización de las fases, normalmente la primera etapa se hace coincidir con la necesidad de ahorrar energía en la transportación de los gases y la presión de recepción en las plantas petroquímicas (Villalobos, 2011).

En la **Figura 4.7** se muestra gráficamente el proceso de la separación por etapas: el flujo de la producción del pozo entra en el separador conocido como de alta o primera etapa, aquí se separan principalmente los gases naturales, metano y etano, mismos que se envían de forma directa al gasoducto; los líquidos del recipiente son descargados en el separador de la segunda etapa. Los líquidos del separador de la primera etapa son muestreados para obtener las características de los hidrocarburos contenidos, su % mol y el peso molecular de cada uno de los componentes, lo anterior es con el fin de conocer la presión y temperatura óptimas en que se deben desprender los gases naturales y mantener en estado líquido los condensables y ligeros de la segunda etapa o intermedio. Este mismo proceso se efectúa para las etapas sucesivas de separación.

## Separación gas-líquido

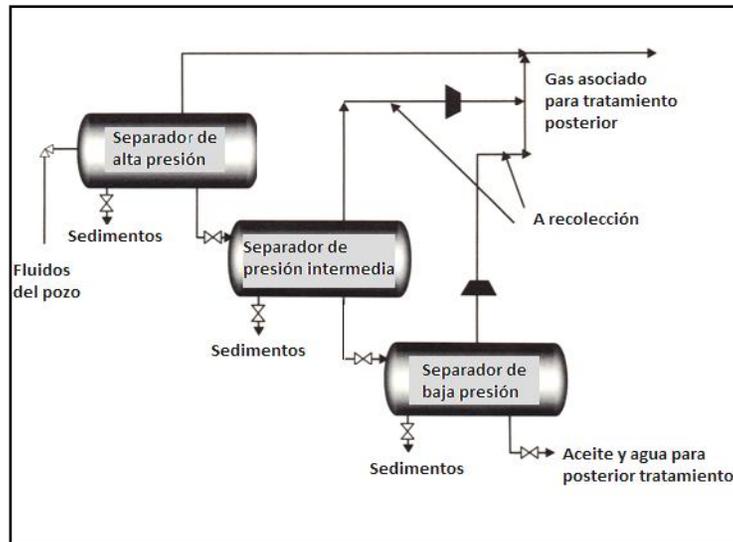


Figura 4.7– Diagrama que muestra la separación por etapas (Villalobos, 2011)

El gas separado en la segunda y tercera etapa es enviado cada uno a compresión para alcanzar la presión del gasoducto de transporte. En una batería de varias etapas, es común observar que el cabezal de recolección cuenta con los colectores necesarios para la recuperación de la producción de varios pozos a diferentes presiones y que van a requerir un sistema de separación eficiente. Cuando se construyen de manera modular, cada uno de ellos debe contar con un tren de separación general y otro para medición, además, cada etapa deberá tener su propia presión y cabezal de regulación independiente.

En cada etapa se mide el volumen de gas separado y el total es la suma de todas ellas, el total de líquidos es el que descarga el separador de la última etapa y se almacenan en tanques para su bombeo hacia la refinación o venta.

En ocasiones, a pesar de que la presión de la última etapa de separación tiene un valor mínimo necesario para la succión del sistema de compresión, no es suficiente para lograr el desprendimiento de los gases y los componentes ligeros, permaneciendo éstos últimos incluidos en los líquidos.

La presión de operación de la primera etapa de separación es generalmente determinada por la presión de la línea de flujo o de las características de operación del pozo. La presión comúnmente se encuentra en un rango de 600 a 1200 psi. La presión de operación puede determinarse con una ecuación basada en la relación de presiones entre las etapas (Campbell, 1976):

$$R = \left( \frac{P_1}{P_s} \right)^{1/n}$$

Ecuación 4-13

**Donde:**

**R = relación de presiones.**

**n = número de etapas – 1.**

**P<sub>1</sub> = presión de la primera etapa, psi.**

**P<sub>s</sub> = presión del tanque de almacenamiento, psi.**

La presión de las etapas intermedias puede determinarse con la siguiente ecuación.

$$P_i = \frac{P_{i-1}}{R} \quad \text{Ecuación 4-14}$$

Donde P<sub>i</sub>= presión de la etapa i, psi.

#### **4.6.1.Método para determinar la presión óptima de separación en la segunda etapa en un sistema de tres etapas.**

En un sistema de separación de tres etapas, la presión de la primera etapa (P<sub>1</sub>) queda fija generalmente por los requerimientos de presión para transportar el gas a la planta de tratamiento. La presión en la tercera etapa (P<sub>s</sub>), es la presión atmosférica. Entonces la presión que se puede optimizar, es la de la segunda etapa (P<sub>2</sub>).

La determinación de la presión óptima de la segunda etapa, se basa en una correlación que consta de 2 ecuaciones que son **(Gómez, 1984)**:

1. Para densidades del gas mayores de 1 (aire=1):

$$P_2 = A (P_1)^{0.686} + C_2 \quad \text{Ecuación 4-15}$$

$$C_2 = \frac{A + 0.057}{0.0233} \quad \text{Ecuación 4-16}$$

2. Para densidades del gas menores de 1 (aire=1):

$$P_2 = A (P_1)^{0.765} + C_2 \quad \text{Ecuación 4-17}$$

$$C_2 = \frac{A + 0.028}{0.012} \quad \text{Ecuación 4-18}$$

**Donde:**

**P<sub>2</sub> = presión de separación de la segunda etapa en  $\frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$  abs.**

$P_1 =$  presión de separación de la primera etapa en  $\frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$  abs.

$A =$  constante.

La constante A se obtiene de la **Figura 4.8** al localizar el valor de la densidad de la mezcla, desde ese punto se traza una perpendicular que corta una de las rectas que representa la suma del % mol de los gases de la mezcla. De la intersección se traza una horizontal que corta al eje de las ordenadas que es la escala de los valores de la constante.

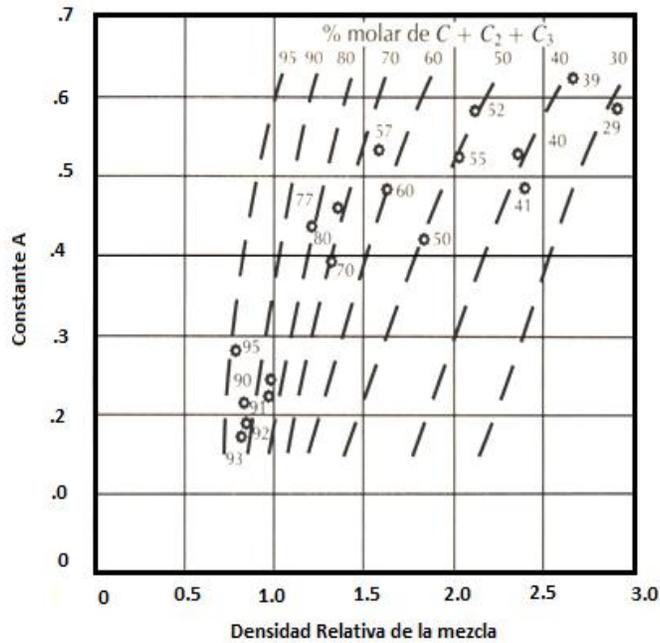


Figura 4.8– Gráfica para determinar la constante A (Villalobos, 2011)

### 4.7. Separación a baja temperatura

Dentro de la experiencia de campo, se ha observado que las operaciones de separación a baja temperatura incrementa la recuperación de líquidos. El proceso de separación a baja temperatura separa el agua y los hidrocarburos líquidos desde la cabeza de pozo y recupera más líquidos del gas en comparación a la separación a temperaturas normales. Una unidad de separación a baja temperatura consiste de un separador a alta presión, estranguladores y varias piezas del equipo para intercambio de calor. Cuando la presión se reduce, por el uso del estrangulador, la temperatura del fluido disminuye debido al efecto Joule-Thomson. Este efecto es un proceso adiabático irreversible en la que el contenido de calor del gas sigue siendo la misma a través del estrangulador, pero la presión y la temperatura de la corriente de gas se reducen. Generalmente, para una unidad de separación a baja temperatura, se requiere una caída de presión de al menos 2500 psi a 3000 psi en el flujo desde cabeza de pozo a la tubería para una mayor recuperación de líquido (Guo, et al. 2005).

La temperatura más baja de funcionamiento recomendada para las unidades de baja temperatura suele ser alrededor de -20 °F. Esto se ve limitado por el material de los separadores que son de acero al carbón y aceros de alta aleación empleados para temperaturas más bajas, por lo general no son económicos para instalaciones de campo. Las unidades de separación de baja temperatura funcionan normalmente de 0 a 20 °F. El descenso de la temperatura real por unidad de caída de presión se ve afectada por varios factores, incluyendo la composición del gas, el gasto de gas y líquidos y la temperatura ambiente. Tras el requisito especial para la construcción de unidades de separación a baja temperatura, el estrangulador de reducción de presión se coloca por lo general directamente en la entrada del separador de alta presión. Los hidratos se forman en corriente abajo del estrangulador y debido a la baja temperatura de gas caen a la sección inferior del separador. Son calentados y fundidos por calentadores situados en la parte inferior del separador.

### 4.8. Limpieza del gas.

La limpieza del gas es importante para sistemas de tuberías de transmisión con el fin de reducir los problemas operacionales y para maximizar su eficiencia operativa. Es aún más importante en otros casos, tales como para el almacenamiento de gas y la venta a los consumidores. La limpieza del gas también es necesaria para evitar la contaminación solución/catalizador en los procesos corriente abajo en el gas, tales como la deshidratación y endulzamiento. Algunas de las limpiezas se produce inicialmente en boca de pozo por medios de goteo, filtros y sifones. Otra fase de limpieza se lleva a cabo en los separadores gas-líquido. Además la limpieza generalmente se requiere antes de que el gas

llegue a una planta de procesamiento y antes de iniciar cualquier tratamiento **(Kumar, 1987)**.

La limpieza del gas involucra la eliminación de dos tipos de materiales: sólidos y líquidos densos, conocidos como “basura de tubería” y sólidos y líquidos diminutos. La basura de tubería también se conoce como lodo. Esta basura consiste generalmente de hidrocarburos líquidos más pesados, agua, productos químicos (aminas, glicoles, metanol) transportados por las operaciones de procesamiento, y sólidos tales como lodo de perforación y otros desechos arrastrados por el gas durante las operaciones de producción y de transporte.

### **4.8.1. Métodos de limpieza del gas.**

Existen varias técnicas diferentes para la separación de líquido y partículas sólidas del gas, tal como el asentamiento por gravedad, fuerza centrífuga, choque, filtración, depuración y precipitación electrostática. Los requisitos de mantenimiento son generalmente proporcionales a la capacidad de eliminación. Así, los métodos con mayor capacidad de eliminación de partículas por lo general requieren programas de mantenimiento más elaborados. En los métodos de limpieza que utilizan un dispositivo de separación física (elemento de limpieza, separador de partículas, filtro. etc.) una vez que el elemento de limpieza se ha llenado hasta su capacidad, hay tres resultados posibles, todos los cuales son perjudiciales para el proceso de limpieza **(Curry, 1981)**.

- ◆ Las partículas entrantes pasan por alto el elemento de limpieza y entran en la corriente limpia de gas. Este es el problema más común.
- ◆ El diferencial de presión es demasiado alta, lo que lleva a la ruptura o desprendimiento del dispositivo de limpieza.
- ◆ El elemento de limpieza puede llegar a taponarse e impedir el flujo completamente.

Algunos de los métodos más comunes de limpieza del gas son **(Kumar, 1987)**:

- ◆ Filtros. Los filtros han sido tradicionalmente usados para eliminar partículas sólidas usando un medio de filtración que permite únicamente el paso del gas. Los filtros de bolsa hechos de fieltro son los más usados. Sin embargo, estos materiales se descomponen en presencia de líquidos. Los materiales sintéticos tal como la fibra de vidrio superan esta desventaja.
- ◆ Depuradores. Un depurador es definido como un equipo que usa un líquido para ayudar la eliminación de partículas del gas. Es similar a un separador, excepto que un eliminador está diseñado para separar únicamente pequeños volúmenes de gas

y líquido, y puede usar algún líquido tal como aceite para una efectiva eliminación de partículas de la corriente de gas. Los tres tipos de depuradores usados en operaciones de limpieza del gas son: depuradores secos, depuradores oil-bath, y depurador tipo cartucho. El depurador más efectivo es el tipo cartucho.

- ◆ Precipitación eléctrica. Estas unidades inducen una carga eléctrica que atrae las partículas. Un campo electrostático de gran magnitud ioniza el gas hasta cierto punto, las partículas suspendidas en el gas parcialmente ionizado se cargan y migran bajo la acción del campo eléctrico. El gas se retiene durante un tiempo suficientemente largo para que las partículas migren a la zona de recolección.

### 4.9. Cálculos flash.

Los cálculos flash son una parte integral de todos los procesos de la ingeniería de yacimientos, estos se requieren cuando es necesaria conocer la cantidad (en moles) de hidrocarburo líquido y gas que coexiste en un yacimiento o en un separador a una presión y temperatura dada. Estos cálculos también son realizados para determinar la composición de las fases de hidrocarburos existentes.

La composición y la cantidad de las fases en el separador se pueden obtener mediante pruebas de laboratorio o por consideraciones teóricas y/o con el apoyo de diagramas y se asume que la composición del aceite y gas no varía con el tiempo; que la separación es de tipo flash, y que el sistema se encuentra termodinámicamente en equilibrio a una presión y temperatura dada.

Los cálculos se basan en las siguientes tres ecuaciones (Szilas, 1986):

$$n_L + n_V = n \quad \text{Ecuación 4-19}$$

$$z_i = x_i n_L + y_i n_V \quad \text{Ecuación 4-20}$$

$$k_i = \frac{y_i}{x_i} \quad \text{Ecuación 4-21}$$

Donde  $K_i$  es la relación de equilibrio del componente  $i$  en el sistema gas-líquido,  $n_L$  es el número de moles del fluido de la fase líquida,  $n_V$  es el número de moles del fluido de la fase vapor,  $y_i$  es la fracción mol del componente  $i$  en la fase vapor,  $x_i$  es la fracción mol del componente  $i$  en la fase líquida.

En la **Ecuación 4-19** el número total de moles en el sistema es igual a la suma del número de moles de la fase líquida y la fase gaseosa. En la **Ecuación 4-20** el número total de moles de todos los componentes en el sistema es igual al número de moles de dichos componentes tomado separadamente en las fases líquida y gaseosa. Las consideraciones anteriores implican que

$$\sum_{i=1}^m x_i = \sum_{i=1}^m y_i \sum_{i=1}^m z_i = 1 \quad \text{Ecuación 4-22}$$

Dividiendo ambos lados de la **Ecuación 4-20** por  $n$ , obtenemos:

$$z_i = \frac{n_L}{n} x_i + \frac{n_v}{n} y_i \quad \text{Ecuación 4-23}$$

Se obtiene  $n_L/n = z_L$  y  $n_v/n = z_v$ ; entonces

$$z_i = x_i z_L + y_i z_v \quad \text{Ecuación 4-24}$$

En la **Ecuación 4-22**, la suma de las fracciones molares de los componentes es unitaria; en la **Ecuación 4-24** la fracción mol de un componente dado en un sistema es igual a la suma de sus fracciones molares en la fase líquida y gas. Introduciendo  $y_i$  y después  $x_i$  de la **Ecuación 4-21**, obtenemos:

$$x_i = \frac{z_i}{z_L + K_i z_v} \quad \text{Ecuación 4-25}$$

$$y_i = \frac{z_i}{z_L / K_i + z_v} \quad \text{Ecuación 4-26}$$

Estas son las ecuaciones fundamentales de equilibrio en la separación.

El procedimiento computacional para determinar  $n_L$ ,  $n_v$ ,  $y_i$  y  $y_i$  de una mezcla de hidrocarburos con una composición conocida de  $z_i$  y caracterizada por un conjunto de relaciones de equilibrio,  $K_i$  se resume en los siguientes pasos (Ahmed T. H., 2007):

1. Calcular  $n_v$ . La Ecuación 4-27 se puede resolver para el número de moles de la fase vapor  $n_v$  usando el método de iteración de Newton-Raphson.

$$f(n_v) = \sum_i \frac{z_i (K_i - 1)}{n_v (K_i - 1) + 1} = 0 \quad \text{Ecuación 4-27}$$

2. Calcular  $n_L$ . El número de moles de la fase líquida se puede calcular aplicando la Ecuación 4-19 despejando  $n_L$ .
3. Cálculo de  $x_i$ . Calcular la composición de la fase líquida aplicando la Ecuación 4-28.

$$x_i = \frac{z_i}{n_L + K_i n_v} \quad \text{Ecuación 4-28}$$

4. Cálculo de  $y_i$ . Determinar la composición de la fase gaseosa con la Ecuación 4-29.

$$y_i = \frac{z_i K_i}{n_L + K_i n_v} = x_i K_i \quad \text{Ecuación 4-29}$$

## 5. Sistemas gas-agua y procesos de deshidratación

### 5.1. Contenido de agua en gases naturales.

El contenido de agua en el gas es una de las características que se debe conocer, de ello depende la garantía de que los procesos se realicen sin mayores problemas. La acumulación de agua en las tuberías, la formación de hidratos, la corrosión de la tubería y demás instalaciones se minimizan cuando se deshidrata el gas hasta los niveles necesarios para evitar problemas.

El contenido de agua en una corriente de gas depende principalmente de **(Kumar, 1987)**:

- ◆ La presión. La cantidad de agua disminuye cuando la presión aumenta.
- ◆ La temperatura. El contenido de agua incrementa con el aumento de la temperatura.
- ◆ El contenido de sal del agua libre en equilibrio con el gas natural en el yacimiento. La cantidad de agua disminuye con el incremento del contenido de sal del agua asociada al yacimiento.
- ◆ La composición de gas. Los gases con densidades elevadas, comúnmente tienen menos agua.

La composición es un factor que incrementa con la presión y es particularmente importante si el gas contiene  $\text{CO}_2$  y/o  $\text{H}_2\text{S}$ . Para los gases dulces que contienen más de 70% de metano y contienen pequeñas cantidad de hidrocarburos pesados, las correlaciones generalizadas son apropiadas para muchas aplicaciones. La cantidad de agua en los hidrocarburos gaseosos se puede determinar utilizando la **Figura 5.1** es un ejemplo de una de muchas de estas correlaciones, la cual se ha empleado ampliamente por muchos años en el diseño de deshidratadores de gas natural.

Para facilitar la comprensión del contenido de agua en los gases naturales, se explicará el uso de las gráficas de las **Figura 5.1**, **Figura 5.2** y **Figura 5.3** con un ejemplo de aplicación que se puede consultar en el APÉNDICE C.

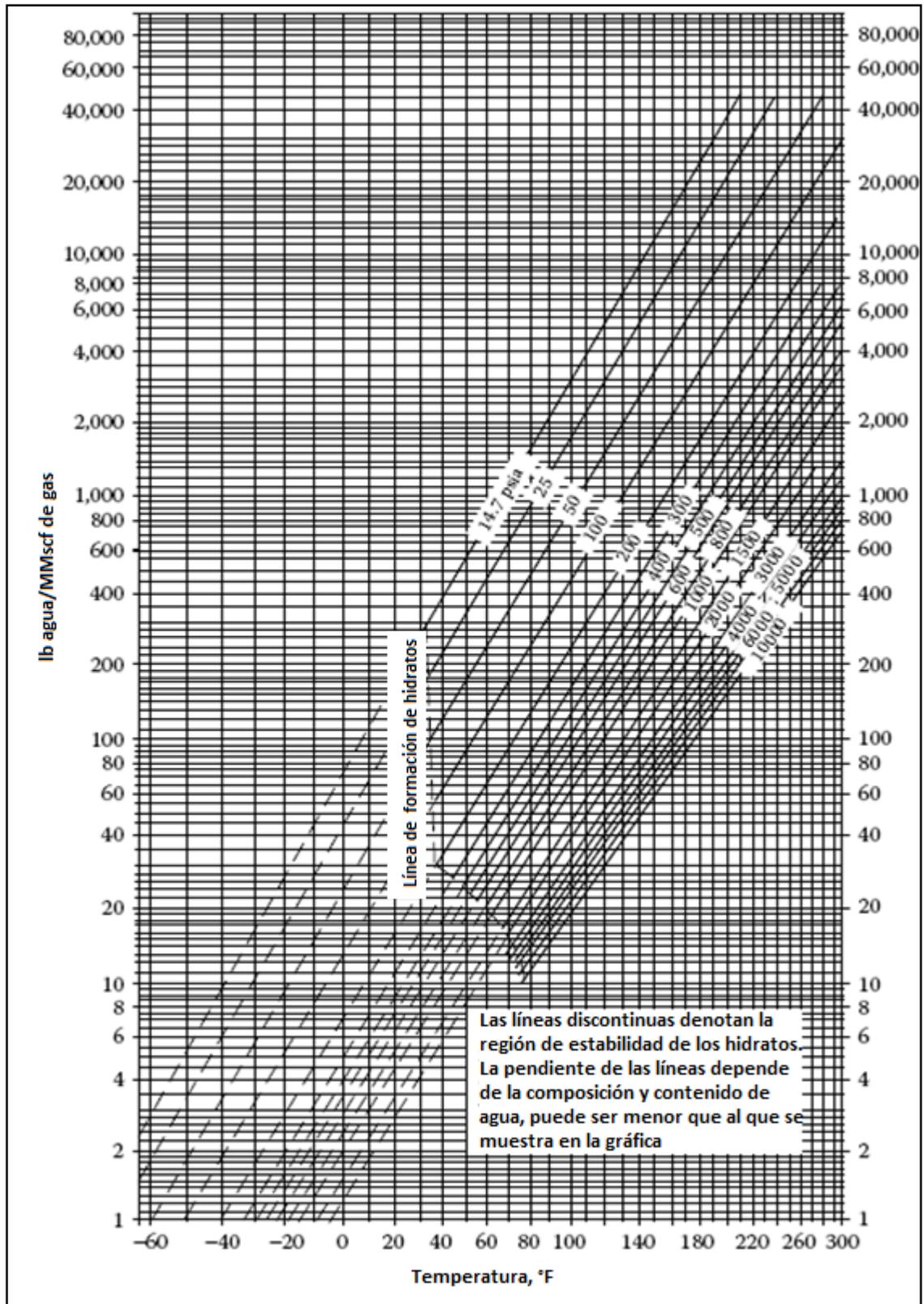


Figura 5.1– Contenido de agua en gases hidrocarburos en función de la presión y temperatura (Modificado de Kidnay & Parrish, 2006)

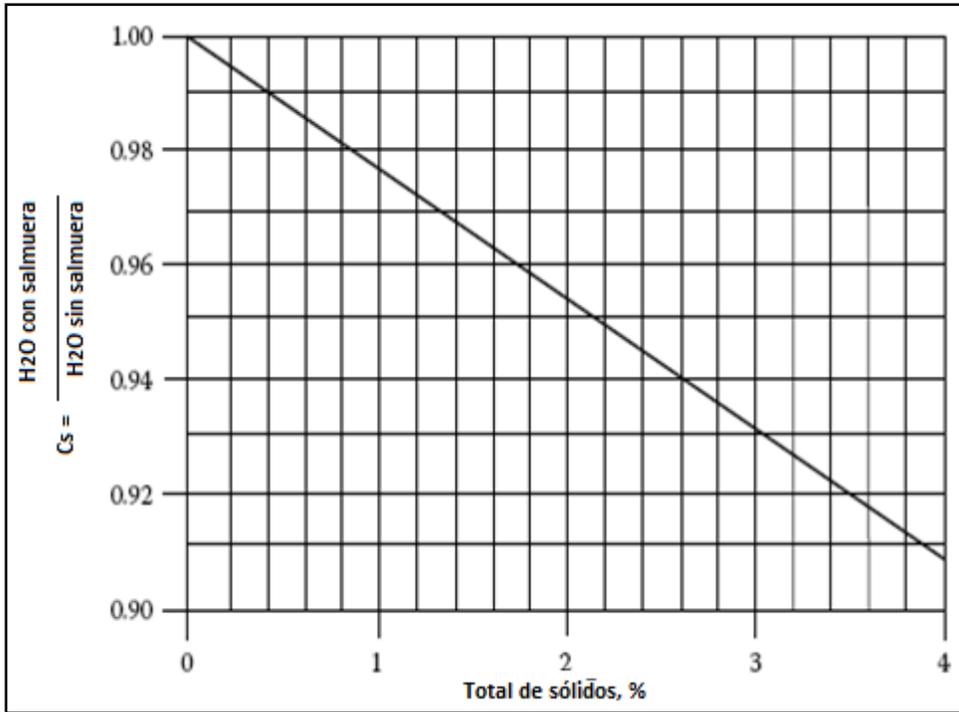


Figura 5.2– Corrección por salinidad  
(Modificado de Kidnay & Parrish, 2006)

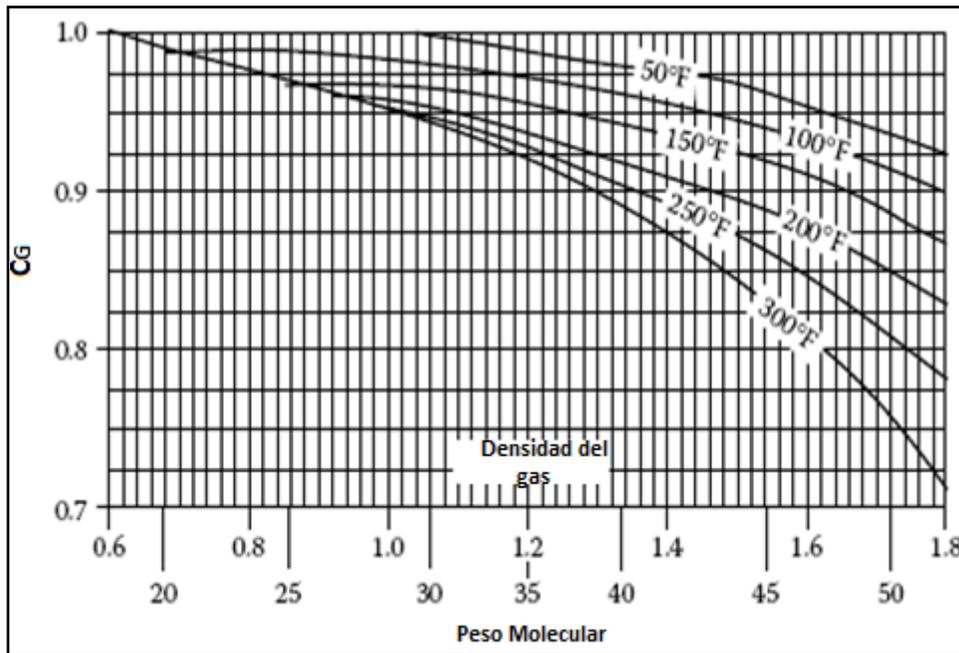


Figura 5.3– Corrección por densidad del gas o peso molecular  
(Modificado de Kidnay & Parrish, 2006)

## 5.2. Hidratos de gas.

Un hidrato es una combinación física de agua y otras moléculas pequeñas para generar un sólido que tiene una apariencia similar al hielo, pero posee una estructura diferente a éste. Hay dos tipos de hidratos comúnmente encontrados en la industria de los hidrocarburos, estos son conocidos como Tipo I y Tipo II, algunas veces estos hidratos son llamados Estructura I y Estructura II, respectivamente. Existe un tercer tipo de hidratos que se ha llegado a encontrar, el Tipo H (Estructura H), pero no es muy común (**Carroll, 2003**).

Los hidratos de gas son componentes sólidos cristalinos formados por la combinación química del gas natural y agua bajo presión a temperatura considerablemente encima del punto de congelamiento del agua. Las fórmulas químicas de los hidratos de gas natural son (**Ikoku, 1992**):

Metano	$\text{CH}_4 - 7\text{H}_2\text{O}$
Etano	$\text{C}_2\text{H}_6 - 8\text{H}_2\text{O}$
Propano	$\text{C}_3\text{H}_8 - 18\text{H}_2\text{O}$
Dióxido de carbono	$\text{CO}_2 - 7\text{H}_2\text{O}$

Los hidratos de gas se forman cuando los componentes del gas natural, en particular metano, etano, propano, iso-butano, ácido sulfhídrico, dióxido de carbono y nitrógeno, entran en la estructura clatrática o de jaula formada por moléculas de agua y ocupan los espacios vacíos haciendo que el agua solidifique a temperaturas más elevadas que su punto de congelación y estabilizando la estructura cristalina. La formación de hidratos está regida por el tamaño de la molécula huésped y su solubilidad en el agua. El tamaño es un parámetro muy importante, las moléculas deben ser lo suficientemente pequeñas para ocupar adecuadamente el espacio en la estructura formada por el agua, pero suficientemente grandes para quedar atrapadas (**Kumar, 1987**).

Las moléculas más pequeñas como  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  estabilizan la estructura y forman los hidratos Tipo I (Estructura I). Las moléculas más grandes como  $\text{C}_3\text{H}_8$ ,  $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$ ,  $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$  forman los hidratos de Tipo II (Estructura II). Las moléculas de parafinas más grandes que  $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$  no forman hidratos de Tipo I ni Tipo II, debido a que son demasiado grandes para estabilizar la estructura de jaula. Por lo tanto podemos decir que la composición de gas determina el tipo de estructura. Desde un punto de vista práctico, el tipo de estructura no afecta la apariencia, propiedades o problemas causados por los hidratos. Esto, sin embargo, tiene efectos significativos sobre la presión y temperatura a las cuales se forman los hidratos. La Estructura II es más estable que la Estructura I, esto se debe a que los

gases contenidos en la Estructura II forman hidratos a temperaturas más elevadas (**GPSA, 2004**).

La presencia de H<sub>2</sub>S en una mezcla de gas natural impacta en la temperatura de formación de hidratos, haciendo que la temperatura de formación sea más elevada dada una presión. El CO<sub>2</sub>, en general, tiene mucho menos impacto, frecuentemente reduce la temperatura de formación de los hidratos. La formación de hidratos en un sistema de gas natural puede tapan las tuberías, equipos e instrumentos que pueden restringir o interrumpir el flujo.

Las condiciones las cuales afectan la formación de hidratos son:

Principales consideraciones

- ◆ El gas o el líquido deben estar por debajo de su punto de rocío o a condiciones de saturación.
- ◆ Temperatura.
- ◆ Presión.
- ◆ Composición.

Consideraciones secundarias

- ◆ Mezclado.
- ◆ Cinética.
- ◆ Puntos de acumulación de cristales, tales como codos de tuberías, orificios, etc.
- ◆ Salinidad.

En general, la formación de hidratos ocurre cuando la presión incrementa y/o la temperatura disminuye, generando condiciones de formación de hidratos.

La **Figura 5.4** está construida con base a la densidad del gas, puede ser usada para una primera aproximación a las condiciones de formación de hidratos y para una estimación permisible de la expansión de los gases dulces sin la formación de hidratos. Las condiciones en las cuales los hidratos pueden formarse están fuertemente afectadas por la composición del gas.

En el APÉNDICE C se puede encontrar un ejemplo para encontrar la presión a la que se formarían los hidratos a partir de la composición del gas y sus fracciones molares.

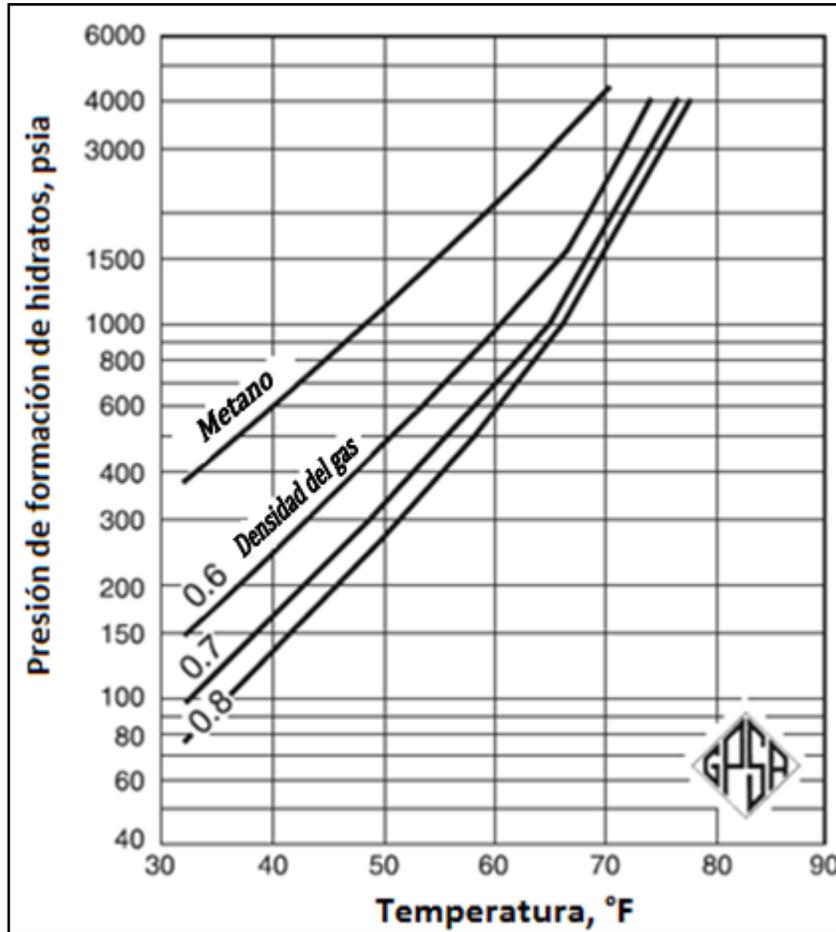


Figura 5.4– Gráfica presión-temperatura para aproximar las condiciones de formación de hidratos (Modificado de GPSA, 2004)

### 5.2.1. Comportamiento de fase de los hidratos.

La **Figura 5.5** muestra el diagrama de fase para un sistema gas-agua-hidratos. La línea ABCB representa la curva de los hidratos. La curva HFCl es la curva de presión de vapor de los gases hidrocarburos, y EBFg es la línea que representa el equilibrio sólido-líquido para el agua (curva de congelamiento del agua). El gas hidrocarburo se asume como de un solo componente para simplificar la representación de la fase de equilibrio.

## Deshidratación del gas natural

Estas líneas delimitan diferentes regiones en la fase de equilibrio de la siguiente forma (Kumar, 1987):

1. Los hidratos existen en la región presión – temperatura por encima de la curva ABCD de los hidratos, por debajo de esta curva, y a su derecha, no se pueden formar hidratos.
2. Arriba de la presión de vapor de la curva HFCl, se encuentran los hidrocarburos en estado líquido.
3. Hacia la izquierda de la línea EBFg, se encuentra agua en forma sólida como hielo. A la derecha de la curva EBFg, el agua se encontraría en estado líquido.

Cabe mencionar que en la **Figura 5.5** la curva de los hidratos se convierte en una línea vertical en el punto donde interseca con la curva de presión de vapor de los hidrocarburos. Esta intersección, C, representa la temperatura máxima de formación de hidratos de gas.

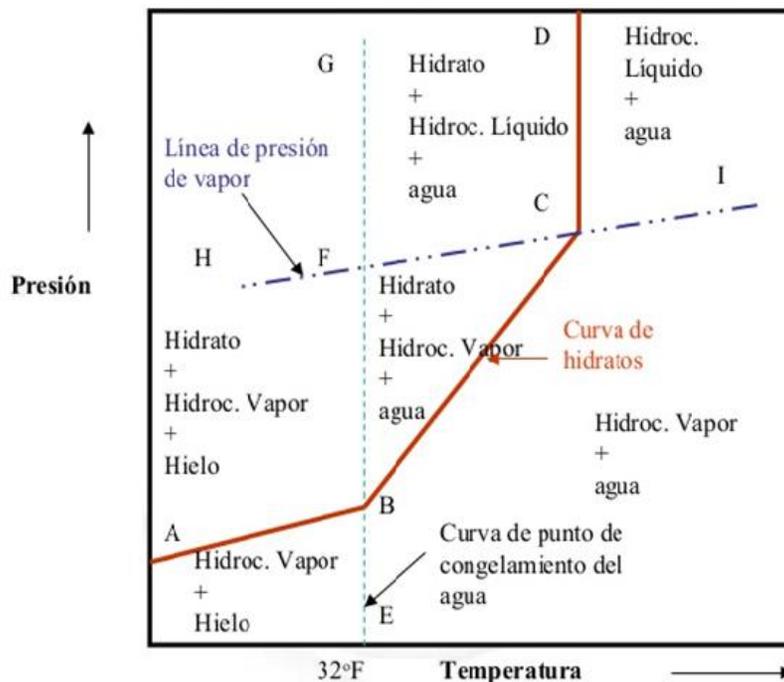


Figura 5.5– Diagrama de fase de un sistema gas-agua-hidratos (Modificado de Kumar, 1987)

### **5.3. Inhibición de hidratos por inyección aditiva.**

La formación de hidratos en el gas natural es originada por condiciones de alta presión, temperaturas bajas y presencia de agua líquida. Así, los hidratos se pueden prevenir por los siguientes medios (**Abdel-Aal & Aggour, 2003**):

- ◆ Manteniendo alto el sistema de temperatura y/o bajando el sistema de presión (control presión/temperatura).
- ◆ Inyección de químicos tales como el metanol o el glicol para controlar el punto de congelamiento del agua líquida (inyección de químicos), que es la que abordaremos en este apartado.
- ◆ Eliminación de vapor de agua de la corriente de gas (deshidratación).

El metanol y los glicoles son los químicos más usados para mantener bajo el punto de congelamiento del agua, y así reducir o prevenir la formación de hidratos.

La aplicación de los inhibidores de hidratos se considera para los siguientes casos:

- ◆ Un sistema de tuberías de gas, donde el problema de la formación de hidratos es de corta duración.
- ◆ Un sistema de tuberías de gas el cual opera a pocos grados por debajo de la temperatura de formación de hidratos.
- ◆ Un sistema de recolección de gas en campos de declinación de la presión.
- ◆ Líneas de gas caracterizadas por la formación de hidratos en puntos localizados.

La función principal de los inhibidores de formación de hidratos es la misma que de un anticongelante cuando se añade agua líquida. Así, el principal fundamento del uso de los inhibidores es reducir al máximo la formación de hidratos, provocando la reducción de la temperatura a la cual se forman los hidratos.

La formación de hidratos de gas puede prevenirse con la deshidratación del gas para eliminar condensados de agua. En algunos casos, sin embargo, la deshidratación puede no ser práctica o económicamente factible. En estos casos, la inhibición química puede ser un método efectivo para prevenir la formación de hidratos. La inhibición química utiliza la inyección de inhibidores térmicos o inhibidores de hidratos a baja dosis (LDHIs, Low Dosage Hydrate Inhibitors, por sus siglas en inglés).

Los inhibidores térmicos son los inhibidores tradicionales (glicol o metanol), los cuales bajan la temperatura de formación de hidratos. Los LDHIs pueden ser inhibidores de hidratos cinéticos (KHIs, Kinetic Hydrate Inhibitors, por sus siglas en inglés) o anti

aglomerados (AAs, antiagglomerants por sus siglas en inglés). Estos últimos no bajan la temperatura de formación, pero si disminuyen su efecto. Los KHIs disminuyen la velocidad de formación de los hidratos, los cuales tienen una duración definida. Los AAs permiten la formación de los cristales pero restringen su tamaño a milímetros (GPSA, 2004).

La inyección de inhibidores térmicos, ya sea metanol o glicol, en una corriente de gas se combina con la fase acuosa condensada para reducir la temperatura de formación de hidratos a una presión dada.

### 5.3.1. Inyección de metanol.

El metanol es el inhibidor más usado, porque se dispersa mejor en la corriente de gas, se encuentra fácilmente a granel, es menos caro y consecuentemente no requiere ser recuperado. El metanol sin embargo, puede causar problemas de contaminación en las plantas. Mientras que la mayoría de los aditivos son recuperados y reciclados, la recuperación de metanol es a menudo poco rentable. La inyección de este químico es necesaria en casos donde los bajos volúmenes de gas prohíben el proceso de deshidratación. Su aplicación es preferible en casos donde el problema de hidratos es relativamente moderado o periódico; la inyección del inhibidor es únicamente una fase temporal del programa de desarrollo del campo.

El metanol es el inhibidor de hidratos no recuperable más usado y tiene las siguientes propiedades (Abdel-Aal, et al. 2003):

- ◆ No es corrosivo.
- ◆ Es químicamente inerte; no reacciona con los hidrocarburos.
- ◆ Es soluble en todas las proporciones con agua.
- ◆ Es volátil bajo las condiciones de la tubería, y su presión de vapor es mayor que la del agua.
- ◆ No es caro.

El metanol es soluble en los hidrocarburos líquidos, por lo tanto, si la corriente de gas tiene una alta cantidad de condensados, se requiere mayor cantidad de metanol. Esto hace que la inyección de este inhibidor no sea económicamente atractiva porque no se recupera. En algunas ocasiones, es necesario primero separar los condensados del gas. La cantidad de metanol que se inyecta al vapor depende de la presión y temperatura de operación.

En muchas aplicaciones, se recomienda inyectar el metanol a cierta distancia corriente arriba del punto que se quiere proteger con el inhibidor, con el fin de dar tiempo que se vaporice el metanol antes de llegar al punto en fin.

### 5.3.2. Inyección de glicoles.

El glicol funciona de la misma forma que el metanol; sin embargo, el glicol tiene una presión de vapor mucho menor y no se evapora dentro de la fase de vapor tan fácilmente como el metanol. Es menos soluble en los hidrocarburos líquidos en comparación con el metanol. Así, junto con el hecho que el glicol podría ser recuperado y reciclado, reduce los costos de operación.

Se pueden usar tres tipos de glicoles: etilenglicol (EG), dietilenglicol (DEG) y trietilenglicol (TEG). Y para su aplicación se recomiendan las siguientes especificaciones (**Abdel-Aal, et al. 2003**):

- ◆ Para las líneas de transporte de gas natural, donde la protección de hidratos es importante, el etilenglicol es la mejor opción que proporciona el mayor abatimiento de hidratos, aunque esto sería a expensas de su recuperación debido a su alta presión de vapor.
- ◆ Una vez más, el etilenglicol se utiliza para proteger separadores o equipos que manejan hidrocarburos, debido a su baja solubilidad en los componentes hidrocarburos.
- ◆ Para situaciones en las que las pérdidas de vapor son considerables, deben utilizarse dietilenglicol y etilenglicol debido a su baja presión de vapor.

Los glicoles son comúnmente usados donde el punto de rocío del gas se encuentra en un rango de 60° a 120°F (**GPSA, 2004**).

### 5.4. Métodos de deshidratación.

Los métodos más comunes para el proceso de deshidratación de gas natural son los siguientes:

- ◆ Absorción, que usa un desecante líquido (glicol y metanol).
- ◆ Adsorción, que usa desecantes sólidos (derivados de aluminio y gel de sílice).
- ◆ Enfriamiento/condensación debajo del punto de rocío, por expansión y/o refrigeración.

### **5.4.1. Deshidratación por absorción.**

La deshidratación por absorción involucra el uso de desecantes líquidos para eliminar el vapor de agua del gas. Aunque muchos líquidos poseen la capacidad para absorber agua, el líquido con fines para procesos de deshidratación de gas debe poseer las siguientes propiedades **(Kumar, 1987)**:

- ◆ Alta eficiencia de absorción.
- ◆ Que tenga una alta afinidad por el agua.
- ◆ Que su recuperación sea fácil y económica.
- ◆ Que no sea tóxico ni corrosivo.
- ◆ Que no cause problemas operacionales cuando se use en altas concentraciones.
- ◆ Que no interaccione con los hidrocarburos del gas y que no se contamine con los gases ácidos.
- ◆ Baja viscosidad para facilitar su bombeo y contacto entre la fases líquida y gaseosa.
- ◆ Una buena estabilidad térmica para prevenir su descomposición durante su recuperación.

Las sustancias conocidas con estas propiedades son los glicoles, que sus propiedades se aproximan para la aplicación comercial. El punto de ebullición de los glicoles es más elevado que la del agua y su presión de vapor es baja. Sin embargo, los glicoles se descomponen a temperatura elevadas.

En la práctica, los glicoles como el etilenglicol (EG), dietilenglicol (DEG), trietilenglicol (TEG), tetraetilenglicol (TREG) y propilenglicol son los absorbentes más comunes. El TEG presenta las características enlistadas anteriormente y tiene otras ventajas en comparación con los demás glicoles. Para operaciones en la que se presentan salmueras, se usa en EG porque puede contener más sal que los demás glicoles. En comparación, el DEG es menos caro que el TEG, pero el DEG tiene una presión de vapor más elevada por lo que presenta más pérdidas. El TEG tiene menos afinidad por el agua y así tiene menor caída de presión y, por ende posee un menor punto de rocío. El TREG es más caro y más viscoso que el TEG, lo que se traduce como mayores costos en el bombeo; por otro lado, el TREG tiene menor presión de vapor el cual reduce pérdidas **(Carroll, 2003)**.

Los principios básicos del proceso de absorción son los siguientes **(Abdel-Aal, et al. 2003)**:

- ◆ En este proceso, se usa un líquido higroscópico para estar en contacto con el gas y eliminar el vapor de agua presente. Comúnmente se usa el TEG.
- ◆ La absorción, la cual se define como la transferencia de un componente de la fase gaseosa a una fase líquida, se presenta a condiciones de baja temperatura y alta presión.

- ◆ Los procesos actuales de absorción de vapor de agua de la fase gaseosa usando glicol es dinámico y continuo. Por lo tanto, el flujo de gas no puede ser interrumpido para permitir que la fase gaseosa y la líquida alcancen una condición de equilibrio

El proceso de absorción se muestra esquemáticamente en la **Figura 5.6**. El gas húmedo entra en la columna de absorción (deshidratador con glicol) cerca del fondo y fluye hacia arriba a través de la parte inferior de los platos y sale en la parte superior de la columna. Usualmente se usan 6 u 8 platos. El glicol libre de agua se suministra desde la parte superior de la columna de deshidratación y fluye hacia abajo cayendo de plato en plato absorbiendo a su paso el vapor de agua del gas natural. El glicol que ya ha absorbido agua se deja en el fondo de la columna para enviarlo a la unidad de regeneración. El gas seco pasa a través de un extractor de niebla para mandarlo a las tuberías de comercialización.

La unidad de regeneración de glicol, ilustrada en la **Figura 5.7**, está compuesta por un intercambiador de calor (reboiler) donde la corriente se separa en agua y en glicol. Posteriormente, se hace circular el flujo a través de una zona de filtros para despojar completamente el agua del glicol. El agua separada y algunos otros hidrocarburos son venteados en la parte superior de la columna de extracción. Los hidrocarburos perdidos son por lo regular benceno, tolueno, xileno y etilbenceno (**Abdel-Aal, et al, 2003**).

Los procesos de deshidratación mejoran a altas presiones, esto se debe a que el gas a mayor presión contiene menos vapor de agua en comparación con un gas a baja presión a la misma temperatura. El efecto de la presión que tiene sobre el proceso no es significativo para presiones por debajo de los 3000 psi. Sin embargo, la presión de gas no debe ser demasiado alta, conforme incrementa la presión en la columna de deshidratación, incrementa su costo.

Una presión de operación alta requeriría una potencia mayor de bombeo de glicol. Por otro lado, sí la presión del gas es demasiado baja, el tamaño de la columna sería demasiado grande. Usualmente, muchas operaciones son diseñadas a presiones entre 1000 y 1200 psi. La regeneración del glicol se alcanza satisfactoriamente a bajas presiones, generalmente tiene lugar a presiones atmosféricas. En algunos casos, el proceso se lleva a cabo bajo condiciones de vacío para alcanzar altas concentraciones de glicol puro; esto, sin embargo, hace que el sistema sea demasiado complicado y muy caro.

En la entrada del gas la temperatura no debe ser demasiado baja para evitar la condensación del vapor de agua y de los hidrocarburos. También una temperatura baja significa una temperatura baja del glicol. A bajas temperaturas (debajo de 50°F), el glicol llega a ser demasiado viscoso que conlleva a dificultar su bombeo. También, a bajas

## Deshidratación del gas natural

temperaturas (abajo de 60° a 70°F) el glicol puede formar una emulsión con los hidrocarburos en el gas y puede formar espuma.

Pero, por otro lado, una temperatura alta del gas incrementa el volumen de gas, que requeriría una columna más grande e incrementaría el contenido de vapor de agua en el gas. De igual forma, una temperatura alta del gas resulta en grandes pérdidas de glicol. La temperatura de entrada del glicol no debe ser menor que la temperatura del gas, a fin de evitar la condensación del agua y de hidrocarburos. Habitualmente, la temperatura del gas se mantiene entre los 80°F y 110°F. La temperatura de entrada del glicol se mantiene alrededor de los 10°F por debajo de la temperatura de salida del gas.

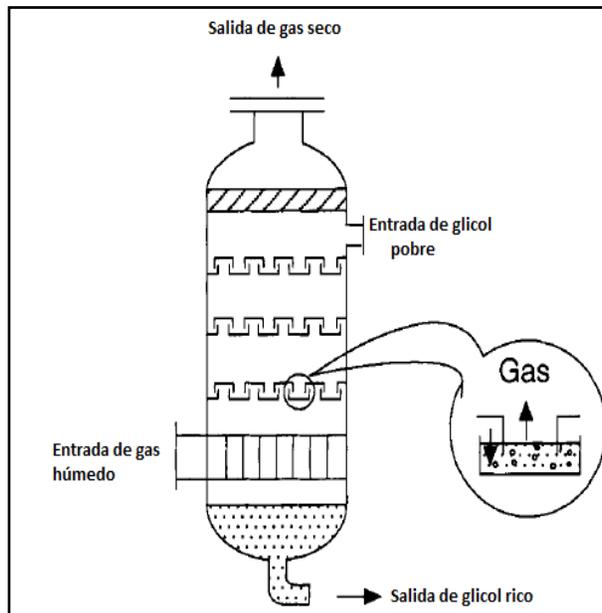


Figura 5.6– Torre de absorción con glicol Esquema  
(Modificado de Jahn, Cook, & Graham, 1998)

## Deshidratación del gas natural

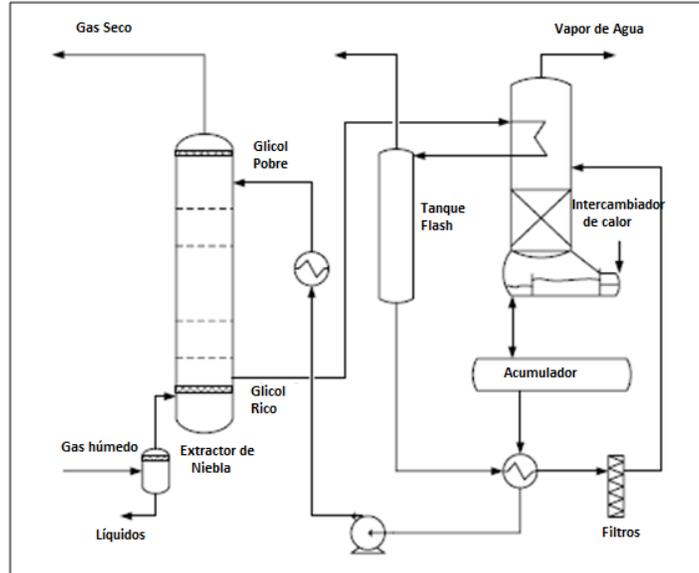


Figura 5.7– Esquema de una unidad de deshidratación con glicol (Modificado de Kidnay & Parrish, 2006)

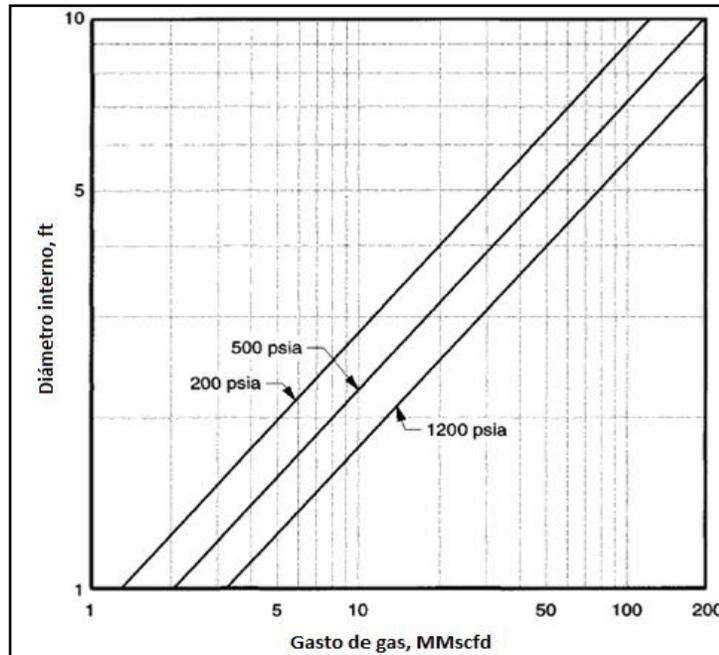


Figura 5.8– Aproximación del diámetro del contactor para una unidad deshidratadora con TEG (Modificado de Carroll, 2003)

### **5.4.2. Deshidratación por adsorción.**

El tratamiento de deshidratación por adsorción es el proceso donde se usa un sólido desecante para eliminar el vapor de agua de una corriente de gas. El desecante sólido que se usa en la deshidratación de gas natural es aquel que se puede regenerar y, consecuentemente, puede ser usado para varios ciclos de adsorción y desorción, siendo este último el fenómeno por el cual un gas abandona un sólido cuando este alcanza cierta temperatura.

Los mecanismos de adsorción son de dos tipos: la física y la química. En la adsorción física, la unión entre la fase adsorbida y la fase sólida es llamada fuerza de van der Waals, las fuerzas de atracción y repulsión mantienen unidos los líquidos y sólidos. En la adsorción química, se presenta un enlace químico mucho más fuerte entre la superficie y las moléculas adsorbidas **(Kidnay & Parrish, 2006)**. En esta sección se considera únicamente todo lo relacionado con la adsorción física.

En la adsorción, las sustancias adsorbidas se concentran en la superficie de un sólido como resultado de fuerzas existentes en esta superficie. Puesto que la cantidad de material adsorbido está directamente relacionada con la superficie disponible para la adsorción, los adsorbentes comerciales son generalmente materiales que se han preparado para tener una superficie más grande por unidad de peso. Para la deshidratación del gas, las partículas adsorbentes pueden ser granos irregulares o formas preformadas, tales como tabletas o esferas. El vapor de agua presente en la fase gaseosa se concentra selectivamente en el interior del cuerpo adsorbente mientras que el gas deshidratado pasa a través del desecante **(Kohl & Nielsen, 1997)**.

Los materiales adsorbentes usados en la deshidratación del gas, deben cumplir con las siguientes características **(Kumar, 1987)**:

- ◆ La superficie expuesta debe ser grande para una mayor capacidad de adsorción. Los adsorbentes comerciales tienen un área de 500-800 m<sup>2</sup>/gr (= 2.4x10<sup>6</sup> a 3.9x10<sup>6</sup> ft<sup>2</sup>/lb<sub>m</sub>).
- ◆ Debe tener buena “actividad” para los componentes que van a ser removidos, y una buena retención conforme pase el tiempo. Los adsorbentes comerciales pueden eliminar prácticamente toda el agua del gas hasta valores de 1ppm.
- ◆ Regeneración fácil y económica.
- ◆ Alta tasa de transferencia de masa, una alta tasa de eliminación.
- ◆ Baja resistencia al flujo de gas, esto es que la caída de presión a través del sistema de deshidratación sea pequeña.
- ◆ Alta resistencia mecánica para resistir al aplastamiento ya sea seco o húmedo.

## Deshidratación del gas natural

- Debe ser barato, no corrosivo, no tóxico, químicamente inerte, debe sufrir pocos cambios con la adsorción y desorción.

Cuando un gas que contiene agua se hace pasar a través de una capa del material adsorbente recién regenerado, el agua se adsorbe primero cerca de la entrada de la capa y el gas deshidratado pasa a través del resto de la capa con sólo una pequeña cantidad de agua. Como la sección más cercana a la entrada de gas se satura con agua, la “onda de adsorción” alcanza la salida y se observa que aumenta la cantidad de agua en el gas, lo que significa que se ha alcanzado el "punto de ruptura" de las condiciones particulares de operación. La adsorción de agua resulta en el aumento del calor en la zona de adsorción (Kohl, et al. 1997).

Hay varios desecantes sólidos los cuales poseen características físicas para adsorber el agua contenida en el gas natural. Estos desecantes, por lo general se usan en los sistemas de deshidratación, que consisten en dos o más torres que están asociados a un equipo de regeneración. La **Figura 5.9** muestra un sistema simple de dos torres de deshidratación. Una torre adsorbe el agua presente en el gas mientras que la otra torre está regenerando y enfriando. Se usa gas caliente para eliminar el agua adsorbida del desecante; en esta configuración, parte del gas seco es usado para la regeneración y enfriamiento, y es reciclado en la entrada del separador.

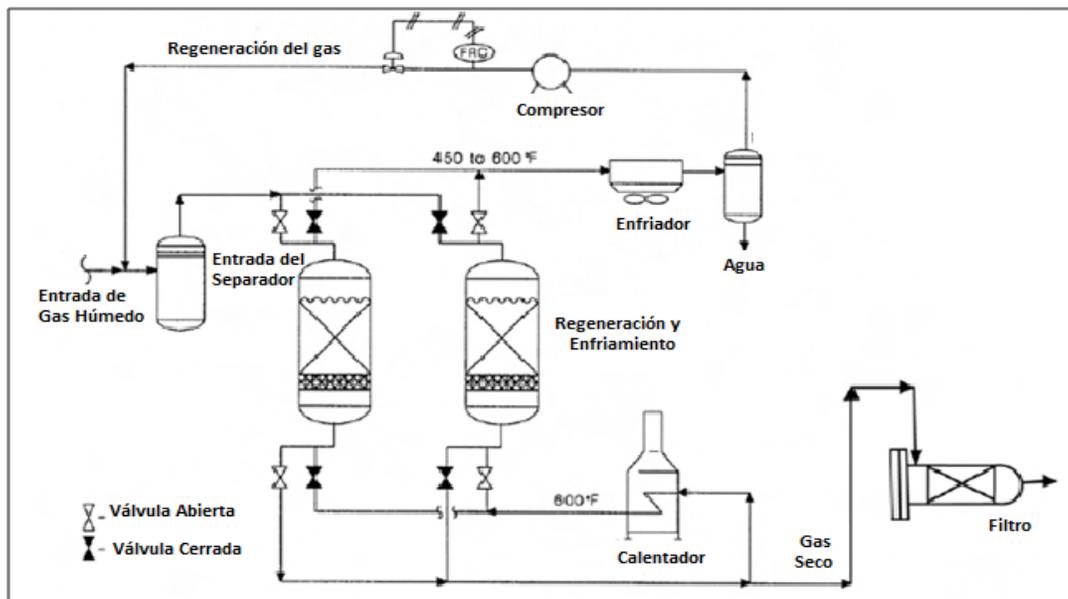


Figura 5.9—Sistema de deshidratación por adsorción de dos torres  
(Modificado de GPSA, 2004)

Los desecantes comerciales entran en tres diferentes categorías (GPSA, 2004):

- ◆ Geles. Este grupo incluye gel de sílice puro y algunas configuraciones que contienen pequeñas cantidades de otros componentes como la alúmina.
- ◆ Alúmina. Puede ser de forma natural u óxido de aluminio derivado de geles o minerales cristalinos que se activa por calentamiento.
- ◆ Tamices moleculares. Manufacturados o naturales, los aluminosilicatos exhiben un grado de porosidad selectiva basada en la estructura cristalina.

Los geles de sílice es un nombre genérico para un gel hecho esencialmente de dióxido de silicio puro,  $\text{SiO}_2$ . Es usado para la deshidratación de gases y líquido y para la recuperación de hidrocarburos ( $i\text{C}_{5+}$ ) del gas natural. Los geles de sílice se encuentran disponible en diferentes formas: en polvo, granular y pequeñas esferas. Las partículas individuales tienen una apariencia transparente muy parecida al cuarzo. Estos geles están hechos de la neutralización de ácido sulfúrico con silicato de sodio que generan una reacción llamada geles de sílice; los geles de alúmina consisten principalmente de una forma hidratada de óxido de aluminio ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ). Los geles silico-aluminio son una combinación de geles de sílice y geles de aluminio. Estos geles pueden deshidratar tan poco gas como 10 ppm, y tienen la facilidad de regeneración de todos los desecantes. Adsorben hidrocarburos pesados, pero los liberan relativamente más fácil durante la regeneración. Además no hay reacción con el  $\text{H}_2\text{S}$ , por lo tanto, los geles pueden aplicarse si el contenido de ácido sulfhídrico es menor que 5-6%.

La alúmina u óxido de aluminio ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) es usado para la deshidratación tanto como para gas como para líquido, y se requiere menos calor para su regeneración, además de que la alúmina es el adsorbente menos caro. También, el óxido de aluminio es alcalino y no puede usarse en presencia de cantidades grandes de gases ácidos. Tiene buena resistencia a los líquidos, pero tiene poca resistencia a la desintegración debida a la agitación que genera el flujo de gas.

Los desecantes de tipo tamiz se usan frecuentemente en las plantas de recuperación de gas natural para recuperar etano. Estas plantas operan a muy bajas temperaturas y requieren el suministro de gas seco para prevenir la formación de hidratos. Estos desecantes son altamente porosos, con un estrecho rango de tamaños de poros, y por lo regular tienen mayor superficie expuesta, ya que los tamaños de poros son muy pequeños, los tamices moleculares presentan una baja o nula adsorción de moléculas grandes tal como las de los hidrocarburos pesados, además los tamices pueden contaminarse con el glicol arrastrado. Son los desecantes más caros de todos, poseen cargas polares en su superficie que actúan como zonas de adsorción, que son extremadamente eficaces para compuestos con cargas tales como agua y ácido

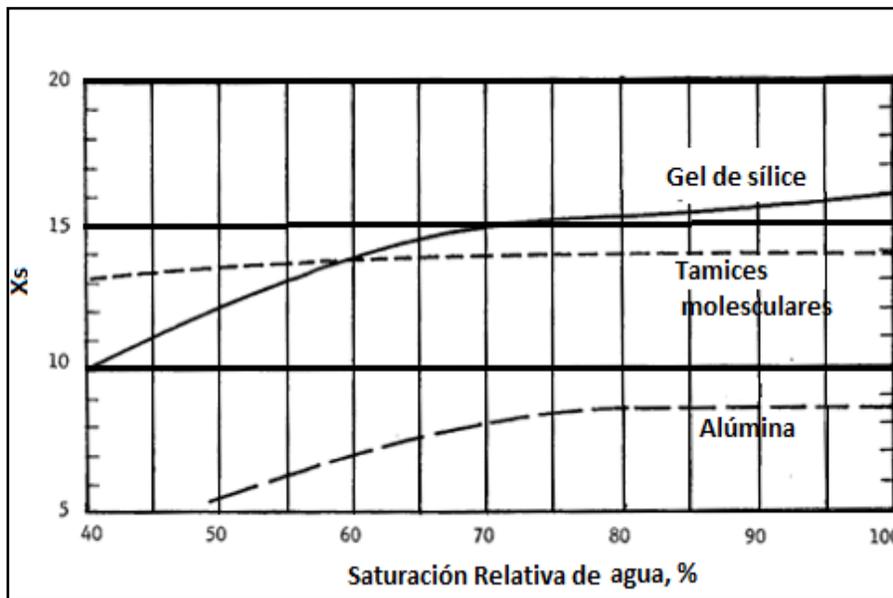
sulfhídrico. Los tamices moleculares son alcalinos y están sujetos a agresiones por los ácidos. Cabe mencionar que los tamices moleculares ofrecen un medio simultáneo de deshidratación y desulfurización, por lo tanto, son la mejor opción para los gases amargos (Kumar, 1987).

Algunas de las propiedades de los desecantes más comunes se observan en la **Tabla 5-1 (Campbell, 1992)**:

Tabla 5-1—Propiedades de desecantes  
(Campbell, 1992)

Material	Densidad aparente [lbm/ft <sup>3</sup> ]	Área de la superficie [m <sup>2</sup> /gr]	Capacidad de diseño [lb H <sub>2</sub> O/100 lb des]
Alúmina	50-55	210	4-7
Gel de sílice	45	750-830	7-9
Tamiz moleculares	43-45	650-800	9-12

El diseño de una torre de adsorción está regida por la capacidad del desecante, de la longitud de la zona, carga de agua (velocidad de eliminación de agua del gas), tiempo de paso, la velocidad de flujo y la caída de presión. La relación de estas variables se ejemplifica con un ejercicio que se muestra en el APÉNDICE C, aplicando las gráficas de la **Figura 5.10 y Figura 5.11**.



**Figura 5.10— Capacidad dinámica de diferentes desecantes sólidos en función de la saturación de agua (Modificación de Campbell, 1992)**

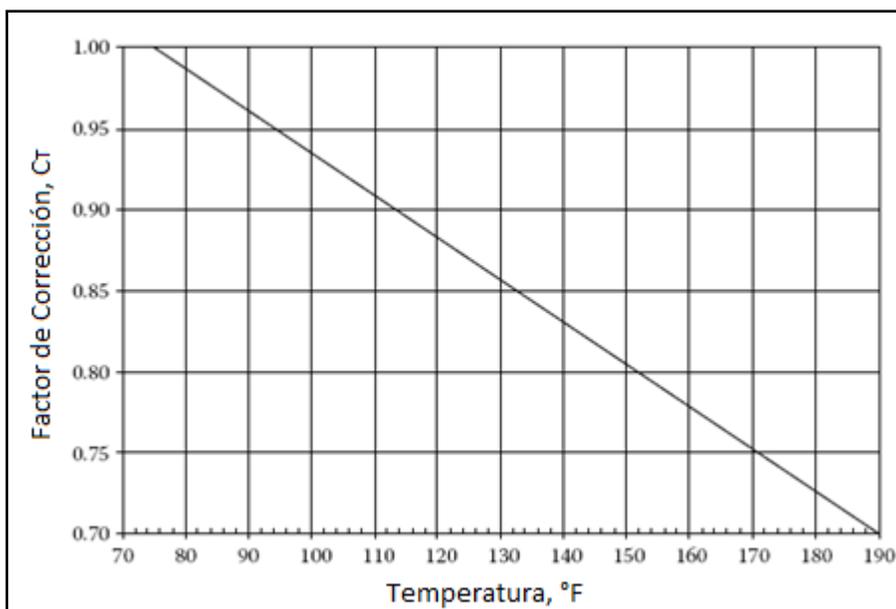


Figura 5.11– Factor de corrección por temperatura  
(Modificado de Campbell, 1992)

### 5.4.3. Deshidratación por expansión con refrigeración.

Otro proceso de deshidratación del gas natural es la refrigeración (congelamiento del gas). El gas frío mantiene menos agua que el gas caliente. El propósito de una planta de refrigeración es eliminar los hidrocarburos pesados de la corriente de gas natural, pero este proceso también elimina el agua. Con el propósito de prevenir la formación de hielo y/o hidratos, el gas frío se mezcla con un solvente, generalmente es etilenglicol. Un proceso común de refrigeración puede reducir fácilmente el agua contenida en el gas a un nivel de 1 lb/MMscf (Carroll, 2003).

En la **Figura 5.12** se muestra un diagrama del proceso de refrigeración, en donde el gas entra a un intercambiador gas/gas, donde es previamente enfriado. El gas entra al calentador de la unidad de refrigeración (el refrigerante es calentado y la corriente en proceso es enfriada) llamado enfriador. Con el propósito de prevenir el congelamiento y recolectar los condensados de agua, se esparce etilenglicol dentro del intercambiador y el enfriador.

La mezcla entra al separador de baja temperatura donde el gas llega a la parte superior, los líquidos hidrocarburos se quedan en medio y la mezcla de glicol y agua quedan en el fondo. Los hidrocarburos líquidos se mandan a un tratamiento adicional. La mezcla de

## Deshidratación del gas natural

agua y glicol se manda a regeneración donde el glicol se recupera para reciclarlo. Por lo tanto, se envía de nuevo al intercambiador gas/gas para enfriar el gas.

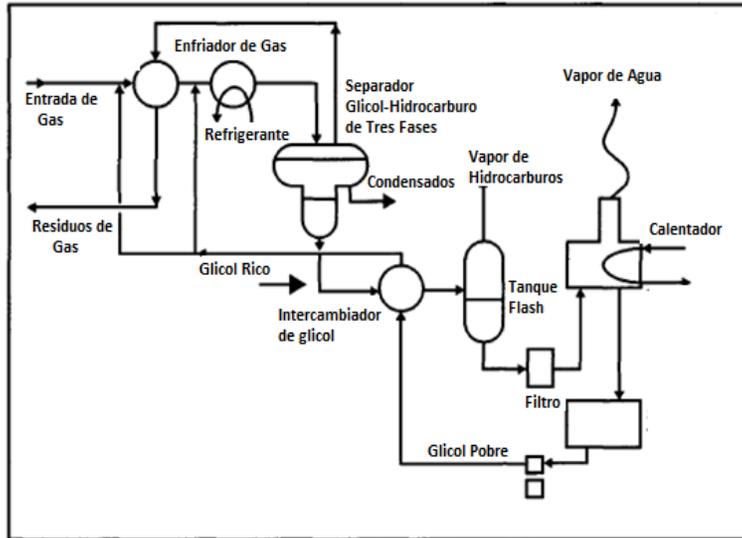


Figura 5.12– Diagrama de una planta de refrigeración con inyección y recuperación de glicol (Modificado de Carroll, 2003)

## 6. Procesos de desulfurización.

### 6.1. Procesos de eliminación.

El tratamiento del gas natural consiste en la separación de los hidrocarburos e impurezas del gas natural producido, además de la eliminación del agua, aceite y líquido, una de las partes más importantes del tratamiento del gas involucra la eliminación del ácido sulfhídrico y del dióxido de carbono que se encuentra en grandes cantidades. Los gases que contienen  $H_2S$  y otros derivados del azufre son llamados gases amargos. El gas amargo es indeseable porque los componentes del azufre pueden ser extremadamente perjudiciales y tóxicos si se respira; además son altamente corrosivos. El proceso de eliminación de  $CO_2$  y  $H_2S$  es llamado endulzamiento del gas y es muy similar al proceso de deshidratación con glicol. Se han desarrollado numerosos procesos para eliminar los gases ácidos y endulzar el gas a base de principios físicos y químicos.

Los procesos que se han desarrollado para lograr la purificación del gas varían desde una simple operación de eliminación de impurezas hasta sistemas de reciclado de etapas múltiples. La complejidad del proceso surge de la necesidad de eliminar la mayor cantidad de impurezas del gas ( $CO_2$  y  $H_2S$ ). Como los procesos de deshidratación, los procesos de desulfurización son principalmente de dos tipos: adsorción (proceso seco) y absorción (proceso húmedo). Hay algunos procesos que usan otros métodos, tal como las membranas que dependen de la velocidad de difusión para hidrocarburos y  $H_2S$ ; y técnicas de fraccionamiento que aprovechan la diferencia de volatilidad; la aplicación de estos métodos ha sido muy limitada.

Estos procesos deben ser clasificados en las siguientes categorías:

- ◆ No regenerativos.
- ◆ Procesos regenerativos con recuperación de  $H_2S$ . Incluye los procesos de absorción física, procesos de aminas, procesos de carbonato caliente, tamices moleculares, etc.
- ◆ Procesos regenerativos con recuperación de azufre. Con el aumento de las preocupaciones ambientales en relación con la emisión de azufre, estos procesos han adquirido un papel destacado en las operaciones de desulfurización.

Hay muchas variables en el tratamiento del gas, las cuales establecen el área de aplicación de cada uno de los procesos. Algunos de los factores que deben ser considerados para seleccionar qué tipo de procesos se requiere son **(Kumar, 1987)**:

- ◆ Los tipos y concentración de impurezas en el gas, y el grado de eliminación deseado.
- ◆ Selección del gas ácido a eliminar.
- ◆ Condiciones de presión y temperatura a las cuales el gas amargo se encuentra disponible, y a las cuales el gas dulce va a ser deliberado.
- ◆ Volumen de gas a procesar y composición.
- ◆ Contenido de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  en el gas.
- ◆ Economía del proceso.
- ◆ La conveniencia de la recuperación de azufre debido a los problemas ambientales o económicos.

La concentración de componentes ácidos es importante considerarla, ya que algunos procesos efectivamente eliminan grandes cantidades de gases ácidos, pero no todos lo eliminan a niveles suficientemente bajos. Existen otros métodos que pueden eliminar casi en su totalidad los gases ácidos pero no pueden manejar grandes cantidades de componentes ácidos.

La selección de un proceso de desulfurización implica el grado de eliminación de un gas ácido relativo a otro. Hay cuatro escenarios que son posibles para la eliminación de gases ácidos del gas natural **(Kidnay, et al. 2006)**:

- ◆ Eliminación de  $\text{CO}_2$  del gas que no contiene  $\text{H}_2\text{S}$ .
- ◆ Eliminación de  $\text{H}_2\text{S}$  del gas que no contiene  $\text{CO}_2$ .
- ◆ Eliminación simultánea de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ .
- ◆ Eliminación selectiva de  $\text{H}_2\text{S}$  del gas que contiene  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ .

### **6.2. Tratamiento del gas con estratos sólidos.**

El proceso, en general, consiste en capas de partículas sólidas que se usan para eliminar los gases ácidos a partir de reacciones químicas o enlaces iónicos. La corriente fluye a través de la capa de partículas sólida, las cuales remueven los gases ácidos y los mantiene en la capa. Cuando la capa está deteriorada por el uso, debe ser regenerada o reemplazada. Existen tres procesos con estratos sólidos: proceso con óxido de hierro, proceso con óxido de zinc y tamices moleculares **(Stewart & Arnold, 2011)**.

### 6.2.1. Proceso con óxido de hierro (esponjas de hierro).

El gas natural pasa a través de una capa de madera que es previamente impregnada de una forma hidratada de óxido de hierro ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ) que tienen una alta afinidad al  $\text{H}_2\text{S}$ . Este tratamiento se aplica para gases que contienen pequeñas cantidades de  $\text{H}_2\text{S}$  (menos de 300 ppm), opera a presiones bajas en un rango de 50-500 psi (344.7 a 3447 kPa). El  $\text{CO}_2$  no se elimina con este proceso.

La reacción requiere de la presencia de agua ligeramente alcalina (pH 8-10) y una temperatura menor que  $110^\circ\text{F}$  ( $47^\circ\text{C}$ ). El nivel del pH puede mantenerse a través de la inyección de sosa caústica, ceniza de sosa, cal o amoníaco con agua. El óxido de hierro es impregnado en la capa de madera, la cual produce una capa sólida con una superficie grande de óxido de hierro.

### 6.2.2. Proceso con óxido de zinc.

El óxido de zinc puede usarse en lugar del óxido de hierro para eliminar  $\text{H}_2\text{S}$ , COS (sulfuro de carbonilo),  $\text{CS}_2$  (sulfuro de carbono) y mercaptanos. Sin embargo, este material es mejor para la eliminación de  $\text{H}_2\text{S}$  alcanzando una concentración tan baja de 1 ppm a una temperatura alrededor de  $300^\circ\text{C}$  (Abdel-Aal, et al. 2003). El tratamiento con óxido de zinc es similar al proceso con esponjas de hierro. Este tratamiento usa capas de óxido de zinc de forma granular que reaccionan con el  $\text{H}_2\text{S}$  para formar agua y sulfuro de zinc.

La velocidad de la reacción es controlada por el proceso de difusión, ya que el ion sulfuro debe difundirse sobre la superficie del óxido de zinc para reaccionar. Las temperaturas mayores a  $250^\circ\text{F}$  ( $120^\circ\text{C}$ ) incrementan la velocidad de difusión las cuales promueven la velocidad de reacción; debido a la alta dependencia de la difusión, otras variables, como la presión y la velocidad del gas tienen poco efecto en la reacción.

La aplicación de este proceso ha disminuido debido a los problemas y dificultades para la eliminación del sulfuro de zinc; además de que el zinc es considerado como un metal pesado. Algunas de las consideraciones que se toman en cuenta para las capas de zinc son que la caída de presión a través de las capas es baja, la vida de la capa está en función del contenido de ácido sulfhídrico y puede variar desde 6 meses hasta 10 años, algunas veces, las capas de zinc se usan en serie para incrementar el nivel de saturación; las capas desgastadas son desechadas por gravedad a través del fondo del dispositivo.

### 6.2.3. Tamices moleculares.

El tratamiento de gas natural con tamices moleculares usa sólidos cristalinos fabricados sintéticamente para eliminar impurezas del gas. La estructura cristalina de los sólidos proporciona un material sólido poroso con todos los poros del mismo tamaño. Dentro de

los poros la estructura cristalina crea un gran número de cargas polarizadas llamadas zonas activadas. Las moléculas polares del gas, tal como el  $H_2S$  y el agua, que entran en los poros forman enlaces iónicos débiles en las zonas activadas. Las moléculas no polares tal como las parafinas no se adhieren a las zonas activadas. Así, las unidades de tamices moleculares no solo eliminan el agua, sino que también endulzan el gas. Los tamices moleculares están disponibles con una variedad de tamaños de poro. Un tamiz se puede seleccionar con un tamaño de poro que admita  $H_2S$  y agua, mientras que evita la entrada de hidrocarburos pesados y componentes aromáticos. Sin embargo, las moléculas de dióxido de carbono son aproximadamente del mismo tamaño que el  $H_2S$  y a pesar que el  $CO_2$  no tiene carga polar y no se adhiere a las zonas activadas, suele pasar que pequeñas cantidades de  $CO_2$  quedan atrapadas en los poros, lo que implica que se eliminan pequeñas porciones de  $CO_2$ ; pero a pesar de esto, el  $CO_2$  atrapado puede obstruir el acceso del  $H_2S$  y del agua a las zonas activadas, lo que se obtiene una baja efectividad de los tamices.

Los tamices moleculares no sufren ninguna degradación química y puede regenerarse continuamente. Se debe tener cuidado para minimizar el daño mecánico de los cristales sólidos ya que esto puede disminuir la eficacia del tamiz. Algunas de las principales causas de daños mecánicos son los repentinos cambios de presión y/o temperatura cuando inician los ciclos de regeneración; la instrumentación apropiada puede significativamente extender la vida útil de los tamices. Los tamices para el tratamiento de gases ácidos están generalmente limitados a las operaciones con pequeñas corrientes de gas a presiones moderadas; debido a estas limitaciones operacionales, las unidades de tamices moleculares se han limitado para el tratamiento de gas natural (**Arnold, 1999**).

### 6.3. Procesos de absorción física.

Estos procesos están basados en la solubilidad de  $H_2S$  y/o  $CO_2$  con un solvente en lugar de la reacción química entre los gases ácidos y el solvente. La solubilidad depende principalmente de la presión y de la temperatura, es decir a presiones altas y temperaturas bajas incrementan la solubilidad de  $H_2S$  y  $CO_2$  en el solvente, y así la cantidad de los componentes ácidos disminuye. La regeneración de los solventes se realiza por separación flash a bajas presiones y/o con vapor de solvente o un gas inerte. Algunos solventes se pueden regenerar únicamente por separación flash y no requiere calor; otros solventes necesitan un poco de calor.

Los procesos de absorción física tienen una alta afinidad a los hidrocarburos pesados, si la corriente de gas natural tiene gran cantidad de hidrocarburos  $C_{3+}$ , el uso de estos procesos podría resultar en una pérdida significativa de hidrocarburos de mayor peso molecular. En general, un proceso de absorción física debe considerarse cuando (**GPSA, 2004**):

- ◆ La presión parcial de un gas ácido en la entrada es mayor de 50 psi.
- ◆ La concentración de hidrocarburos pesados en la entrada del gas es baja.
- ◆ Se desea la eliminación masiva de impurezas del gas.
- ◆ Se desea la eliminación únicamente de H<sub>2</sub>S.

Estos procesos son económicamente atractivos debido a que requieren poca energía para la regeneración del solvente. Los solventes son regenerados por:

- ◆ Separación multietapas a baja presión.
- ◆ Regeneración a baja temperatura con un gas estabilizador inerte.
- ◆ Con calor y una corriente de vapor.

Por lo regular, la absorción física es capaz de eliminar COS, CS<sub>2</sub> y mercaptanos. En cierta forma, los tratamientos con absorción física son capaces de deshidratar y desulfurizar el gas por medio de equipo adicional y mayor requerimientos de energía para la regeneración del solvente, además estos procesos operan a temperatura ambiente para mejorar la solubilidad de los gases ácidos. Los solventes son relativamente no corrosivos de tal manera que se puede utilizar acero al carbón. Las pérdidas químicas son bajas debido a la baja presión de vapor del disolvente o las condiciones de refrigeración. Los solventes físicos absorben hidrocarburos pesados de la corriente de gas, resultando en un alto contenido de hidrocarburos en la corriente del gas ácido, lo que significa que hay pérdidas significativas de hidrocarburos.

En la **Figura 6.1** se muestra un diagrama de un proceso de absorción física, donde el gas amargo entra en contacto con el solvente usando un flujo contracorriente en la torre de absorción. El solvente saturado de impurezas del fondo de la torre de absorción es sometido a una separación flash por etapas a presiones muy cercanas a la atmosférica, esto causa que la presión parcial del gas ácido disminuya; los gases ácidos pasan a la fase vapor y de esta forma son eliminados.

Existen dos o más procesos que usan la absorción física para el tratamiento del gas natural, tales son como los procesos Selexol y Rectisol. El proceso Selexol usa como solvente dimetiléter de polietilenglicol, mientras el proceso Rectisol usa metanol. Algunos de los procesos de absorción física se resumen a continuación (**Speight, 2007**).

### 6.3.1. Proceso Selexol

El solvente de este proceso es una mezcla de dimetiléter y polietilenglicol, este solvente es química y termodinámicamente estable, tiene una baja presión de vapor que limita su pérdida en el tratamiento del gas. El solvente tiene una alta solubilidad para el dióxido de carbono, ácido sulfhídrico y sulfuro de carbonilo. También tiene una alta selectividad por

el ácido sulfhídrico sobre el dióxido de carbono. El proceso Selexol se puede configurar de varias formas, dependiendo de los requerimientos del nivel de selectividad de eliminación de ácido sulfhídrico/dióxido de carbono, el grado de eliminación de azufre, si el gas necesita ser deshidratado, entre otras. Los niveles de CO<sub>2</sub> son reducidos aproximadamente al 85%, también remueve agua menor a 7 lb/MMscf.

### **6.3.2. Proceso Rectisol.**

Este proceso es el más usado para el tratamiento del gas en todo el mundo. Usa metanol frío a temperaturas alrededor de -40°F y -80°F. La selectividad para el ácido sulfhídrico sobre el dióxido de carbono a estas temperaturas es alrededor de 6/1, un poco menor que el proceso Selexol a su temperatura usual de operación. Sin embargo, la solubilidad del ácido sulfhídrico y sulfuro de carbonilo en metanol, a temperaturas comunes de operación, es mayor que en un proceso Selexol y permite un mayor nivel de eliminación de azufre. La alta selectividad del ácido sulfhídrico sobre el dióxido de carbono, combinado con la capacidad de eliminar el sulfuro de carbonilo, es una de las principales ventajas de este proceso. Dentro de las desventajas del proceso es que el solvente debe ser refrigerado, que resulta en elevados costos. El proceso es diseñado para la eliminación masiva de dióxido de carbono y casi toda la eliminación del ácido sulfhídrico y sulfuro de carbonilo.

### **6.3.3. Proceso Sulfinol.**

Este proceso desarrollado en los 60's es una combinación de procesos que usa una mezcla de aminas y un solvente físico. El solvente consiste de una amina acuosa y sulfolano. En funcionamiento, este proceso es en muchos aspectos idéntico al método amina, y los componentes del equipo son similares a los encontrados en unidades de amina. La principal diferencia es que mientras el proceso amina convencional usa una concentración bastante diluida de amina en agua para eliminar gases ácidos por reacción química, un proceso Sulfinol usa una mezcla altamente concentrada de amina y un solvente físico para eliminar los gases ácidos por reacción química y física. Comúnmente, la mezcla en un tratamiento Sulfinol es de 40% amina, llamado di-isopropanolamina, DIPA por sus siglas en inglés, 40% de sulfolano, un solvente orgánico y 20% agua. Sulfinol tiene una buena afinidad por los gases ácidos y tiene la capacidad de liberar estos gases en la regeneración.

### **6.3.4. Proceso con Flúor.**

Este proceso usa carbonato de propileno como un solvente físico que elimina CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S. El carbonato de propileno también remueve hidrocarburos C<sub>2+</sub>, COS, SO<sub>2</sub>, CS<sub>2</sub>. En general, este proceso se usa para la eliminación de grandes cantidades de CO<sub>2</sub> y no se usa para

## Desulfurización del gas natural

tratamientos con menor de 3% de CO<sub>2</sub>. El carbonato de propileno tiene las siguientes características, las cuales lo hacen adecuado por un solvente para el tratamiento de gases ácidos:

- ◆ Alto grado de solubilidad de CO<sub>2</sub> y otros gases.
- ◆ Poco calor de solución para el CO<sub>2</sub>.
- ◆ Baja presión de vapor a temperatura de operación.
- ◆ Baja solubilidad para hidrocarburos ligeros.
- ◆ Químicamente no reacciona con los componentes del gas natural.
- ◆ Baja viscosidad.
- ◆ No es corrosivo.

Estas características se conjuntan para alcanzar un sistema que usa poco calor y bajos requerimientos de bombeo, además es relativamente no corrosivo, por otro lado, solo sufre mínimas pérdidas de solvente (menos de 1 lb/MMscf). La temperatura por debajo de la temperatura ambiente se usa para incrementar la solubilidad de las impurezas y así disminuir la velocidad de circulación.

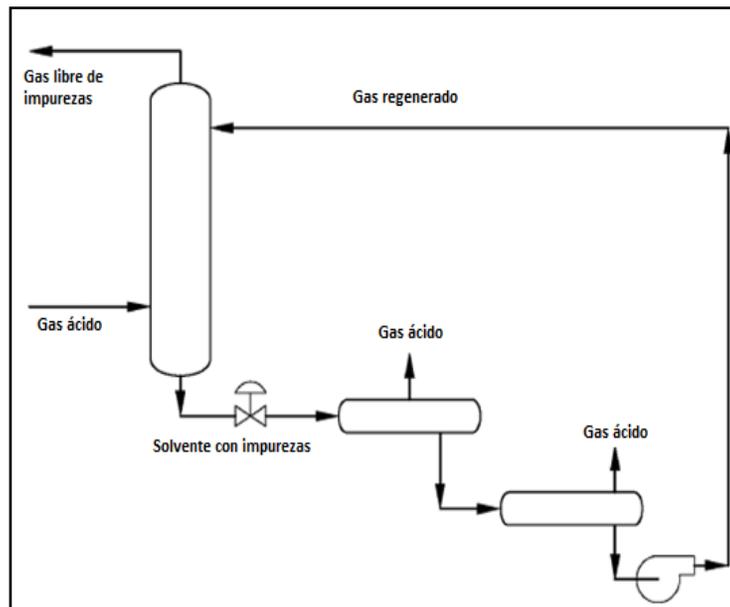


Figura 6.1—Proceso de absorción física  
(Modificado de Stewart & Arnold, 2011)

## 6.4. Absorción química. Proceso alcanolamina.

Los procesos de absorción química emplea soluciones alcanolaminas que son usados para el tratamiento del gas natural que contiene ácido sulfúrico y dióxido de carbono. Sin embargo, dependiendo de la composición y condiciones de operación de la carga de gas, se pueden seleccionar diferentes aminas para cumplir con las especificaciones del producto. Estos ofrecen buena reactividad a bajo costo y buena flexibilidad en diseño y operación. Algunas de las alcanolaminas más usadas para la desulfurización por absorción química son: monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), trietanolamina (TEA), hidroxietanolamina, usualmente llamado diglicolamina (DGA), diisopropanolamina (DIPA), y metildietanolamina (MDEA) (Kumar, 1987).

Las aminas son clasificadas como primarias, secundarias y terciarias. Las aminas primarias reaccionan directamente con  $H_2S$ ,  $CO_2$  y sulfuro de carbonilo (COS). Algunos ejemplos de aminas primarias son MEA y DGA. Las aminas secundarias reaccionan directamente con  $H_2S$  y  $CO_2$  y con COS. La más común de estas aminas es DEA. Las aminas terciarias reaccionan directamente con  $H_2S$  y reaccionan indirectamente con  $CO_2$ , y reaccionan indirectamente con un poco de COS. La amina terciaria más común es MDEA (Mokhatab, Poe, & Speight, 2006).

Las plantas de tratamiento de gas con un proceso alcanolamina, como se muestra en la **Figura 6.2**, es muy parecido a los sistemas de absorción. Las principales diferencias son (Curry, 1981):

- ◆ El contactor tiene mucho más platos de separación, más de 20.
- ◆ Un sistema MEA tiene un recuperador de corriente lateral.
- ◆ Se requiere un equipo de filtración más elaborado e intercambiador de calor.
- ◆ Las temperaturas de operación son diferentes.

### 6.4.1. Monoetanolamina (MEA)

Es una solución acuosa de monoetanolamina la cual fue usada casi exclusivamente para la eliminación del  $H_2S$  y  $CO_2$  del gas natural y fue reemplazada por otros sistemas más eficientes. Sin embargo, la monoetanolamina es todavía el solvente preferido para corrientes de gas que contengan bajas concentraciones de  $H_2S$  y  $CO_2$  y esencialmente no contengan contaminantes como COS y  $CS_2$ . Esto es especialmente necesario cuando el gas es tratado a bajas presiones y se requiere la máxima eliminación de  $H_2S$  y  $CO_2$ . El bajo peso molecular de MEA resulta en una alta capacidad de solución a concentraciones moderadas, su alcalinidad y su relativa facilidad con la que puede regenerarse a partir de soluciones contaminadas resultan ser una ventaja de este solvente.

Dentro de las desventajas del uso de MEA es la formación de compuestos de reacción inversa con COS y CS<sub>2</sub>, resultando en pérdidas químicas excesivas si el gas contiene cantidades significativas de estas impurezas. Además, las soluciones con MEA son apreciablemente más corrosivas que otras aminas, particularmente si la concentración de amina excede el 20% y las soluciones entran en contacto con gases con grandes cantidades de impurezas. Esta característica limita la capacidad de MEA en casos donde la alta presión parcial de los gases ácidos permitirían substancialmente altas cargas. En general, los inhibidores de corrosión son efectivos en los sistemas de eliminación de CO<sub>2</sub>, permitiendo una concentración de MEA mayor a 30%. Sin embargo, no se ha demostrado ser efectivo para prevenir la corrosión con mezclas CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S. Otra desventaja de MEA es su calor de reacción con CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S, esto conlleva a mayores requerimientos de energía para estabilizar el gas en el sistema.

Por último, la presión de vapor relativamente alta de la monoetanolamina causa pérdidas significativas de vaporización. Particularmente en operaciones de baja presión. Sin embargo, esta dificultad puede superarse con un simple tratamiento de lavado con agua del gas purificado (Kohl, et al. 1997).

Resumiendo, las soluciones con MEA tienen varias desventajas, incluyendo:

- Presión de vapor relativamente alta que resulta en grandes pérdidas de vapor.
- La formación de reacciones irreversibles con COS y CS<sub>2</sub>.
- Alto calor de reacción con los gases ácidos que resulta en altos requerimientos de energía para su regeneración.
- Incapacidad de selección para eliminar H<sub>2</sub>S en presencia de CO<sub>2</sub>.
- Altamente corrosivo si excede una concentración de 20%.

### 6.4.2. Dietanolamina (DEA)

Comparado con MEA, tiene menor presión de vapor y así, menos pérdidas de vapor; puede operar con altas concentraciones de gases ácidos y necesita poca energía para su regeneración. El rango de concentración de DEA es de 30 a 50%. Las soluciones con DEA forman componentes recuperables con COS y CS<sub>2</sub> y, así, puede ser usado para su eliminación parcial sin pérdidas significativas de solución. DEA tiene el inconveniente de sufrir reacciones secundarias irreversibles con CO<sub>2</sub> y la formación de productos degradantes corrosivos; por lo tanto, puede no ser la mejor opción para gases de alta concentración de CO<sub>2</sub>. La eliminación de estos productos degradantes se debe realizar mediante el uso de destilación al vacío o por intercambio iónico (Kidnay, et al. 2006).

### 6.4.1. Diglicolamina (DGA)

Comparado con MEA, su baja presión de vapor permite a la diglicolamina ser usada en concentraciones relativamente altas, 50 a 70%, las cuales resultan en bajas pérdidas de circulación que se pueden recuperar para eliminar las sales y los productos que resultan de la reacción del solvente con COS y CS<sub>2</sub>. Además, los procesos que usan soluciones con DGA indican algunos ahorros operativos y de capital, así como mejoran las operaciones a presiones relativamente bajas (Kohl, et al. 1997).

### 6.4.1. Di-isopropanolamina (DIPA).

Di-isopropanolamina (DIPA) es una amina secundaria y es usada más frecuentemente en los procesos ADIP, el cual emplea soluciones relativamente concentradas de DIPA. DIPA reacciona con COS y CS<sub>2</sub> y los productos de esta reacción son fácilmente regenerados. A baja presiones, DIPA es más selectivo para H<sub>2</sub>S y a altas presiones, DIPA elimina CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S. No es corrosivo y requiere de poco calor para su regeneración (Abdel-Aal, et al. 2003).

### 6.4.2. Metildietanolamina (MDEA)

Metildietanolamina (MDEA) es comúnmente usado en un rango de 20-50%. En presencia de oxígeno, MDEA forma ácidos corrosivos los cuales, si no son eliminados del sistema, puede resultar en la formación de sulfuro de hierro. Dentro de sus ventajas incluyen su baja presión de vapor, poco calor de reacción, alta resistencia a la degradación y alta selectividad para el H<sub>2</sub>S en la presencia de CO<sub>2</sub>. A alta relación CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>S, una mayor porción de CO<sub>2</sub> puede deslizarse a través de la torre de absorción mientras se elimina más H<sub>2</sub>S. La selectividad mejorada de MDEA para H<sub>2</sub>S resulta de su incapacidad de formar carbamatos con CO<sub>2</sub>.

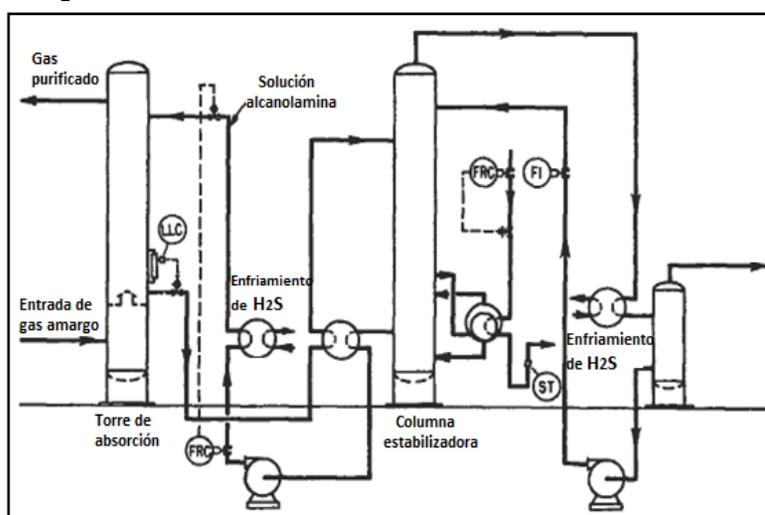


Figura 6.2– Esquema de un sistema básico de un proceso alcanolamina de eliminación de gases ácidos (Modificado de Kohl & Nielsen, 1997)

## 7. Medición del gas natural

La medición del flujo del gas constituye una de las operaciones más importantes relacionada con la producción, transporte y distribución del gas, y es necesaria para determinar la cantidad de gas que está siendo producido o vendido, y también como un parámetro básico para casi todos los procedimientos de diseño. El flujo es una de las variables más difíciles de medir porque no se puede medir directamente como la presión o la temperatura. Pero puede ser inferida por medios indirectos, tales como la presión diferencial de una distancia específica, la velocidad de rotación de un elemento rotativo, la velocidad de desplazamiento en una cámara de medición, etc. Por esta y otras razones, muchas técnicas y dispositivos de medición de flujo se han desarrollado para un amplio rango de aplicaciones **(Kumar, 1987)**.

Para una educada determinación de los volúmenes de gas, es necesario contar con sistemas de medición que ofrezcan mayor confiabilidad y exactitud. A razón de esto, surge la necesidad de utilizar un sistema de medición como el de transferencia de custodia. La transferencia de custodia ocurre cuando el producto es entregado a un tercero para su manejo y custodia, manteniéndose la propiedad del producto. La custodia del hidrocarburo pasa del productor al transportador, y luego al distribuidor y por último al usuario final, pero como mínimo, existe una medición fiscal por día entre cada uno de éstos. Por este motivo, se deben utilizar métodos y normas para garantizar la trazabilidad de los patrones de medición internacionales **(Germanier & López, 2006)**.

La medición de los hidrocarburos tiene los siguientes propósitos **(Domínguez, 2012)**:

- ◆ Conocer el volumen producido de los pozos y yacimientos o campos.
- ◆ Conocer las cantidades manejadas de cada uno de los hidrocarburos desde que salen del pozo hasta que llegan a los puntos de entrega.
- ◆ Conocer los volúmenes de venta y transferencia de custodia de los hidrocarburos para contabilizarlos correctamente en las transacciones comerciales internas y externas.
- ◆ Mejorar las mediciones fiscales para establecer los impuestos que se deben pagar por los hidrocarburos extraídos y comercializados.
- ◆ Conocer los volúmenes de aceite, gas y condensado que se calcularon como mermas o pérdidas (gas liberado a la atmósfera).

Los medidores de caudal no miden el flujo de manera directa, en lugar de esto miden magnitudes físicas asociadas con el flujo; estos instrumentos miden la velocidad instantánea a la que circula un fluido a través de una tubería.

Los medidores de flujo están clasificados en cuatro grupos (Bullón, 2009):

- ◆ Por presión diferencial.
- ◆ Másicos.
- ◆ Velocidad.
- ◆ Volumétricos.

Los instrumentos que miden presión diferencial, asocian el flujo a otras variables, como la diferencia de presión generada por una restricción en una tubería, de esta manera se puede obtener el flujo. Entre los medidores de presión diferencial se incluyen: placa de orificio, tubo Venturi, entre otros. Los medidores de flujo másico registran directamente el flujo en unidades de masa del fluido, como es el caso de los medidores tipo Coriolis.

Los medidores que miden el flujo por medio de la velocidad del fluido que circula a través de una tubería, se coloca en la sección transversal de la tubería, de tal manera que el flujo se determina por medio de una relación que tiene éste con la velocidad de entrada y el área de la tubería. En esta clasificación se incluyen los medidores tipo turbina, vortex y ultrasónicos.

Los medidores volumétricos son aquellos que llenan y vacían cámaras de volumen conocido y posteriormente totalizan el número de veces que se llenan y vacían dichas cámaras. Este tipo de medidores no se discutirá en este trabajo.

### 7.1. Métodos de presión diferencial

Los medidores de flujo que utilizan la presión diferencial son los dispositivos más comunes para medir el flujo de gases y líquidos. Estos medidores determinan la presión diferencial en una restricción al flujo. La presión se puede relacionar con la fuerza por unidad de área y la carga se convierte en una función de la velocidad de flujo y la densidad del medio fluyente. Para crear la presión diferencial, la restricción al flujo se genera mediante un tubo Venturi, placa de orificio, entre otros. En este caso solo se hará referencia a los dos primeros. Estos dispositivos convierten la energía cinética de la velocidad del fluido en una presión estática.

#### 7.1.1. Placa de orificio

La placa de orificio es un instrumento de presión diferencial que consiste en una placa circular metálica perforada por un orificio, la cual se coloca en una tubería por donde pasa

el fluido, esta placa generalmente se coloca entre bridas o porta placas diseñadas especialmente como lo muestra la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia..**

El diámetro del orificio es siempre inferior al diámetro interno de la tubería, creando una caída de presión transversal a la placa (**Germanier, et al. 2006**).

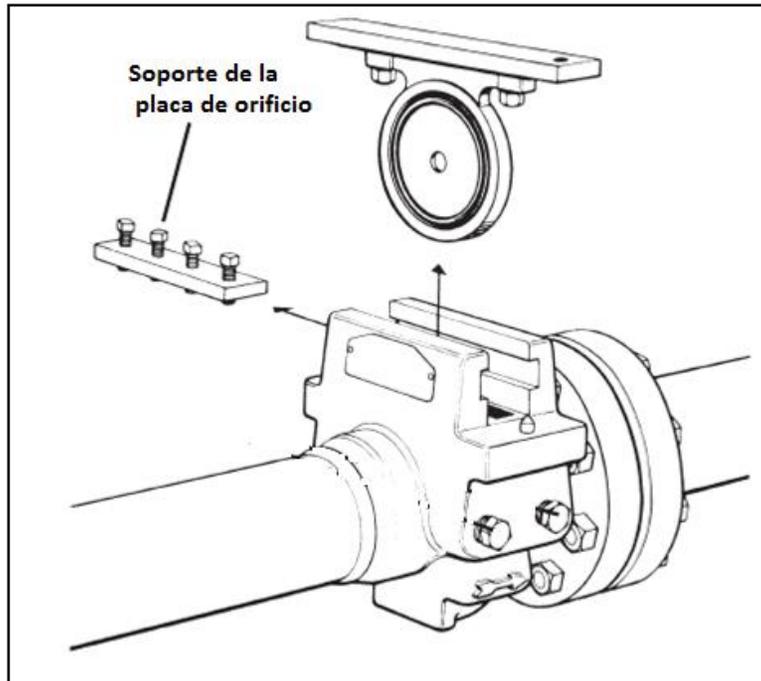


Figura 7.1– Arreglo simple de una placa de orificio  
(Modificado de GPSA, 2004)

La presión diferencial se mide a través de la placa para obtener la velocidad de flujo. El grado de restricción dependerá del tamaño del orificio; un orificio grande presentará una restricción baja y una presión diferencial de baja magnitud. Por otro lado, un orificio pequeño generará una gran restricción y una presión diferencial grande, una representación de este medidor se muestra en la **Figura 7.2**.

La presión diferencial generada entre ambos lados del orificio siempre es proporcional a la velocidad de flujo, es decir, una velocidad elevada produce una alta presión diferencial, mientras que una velocidad baja produce una presión diferencial baja.

Las principales ventajas de utilizar una placa de orificio son:

- ◆ Se utiliza para gases y líquidos.
- ◆ Instalación sencilla.
- ◆ Confiable y simplicidad de diseño.
- ◆ Operación estable.

- ◆ Calibración sencilla.
- ◆ Bajo costo.
- ◆ Posibilidad de mantenimiento sin interrupción de flujo.

Las desventajas de este dispositivo son:

- ◆ Rango de operación limitado.
- ◆ Susceptible a los sólidos en suspensión.
- ◆ Obstrucción del flujo.
- ◆ Alta pérdida de carga.
- ◆ Requerimientos de longitud es su instalación.

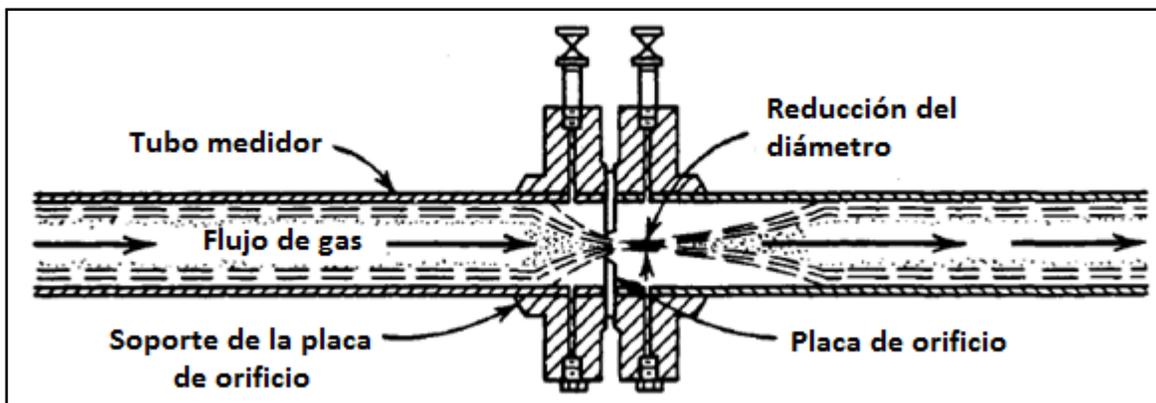


Figura 7.2 –Elemento primario de una placa de orificio  
(Modificado de Ikoku, 1992)

### 7.1.2. Tubo Venturi

Cuando un fluido circula a través de una tubería de sección variable, su velocidad varía de punto a punto a lo largo del conducto. Si la velocidad aumenta, la energía cinética se incrementa a expensas de la energía de presión. Si la velocidad decrece el conducto es llamado difusor y la energía de presión se incrementa a expensas de la energía cinética. Cuando la sección transversal de una tubería decrece continuamente desde la entrada hasta la salida se llama convergente, si se incrementa continuamente se llama divergente.

El tubo Venturi se compone de una sección de entrada cuyo diámetro es idéntico o muy parecido al diámetro interno de la tubería a la que se conecta, seguido de un cono de convergencia angular fija. A su vez, el cono se conecta a una sección llamada garganta que tiene el diámetro interno más reducido y se ensancha en el cono de salida. El cono de salida tiene una divergencia angular específica que se iguala con la presión de salida del diámetro interno de la tubería usada como se muestra en la **Figura 7.3**.

## Medición de gas natural

---

Es esencial que el flujo que entra en el tubo Venturi esté libre de turbulencias y no tenga grandes variedades de presión. Es recomendable instalarlo corriente abajo de un largo tramo de tubería recta para obtener una mayor precisión.

Algunas de las ventajas del tubo Venturi son:

- ◆ Excelente precisión.
- ◆ No obstruye el flujo.
- ◆ Ocasiona baja pérdida de carga.
- ◆ Poco efecto con la presencia de sólidos.
- ◆ Confiabilidad y simplicidad de su diseño.
- ◆ Operación estable.
- ◆ Calibración sencilla.

Dentro de las desventajas de este medidor se encuentran:

- ◆ Rango de presión limitado.
- ◆ Requerimientos de longitud en su instalación.
- ◆ Alto costo.

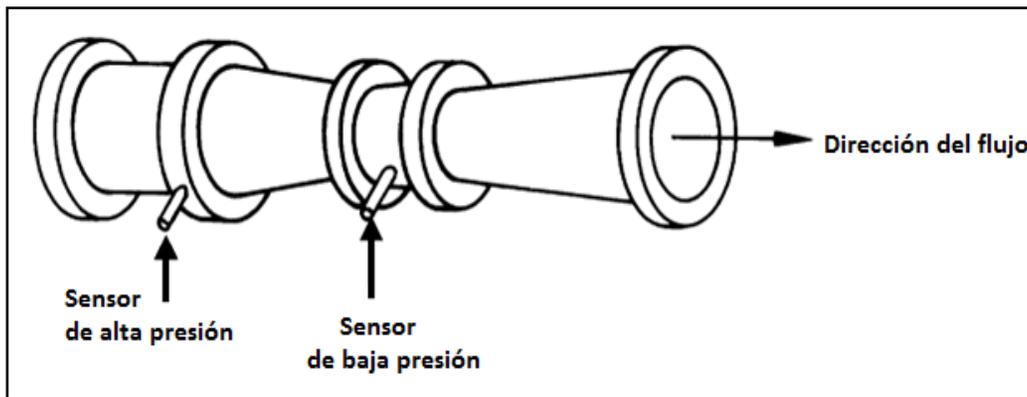


Figura 7.3 –Tubo Venturi  
(Modificado de LaNasa, 2002)

## 7.2. Medidores de velocidad

### 7.2.1. Medidor de turbina

El medidor de flujo tipo turbina consiste en un rotor con varios álabes, suspendido sobre soportes en la corriente de un fluido. El eje de rotación del rotor es paralelo a la dirección del flujo, y las aspas del rotor ocupan casi todo el diámetro de la tubería. El fluido, al chocar con las aspas, produce el movimiento del rotor. La velocidad angular de rotación es directamente proporcional al flujo volumétrico. La velocidad de rotación se monitorea por una bobina detectora electromagnética, la cual se encuentra colocada en el exterior del alojamiento del medidor **(Mota, 2008)**.

Los medidores para gas y para líquidos funcionan bajo el mismo principio. La **Figura 7.4** muestra la sección transversal de un medidor de turbina. Consta de una sección de tubería que en el centro lleva un rotor de paletas múltiple, montado en cojinetes para que pueda girar con facilidad. La energía cinética del fluido que circula hace girar el rotor con una velocidad angular media axial del fluido, y por lo tanto al caudal volumétrico. El caudal está dado por:

$$Q = k * n$$

Donde  $n$  es el número de pulsos por unidad de tiempo y  $k$  es la constante del medidor (depende del diseño y tamaño del medidor, del diámetro de la tubería y del número de paletas)

El medidor de turbina ha sido diseñado para la medición de fluidos limpios, por lo tanto es necesario instalar filtros corriente arriba del medidor, de tal forma que todas las posibles impurezas queden atrapadas en el filtro.

Para una vida máxima y una precisión continua, los medidores de turbina deberán ser operados bajo los rangos de caudal especificados. Un exceso de velocidades del rotor causaría desgaste prematuro de las partes internas y podrían causar daños en el rotor. Como todos los medidores, deben ser presurizados y puestos en servicio lentamente, por lo que las rápidas aperturas de válvulas resultarían en daños al rotor **(Germanier, et al. 2006)**.

Las ventajas de los medidores tipo turbina son:

- ◆ Su precisión es muy elevada, del orden de  $\pm 0,3\%$ .
- ◆ Se pueden usar para gases y líquidos limpios de baja viscosidad.

Las desventajas de este dispositivo son:

- ◆ Está limitada a la viscosidad del fluido.
- ◆ En las paredes, el fluido se mueve más lentamente que en el centro, de modo que las puntas de las palas no pueden girar a mayor velocidad.
- ◆ Debe de instalarse de tal modo que no se vacíe cuando cesa el caudal ya que el choque del fluido a alta velocidad contra el medidor vacío lo dañaría seriamente.
- ◆ El exceso del caudal puede ser perjudicial para el instrumento.
- ◆ No se utiliza para líquidos con sólidos en suspensión.

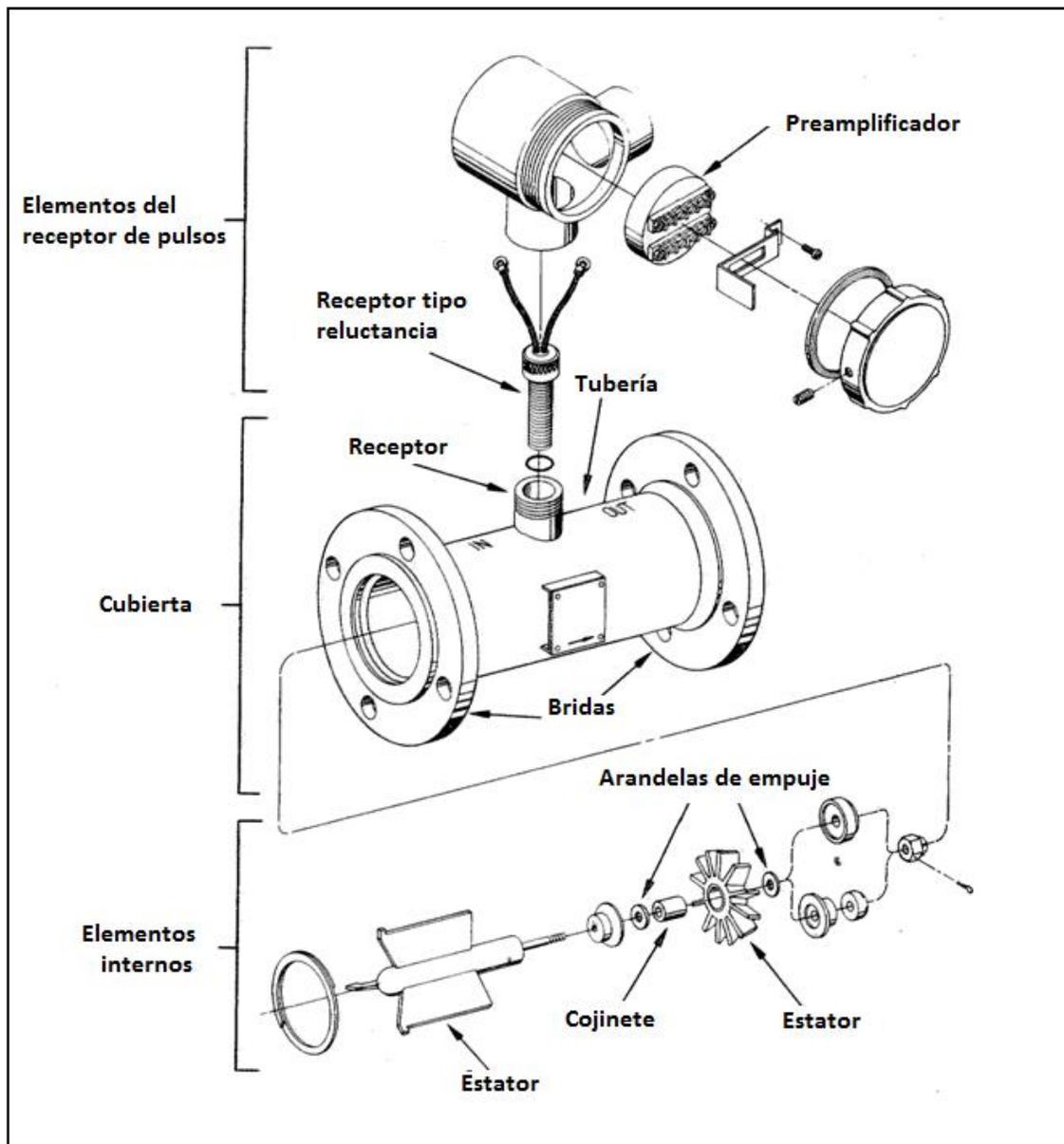


Figura 7.4 –Componentes de medidor tipo turbina  
(Modificado Manning & Thompson, 1991)

### 7.2.2. Medidores ultrasónicos

El principio básico de funcionamiento de un medidor ultrasónico es el siguiente: una señal sónica es transmitida diagonalmente a través de la tubería por donde pasa el fluido como se muestra en la **Figura 7.5**, la velocidad del fluido afecta el tiempo que esta señal emplea para ir de un transmisor a un receptor, este tiempo disminuye cuando la señal y el flujo van en el mismo sentido; y aumenta cuando esto no ocurre. A partir de este principio diversos fabricantes desarrollaron varios diseños. En todos ellos, se utilizan por lo menos un par de transductores (emisor-receptor).

Este dispositivo de medición de flujo se compone básicamente de un par de emisor-receptor de ondas ultrasónicas que va montado en la parte superior e inferior de la tubería. Este emisor-receptor se conecta hasta una tarjeta electrónica dentro del cabezal de transmisión que se encuentra en la parte superior del instrumento, éste convierte la diferencia de velocidades del flujo es una señal de 4-20mA.

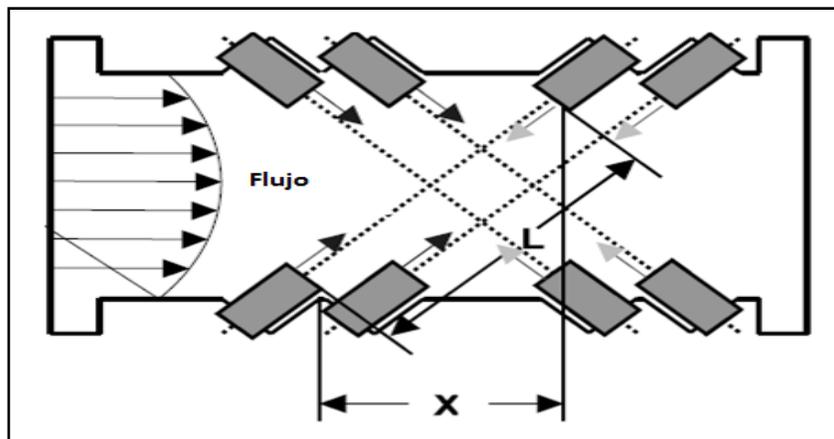


Figura 7.5-Medidor de flujo Ultrasónico  
(Modificado GPSA, 2004)

Los principios de funcionamiento de estos instrumentos son variados. En uno de los modelos más comunes es el efecto Doppler, que consiste en emitir ondas sónicas a lo largo del flujo del fluido y se mide el corrimiento de frecuencia que experimenta la señal de retorno al reflejarse el sonido en partículas contenidas en el fluido, como se muestra en la **Figura 7.6**. El método se limita por la necesidad de la presencia de partículas, pero permite medir algunos caudales de fluidos como mezcla de gas-líquido.

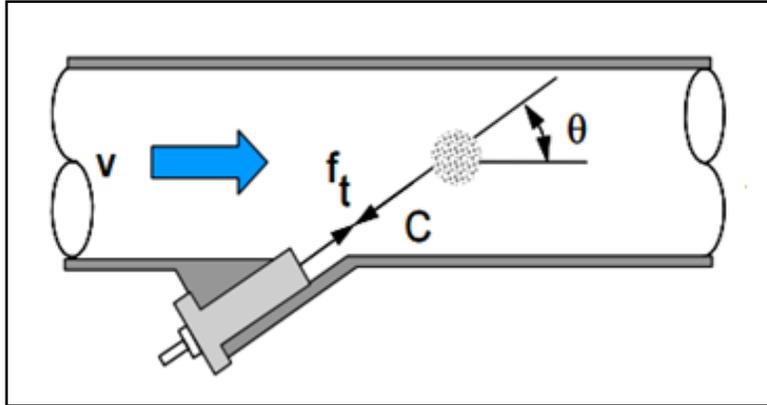


Figura 7.6 –En un medidor de flujo Doppler, las ondas son transmitidas en un ángulo dentro del fluido (Modificado de Crabtree, 2009)

Otro tipo de medidor ultrasónico son los de tiempo de atraso, éstos emplean señales mediante la transmisión de pulsos (Figura 7.7). La velocidad de flujo se determina por la diferencia entre la velocidad de propagación de una onda de sonido a favor y otra en contra del flujo (Germanier, et al. 2006).

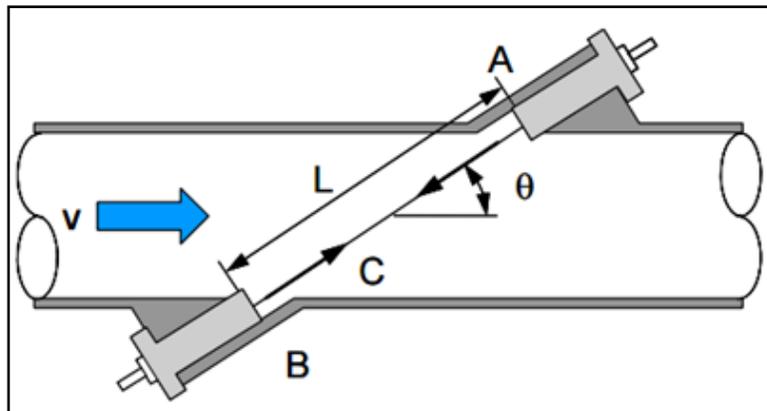


Figura 7.7 –En un medidor de tiempo de atraso, hay dos transductores (A y B) cada uno actúa alternadamente como transmisor y receptor (Modificado de Crabtree, 2009)

Ventajas:

- ◆ Tienen una precisión de  $\pm 2\%$ .
- ◆ Ideales para la medida de la mayor parte de los líquidos.
- ◆ Ideal para cuando el fluido contiene sólidos en suspensión cuyo tamaño no sea muy grande.

Desventajas:

- ◆ Son sensibles a cambios de densidades en el fluido las cuales varían la velocidad del sonido.
- ◆ Pierden eficiencia cuando están expuestos a sólidos suspendidos o burbujas de gran magnitud que afectan la longitud de onda.

### 7.2.3. Medidor tipo Coriolis

El medidor de flujo másico tipo Coriolis se basa en el principio de Coriolis, donde un objeto de masa  $m$  que se desplaza con una velocidad lineal  $v$  a través de una superficie giratoria con una velocidad angular constante  $\omega$ , experimenta una velocidad tangencial. Si el objeto se desplaza del centro hacia la periferia experimentará un aumento gradual de su velocidad tangencial, lo que indica que se le está aplicando una aceleración y, por lo tanto una fuerza sobre la masa del objeto.

En este medidor de flujo la generación de la fuerza de Coriolis se produce por inversión de las velocidades lineales del fluido mediante una desviación del flujo en forma de  $\Omega$  en estado de vibración controlada como se muestra en la **Figura 7.8**. La vibración del tubo, es perpendicular al sentido de desplazamiento del fluido, crea una fuerza de aceleración en la tubería de entrada del fluido y una fuerza de desaceleración en la salida, con lo que se crea un par, cuyo sentido varía de acuerdo con la vibración y el ángulo de torsión del tubo, que es directamente proporcional a la masa instantánea de fluido circulante (**Campos, 2008**).

Otra forma de generar la fuerza Coriolis es por la inversión de las velocidades angulares del fluido mediante un tubo recto. Por la vibración a la que se somete el tubo, existe una diferencia de fase entre las velocidades angulares en distintos puntos. Esta diferencia es la que miden los sensores y es proporcional al caudal másico. La diferencia de tiempos de las señales de los sensores de posición está relacionada con el ángulo y con la velocidad del tubo en su punto medio, según esto el caudal es solo proporcional al intervalo de tiempo y a la constante de elasticidad del tubo. Es independiente de la frecuencia de vibración del tubo.

Los medidores Coriolis, cuando se utilizan para medir volumen, presentan las siguientes ventajas (**Germanier, et al. 2006**)

- ◆ No requieren partes móviles, asegurando de esta forma una mejor exactitud a lo largo del tiempo.
- ◆ No requiere instalaciones especiales.
- ◆ Tiene un sensor no intrusivo que evita el deterioro por partículas sólidas.

## Medición de gas natural

- ◆ La medición de densidad está disponible en el medidor. La densidad es necesaria para calcular el volumen requerido.
- ◆ Las salidas múltiples electrónicas y variadas proveen información en tiempo real para diagnósticos.

Sus desventajas son:

- ◆ Su costo es elevado.
- ◆ Se tiene que realizar limpieza de los tubos oscilantes de forma periódica.
- ◆ Es mayor en tamaño que otros medidores.

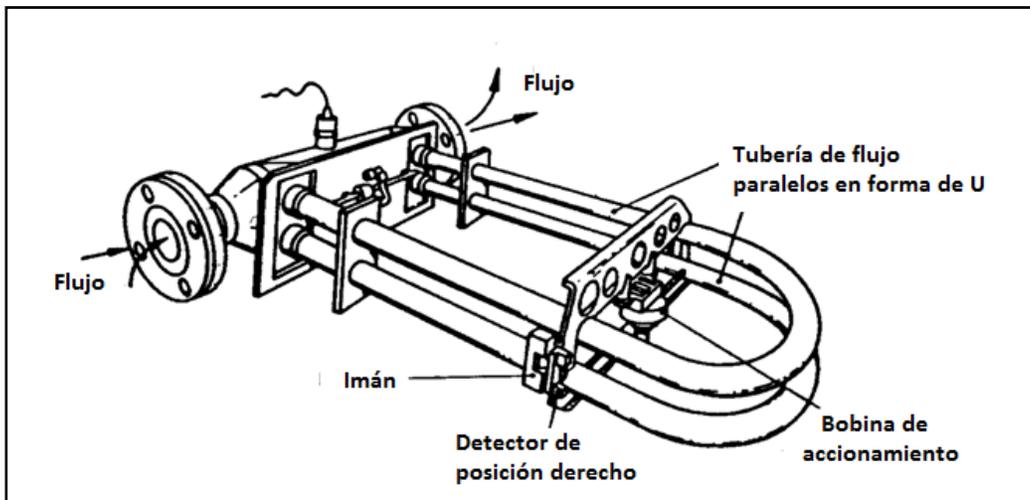


Figura 7.8 –Estructura común de un medidor de flujo tipo Colioris  
(Modificado de LaNasa, 2002)

### 7.3. Estándares de aplicación para sistemas de medición fiscal

El flujo de fluidos ha sido medido desde hace mucho tiempo atrás; por ejemplo, la medición del caudal se utilizaba para controlar los impuestos de las tierras en el delta del Nilo. Debido a las inundaciones, cada año se depositaban nuevos sedimento en las tierras de los propietarios, la cantidad de tierras inundadas era relacionada con la altura del nivel de agua con la ayuda de un tubo calibrado, cuya calibración se encuentra bajo el control del rey. Los impuestos se calculaban con base a la altura de la marca que dejaba la inundación en el tubo o la barra calibrada, pero dicho nivel aumentaba cada año.

En los últimos años, las normas para la medición han presentado mejoras constantes para los medidores antiguos, y se han creado nuevas normas para los nuevos medidores. Algunas de las organizaciones que se han involucrado en la normatividad de la medición de flujo son: the American Petroleum Institute (API), the American Gas Association (AGA), the Society of Petroleum Engineering (SPE), the American Society of Mechanical Engineering (ASME), the Gas Processors Association (GPA), the Instrument Society of America (ISA), the American National Standards Institute (ANSI), the American Society of Testing Materials (ASTM), the Institute of Petroleum (IP), the British Standards Institute (BSI), the International Standard Organizations (ISO), the International Organization for Legal Metrology (OIML), y the European Community (EC).

Las normas que regulan los medidores se escriben cuando un medidor es ampliamente utilizado y se ha establecido un registro de seguimiento. ANSI, por mencionar alguna, como la mayoría de las demás organizaciones implicadas en medición de caudal, requiere que los estándares se revisen, se reconfirmen y actualicen una vez cada cinco años. Algunos ejemplos específicos de estas normas se enumeran a continuación **(LaNasa, 2002)**.

#### 7.3.1. American Petroleum Institute (A.P.I)

Es una organización en los Estados Unidos que cuenta con un área destinada a la elaboración de normas en toda la industria del petróleo y gas natural. Está integrada por más de 400 miembros corporativos desde las principales petroleras internacionales hasta aquellas pequeñas relacionadas con la industria del petróleo. API es el líder en la elaboración de normas técnicas, y su expansión a nivel internacional es cada vez mayor, por lo que hoy en día son más de 500 estándares adoptados en el mercado internacional. Los estándares del API describen los métodos que aseguran una transferencia fiscal con un tipo de medidor particular u otro instrumento. API no provee caudalímetros para transferencia de custodia, tampoco define requerimientos de exactitud, sino que facilita al usuario la utilización de las mejores prácticas y usos en la medición y calibración.

### *Flow Calculation Procedures*

- ◆ Chapter 14, .Natural Gas Fluids Measurement
- ◆ Chapter 14.3, Part 3, .Natural Gas Applications
- ◆ Chapter 14.5, .Calculation of Gross Heating Value, Specific Gravity, and Compressibility of Natural Gas Mixtures from Compositional Analysis.
- ◆ Chapter 14.6, .Continuous Density Measurement.
- ◆ Chapter 14.8, .Liquefied Petroleum Gas Measurement

### **7.3.1.American Gas Association (A.G.A)**

Es una organización que representa a 192 empresas de energía de los Estados Unidos que se dedica a la provisión de gas natural en hogares, empresas e industrias. Provee programas y servicios a sus miembros: propietarios de gasoductos, transportistas y compañías dedicadas a la actividad del gas e industrias relacionadas con el gas natural.

Los reportes A.G.A proporcionan datos técnicos e información respecto a procedimientos, prácticas y guías para una instalación segura y efectiva. Ofrece principios científicos, aplicaciones y uso para todo tipo de dispositivo de medición de caudal volumétrico, másico y de poder calorífico. Estos estándares ofrecen las ecuaciones necesarias para el cálculo preciso del caudal volumétrico, másico y de poder calorífico.

Para calcular el factor de compresibilidad del gas a partir de su composición, se utiliza la norma AGA 8 y conociendo el factor de compresibilidad del gas se puede calcular el volumen del gas aplicando las normas correspondientes para los medidores de placa de orificio, de turbina y ultrasónico.

### *Engineering and Operations: Measurement*

- ◆ AGA Report No. 3, .Orifice Metering of Natural Gas.
- ◆ AGA Report No. 3, Part 1, .General Equations & Uncertainty Guidelines. (1990) XQ9017-IN1
- ◆ AGA Report No. 3, Part 2, .Specification and Installation Requirements. (2000) XQ0002-IN1
- ◆ AGA Report No. 3, Part 3, .Natural Gas Applications. (1992) XQ9210-IN1
- ◆ AGA Report No. 5, .Fuel Gas Energy Metering. (1996) XQ0776-IN1
- ◆ AGA Report No. 3, Part 4, .Background, Development Implementation Procedure. (1992) XQ9211-IN1
- ◆ AGA Report No. 5, .Fuel Gas Energy Metering. (1996) XQ0776-IN1
- ◆ AGA Report No. 7, .Measurement of Gas by Turbine Meters. (1996) XQ0585-IN1

- ◆ AGA Report No. 8, .Compressibility and Supercompressibility for Natural Gas and Other Hydrocarbon Gases. (1994; revised, second printing) XQ9212-IN1
- ◆ AGA Report No. 9, .Measurement of Natural Gas by Multipath Ultrasonic Meters. XQ9801-IN1

### **7.3.2.American Society of Mechanical Engineers (ASME)**

- ◆ MFC-1M (1991) .Glossary of Terms Used in The Measurement of Fluid Flow in Pipes... #J00065
- ◆ MFC-2M (R1988) .Measurement Uncertainty for Fluid Flow in Closed Conduits... #K00112
- ◆ MFC-3M (1989, R1995) .Measurement of Fluid Flow in Pipes Using Orifice, Nozzle, and Venturi... (Not an American National Standard) #K11389
- ◆ MFC-4M (1986, R1997). .Measurement of Gas Flow by Turbine Meters...#K00118
- ◆ MFC-5M (1985, R1994) .Measurement of Liquid Flow in Closed Conduits Using Transit-Time Ultrasonic Flow meters... #K00115
- ◆ MFC-6M (1998) .Measurement of Fluid Flow in Pipes Using Vortex Flow Meters... #K00117
- ◆ MFC-7M (1987, R1992) .Measurement of Gas Flow by Means of Critical Flow Venturi Nozzles... #K00119
- ◆ MFC-8M (1988) .Fluid Flow in Closed Conduits-Connections for Pressure Signal Transmissions Between Primary and Secondary Devices... #K12188
- ◆ MFC-9M (1988) .Measurement of Liquid Flow in Closed Conduits by Weighing Method... #K12588
- ◆ MFC-10M (1994) .Method for Establishing Installation Effects on Flow meters... #K12388
- ◆ MFC-11M (1989, R1994). .Measurement of Fluid Flow by Means of Coriolis Mass Flow meters... ISBN 0-7918-2045. #K12989
- ◆ MFC-14M (1995) .Measurement of Fluid Flow Using Small Bore Precision Orifice Meters... K1379P
- ◆ MFC-16M-1995. .Measurement of Fluid Flow in Closed Conduit by Means of Electromagnetic Flow meters... K1389P

### **7.3.3.Gas Processors Association (GPA)**

- ◆ GPA Standard 8182-95 .Standard for the Mass Measurement of Natural Gas Liquids.

## CONCLUSIONES

- El gas natural no solo se puede encontrar en yacimientos de aceite y/o yacimientos de gas, sino que existen otras fuentes de este combustible, tales como las formaciones de shale gas, capas de carbón, hidratos de metano, entre otros.
- Se hizo la descripción de las características y componentes del equipo de separación gas-líquido, así como los mecanismos de separación que rigen a éstos.
- Se presentó una metodología para el diseño de separadores verticales y horizontales y se desarrollaron dos casos de aplicación incorporando algunos conceptos desarrollados durante este trabajo.
- Se plantearon los parámetros principales para llevar a cabo el dimensionamiento de los dispositivos de separación a partir de los datos de producción y propiedades de los fluidos.
- Entender el comportamiento y las propiedades de los fluidos petroleros, permitirá establecer las condiciones óptimas de operación de los diferentes equipos y dispositivos encargados de la separación bifásica, tratamiento y almacenamiento del gas natural.
- Durante el tratamiento del gas natural es indispensable la eliminación de vapor de agua para evitar la formación de hidratos de gas, que pueden causar problemas en los dispositivos de los sistemas de producción, tratamiento y distribución de hidrocarburos.
- Esta tesis tuvo como principal objetivo revisar los conceptos fundamentales de la ingeniería de producción de gas natural, que incluyen el comportamiento de fase de los gases naturales, propiedades de los fluidos petroleros, separación de las diferentes fases y los tratamientos de eliminación de vapor de agua y gases ácidos.
- La medición de flujo de los hidrocarburos gaseosos es una de las actividades esenciales en la industria, tanto para el control de los procesos de producción como para conocer los volúmenes de venta y transferencia de custodia de los

## Conclusiones

---

hidrocarburos, del mismo modo es importante para contabilizar correctamente el volumen de gas en las transacciones comerciales internas y externas. Actualmente existen muchas tecnologías para la medición de flujo, sin embargo, los sistemas de medición por presión diferencial son los más utilizados, porque a comparación de los demás, son económicos y fáciles de instalar.

- Este trabajo engloba información fundamental que servirá como material de apoyo para diferentes materias de la carrera de ingeniería petrolera, y promover el interés por los diferentes tratamientos de deshidratación y desulfurización del gas natural.
- El procesamiento del gas natural es un área poco tratada en la carrera de ingeniería petrolera, por lo que es necesario dar un panorama general del procesamiento y tratamiento del gas natural.

## APÉNDICE A

### DEDUCCIÓN DE LA ECUACIÓN DE LOS GASES IDEALES

Primer paso: se usa la Ley de Boyle:

$$P_1V_1 = P_2V \quad (\text{a})$$

Despejamos V:

$$V = \frac{P_1V_1}{P_2} \quad (\text{b})$$

Segundo paso: se usa la Ley de Charles:

$$\frac{V}{T_1} = \frac{V_2}{T_2} \quad (\text{c})$$

Despejamos V:

$$V = \frac{V_2T_1}{T_2} \quad (\text{d})$$

Tercer paso: se igualan las ecuaciones (a) y (b)

$$\frac{P_1V_1}{P_2} = \frac{V_2T_1}{T_2} \quad (\text{e})$$

Acomodamos términos semejantes.

$$\frac{P_1V_1}{T_1} = \frac{P_2V_2}{T_2} \quad (\text{f})$$

---

## Ecuación de los gases ideales

---

Así, para una cantidad de gas dada,  $\frac{PV}{T} = \text{constante}$ . La constante se representa con la letra R cuando la cantidad de gas es igual a un peso molecular, esto es:

$$\frac{PV_M}{T} = R \quad (\text{g})$$

Donde  $V_M$  es el volumen de un peso molecular de cualquier gas a una presión y a una temperatura. Ya para demostrar que R es el mismo para cualquier gas, es necesaria la Ley de Avogadro, que de forma simbólica es:

$$V_{MA} = V_{MB} \quad (\text{h})$$

Donde  $V_{MA}$  representa el volumen de un peso molecular de un gas A y  $V_{MB}$  representa el volumen de un peso molecular de un gas B. ambos a presión P y a una temperatura T. Esto implica que:

$$\frac{PV_{MA}}{T} = R_A \quad \text{o} \quad V_{MA} = \frac{R_A T}{P} \quad (\text{i})$$

$$\frac{PV_{MB}}{T} = R_B \quad \text{o} \quad V_{MB} = \frac{R_B T}{P} \quad (\text{j})$$

Donde  $R_A$  representa la constante de los gases para el gas A y  $R_B$  representa la constante de los gases para el gas B. La combinación de las ecuaciones anteriores revela que:

$$\frac{R_A T}{P} = \frac{R_B T}{P} \quad \text{o} \quad R_A = R_B \quad (\text{k})$$

Así, la constante R es la misma para todos los gases ideales y está referida como la constante universal de los gases. Así mismo, la ecuación de estado para un peso molecular de cualquier gas ideal es:

$$PV_M = RT \quad (\text{l})$$

## Ecuación de los gases ideales

---

Cuarto paso: para  $n$  moles de gas ideal, la ecuación (l) cambia a:

$$PV = nRT \quad (\text{m})$$

Donde  $V$  es el volumen total de  $n$  moléculas de gas a la temperatura  $T$ , y a la presión  $P$ . Además,  $n$  es la masa de gas dividida entre el peso molecular, por lo tanto, la ecuación se escribe de la siguiente forma:

$$PV = \frac{m}{M}RT \quad (\text{n})$$

Quinto paso: se acomodan las variables de tal forma que la ecuación quede de la siguiente manera:

$$PM = \frac{m}{V}RT \quad (\text{o})$$

Sabemos que  $\rho = \frac{m}{V}$ , por lo tanto, de la ecuación (o) queda así:

$$\rho = \frac{PM}{RT} \quad (\text{p})$$

# Dimensionamiento de separadores

---

## APÉNDICE B

### DIMENSIONAMIENTO DE UN SEPARADOR HORIZONTAL Y VERTICAL

#### Dimensionamiento de un separador horizontal (Unidades de campo)

Dados los siguientes datos:

Gasto de gas:	10 MMscf con densidad específica de 0.6
Gasto de aceite:	2000 BOPD 40° API
Presión de operación:	1000 psi
Temperatura de operación:	60°F
Tamaño de la partícula:	140 micrones
Tiempo de retención:	3 minutos

- ◆ Dimensionamiento por capacidad de gas. Calcular  $L_{eff}$  la aplicando la **Ecuación 4-4**. Se desconocen los valores de  $z, \rho_g, \rho_L, C_D, \mu_g$ .

$$d_i L_{eff} = 420 \left[ \frac{TZQ_g}{P} \right] \left[ \left( \frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{\frac{1}{2}}$$

- ◆ Calcular  $\rho_L$ :

$$\rho_L = \frac{141.3}{131.5 + ^\circ\text{API}}$$

$$\rho_L = \frac{141.5}{131.5 + 40}$$

$$\rho_L = 51.5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

- ◆ Obtener Z: De la **Figura 4.5**

$$Z = 0.84$$

- ◆ Calcular  $\rho_g$ :

$$\rho_g = 2.70 \frac{SP}{TZ}$$

## Dimensionamiento de separadores

---

$$\rho_g = 2.70 \frac{(0.6)(1000)}{(60 + 460)(0.84)}$$

$$\rho_g = 3.71 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

- ◆ Obtenemos  $\mu_g$ : De la **Figura 4.6** obtenemos el valor la viscosidad del gas a partir de la presión y temperatura de operación.

$$\mu_g = 0.013 \text{ cp}$$

- ◆ Calcular  $C_D$ : Para calcular  $C_D$  ocupamos la **Ecuación 4-1**, **Ecuación 4-2** y **Ecuación 4-3**.
- ◆ Para calcular el valor de  $C_D$  es necesario realizar un proceso iterativo, asumiendo el primer valor de  $C_D = 0.34$ , iterar hasta converger a un valor.

$$V_t = 0.0119 \left[ \left( \frac{51.5 - 3.71}{3.71} \right) \frac{140}{0.34} \right]^{1/2}$$

$$V_t = 0.867 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

$$\text{Re} = 0.0049 \left[ \frac{(3.71)(140)(0.867)}{0.013} \right]$$

$$\text{Re} = 169.54$$

$$C_D = \frac{24}{169.54} + \frac{3}{(169)^{1/2}} + 0.34$$

$$C_D = 0.712$$

- ◆ Con este valor iteramos usando nuevamente la **Ecuación 4-1**, **Ecuación 4-2** y **Ecuación 4-3**. Se recomienda usar una hoja de cálculo para agilizar el procedimiento.

Repetimos usando  $C_D = 0.712$ :

$$V_t = 0.60$$

## Dimensionamiento de separadores

---

$$Re = 117.2$$

$$C_D = 0.822$$

Repetimos usado  $C_D = 0.822$

$$V_t = 0.56$$

$$Re = 109.1$$

$$C_D = 0.847$$

Repetimos usado  $C_D = 0.847$

$$V_t = 0.55$$

$$Re = 107.5$$

$$C_D = 0.853$$

Repetimos usado  $C_D = 0.853$

$$V_t = 0.55$$

$$Re = 107.1$$

$$C_D = 0.854$$

Repetimos usado  $C_D = 0.854$

$$V_t = 0.55$$

$$Re = 107.1$$

$$C_D = 0.854$$

- Conociendo los valores de las variables de la **Ecuación 4-4**, procedemos a calcular  $d_i L_{eff}$ .

$$d_i L_{eff} = 420 \left( \frac{(520)(0.84)(10)}{1000} \right) \left[ \left( \frac{3.71}{51.5 - 3.71} \right) \left( \frac{0.854}{140} \right) \right]^{1/2}$$

$$d_i L_{eff} = 39.9$$

- Calcular la longitud efectiva ( $L_{eff}$ ) que proporciona la capacidad de manejo de líquido a diferentes diámetros del separador con la **Ecuación 4-6**.

## Dimensionamiento de separadores

- Calcular la longitud de costura a costura ( $L_{SS}$ ) por capacidad de manejo de líquido a partir de los valores calculados en el punto anterior con la **Ecuación 4-9**.
- Calcular la relación de esbeltez con la **Ecuación 4-12**.
- Realizar la matriz de diseño para capacidad de manejo de líquido.
- Calcular la longitud efectiva ( $L_{eff}$ ) que proporciona la capacidad de manejo de gas a diferentes diámetros del separador despejando ( $L_{eff}$ ) de la **Ecuación 4-4**.
- Obtener la longitud de costura a costura ( $L_{SS}$ ) por capacidad de manejo de gas a partir de los valores calculados en el punto anterior con la **Ecuación 4-8**.
- Calcular la relación de esbeltez con la **Ecuación 4-12**.
- Realizar la matriz de diseño para capacidad de gas y para capacidad de líquido como se muestran en la **Tabla 4-2 y Tabla 4-3**.

Diámetro [pg]	$L_{eff}$ Gas [ft]	$L_{SS}$ gas [ft]
12.75	3.129	4.192
16	2.494	3.827
20	1.995	3.662
24	1.663	3.663
30	1.330	3.830
36	1.108	4.108
42	0.950	4.450
48	0.831	4.831
54	0.739	5.239
60	0.665	5.665

Tiempo de residencia [min]	Diámetro [pg]	$L_{eff}$ líquido [ft]	$L_{SS}$ líquido [ft]	Re líquido
3	12.75	52.73	70.303	66.167
	16	33.48	44.643	33.482
	20	21.43	28.571	17.143
	24	14.88	19.841	9.921
	30	9.52	12.698	5.079
	36	6.61	8.818	2.939
	42	4.86	6.479	1.851
	48	3.72	4.960	1.240
	54	2.94	3.919	0.871
60	2.38	3.175	0.635	
2	12.75	35.15	46.868	44.111
	16	22.32	29.762	22.321
	20	14.29	19.048	11.429
	24	9.92	13.228	6.614
	30	6.35	8.466	3.386
	36	4.41	5.879	1.960
	42	3.24	4.319	1.234
	48	2.48	3.307	0.827
	54	1.96	2.613	0.581
60	1.59	2.116	0.423	
1	12.75	17.58	23.434	22.056
	16	11.16	14.881	11.161
	20	7.14	9.524	5.714
	24	4.96	6.614	3.307
	30	3.17	4.233	1.693
	36	2.20	2.939	0.980
	42	1.62	2.160	0.617
	48	1.24	1.653	0.413
	54	0.98	1.306	0.290
60	0.79	1.058	0.212	

# Dimensionamiento de separadores

## Dimensionamiento de un separador vertical (Unidades de campo)

Dados los siguientes datos:

Gasto de gas:	10 MMscf con densidad específica de 0.6
Gasto de aceite:	2000 BOPD 40° API
Presión de operación:	1000 psi
Temperatura de operación:	60°F
Tamaño de la partícula:	140 micrones
Tiempo de retención:	3 minutos

- Calcular el diámetro mínimo que permite manejar la cantidad de gas a condiciones de operación usando la **Ecuación 4-5**.

$$d_i^2 = 5040 \left[ \frac{TZQ_g}{P} \right] \left[ \left( \frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{\frac{1}{2}}$$

- ◆ Se obtienen y se calculan los valores de  $z$ ,  $\rho_g$ ,  $\rho_L$ ,  $C_D$ ,  $\mu_g$  con los mismos procedimientos para el separador horizontal.

$$\rho_L = 51.5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\rho_g = 3.71 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$Z = 0.84$$

$$\mu_g = 0.013 \text{ cp}$$

$$C_D = 0.854$$

$$d^2 = 5040 \left[ \frac{(520)(0.84)(10)}{1000} \right] \left[ \left( \frac{3.71}{51.5 - 3.71} \frac{0.854}{140} \right) \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$d = 21.86 \text{ in}$$

- Realizar el dimensionamiento por la capacidad de líquido del separador, calculando primero la altura del nivel de líquido  $h_L$  aplicando la **Ecuación 4-7** considerando los diámetros de la **Tabla 4-1**.
- Obtener la longitud de costura a costura ( $L_{SS}$ ) a partir de los valores de  $h_L$  con la **Ecuación 4-10**.
- Calcular la relación de esbeltez con la **Ecuación 4-12**.

## Dimensionamiento de separadores

---

- Realizar la matriz de diseño por capacidad de líquido del separador vertical como se muestra en la **Ecuación 4-4**.

Tiempo de residencia	Diámetro [pg]	h[pg]	L <sub>ss</sub> [ft]	Re
3	24	86.806	13.567	6.784
	30	55.556	10.963	4.385
	36	38.580	9.548	3.183
	42	28.345	8.695	2.484
	48	21.701	8.142	2.035
2	24	57.870	11.156	5.578
	30	37.037	9.420	3.768
	36	25.720	8.477	2.826
	42	18.896	7.908	2.259
	48	14.468	7.539	1.885
1	24	28.935	8.745	4.372
	30	18.519	7.877	3.151
	36	12.860	7.405	2.468
	42	9.448	7.121	2.034
	48	7.234	6.936	1.734

## Dimensionamiento de separadores

---

### Dimensionamiento de separador bifásico vertical y horizontal con producción de condensados.

Un separador, para ser operado a 1000 psia, es requerido para manejar un gasto de gas de 7 MMscf con RGA =40 bbl/MMscf. Determinar el tamaño del separador requerido, para un separador vertical y un separador horizontal. Asumir una densidad del líquido de 52 lb/ft<sup>3</sup>, un gas ideal con densidad de 0.802, una temperatura de operación de 110°F, un tiempo de retención de 3 minutos.

Solución.

$$\rho_g = \frac{PM}{ZRT}$$
$$\rho_g = \frac{(1000)(28.964)(0.80)}{(1)(10.47)(460 + 110)}$$
$$\rho_g = 3.88 \text{ lbm/ft}^3$$

Calculamos el diámetro.

$$q_{gcs} = \frac{2.40 D^2 KP(\rho_g - \rho_l)^{0.5}}{Z(T + 460)\rho_g^{0.5}}$$
$$D^2 = \frac{q_{gcs} (T + 460)\rho_g^{0.5}}{2.40 KP(\rho_g - \rho_l)^{0.5}}$$
$$D^2 = \frac{(7)(1)(570)(3.88)^{0.5}}{K(2.40)(1000)(52 - 3.88)^{0.5}}$$
$$D^2 = \frac{0.472}{K}$$

Para un tiempo de retención de 3 minutos, el volumen de líquido de asentamiento requerido para cada tipo de separador.

$$W = \frac{1440 V_L}{t}$$

$$V_L = \frac{Wt}{1440}$$

$$V_L = \frac{(40)(7)(3)}{1440}$$

## Dimensionamiento de separadores

---

$$V_L = 0.583 \text{ bbl}$$

Para un separador vertical con extractor de niebla  $K=0.167$ .

$$D^2 = \frac{0.472}{0.167}$$

$$D = \sqrt{\frac{0.472}{0.167}}$$

$$D = 1.68 \text{ ft} = 20 \text{ in}$$

Capacidad de líquido.

Para un separador bifásico, la interface gas-líquido debe ser mínimo 2 ft desde el fondo y 4 ft desde la parte superior del separador. Esto implica una longitud mínima vertical del separador de 6 ft.

La relación  $L/D$ , para un separador horizontal o vertical debe mantenerse entre 3 y 8, debido a las consideraciones de costos de fabricación, entre otras.

$$\frac{L}{D} = \frac{6}{1.68}$$

$$\frac{L}{D} = 3.57$$

Por lo tanto, las dimensiones del separador vertical son:

$$20 \text{ in} \times 6 \text{ ft}$$

Para el separador horizontal con extractor de niebla  $K=0.382$ .

## Dimensionamiento de separadores

---

$$D^2 = \frac{0.472}{0.382}$$

$$D = \sqrt{\frac{0.472}{0.382}}$$

$$D = 1.10 \text{ ft } 0 \text{ 13.20 in}$$

Para un separador horizontal, la interface gas-líquido, debe mantenerse como mínimo 10 in desde el fondo y 16 in desde la parte superior del separador. Esto implica un diámetro mínimo de 26 in = 2.17 ft

$$\frac{L}{D} = 3$$

$$L = 3D$$

$$L = 3(21.7)$$

$$L = 6.51 \text{ ft}$$

Por lo tanto se requiere un separador horizontal de :

$$26 \text{ in } x \text{ 6.5 ft}$$

## APÉNDICE C

### Factor de compresibilidad de los gases

Calcular el coeficiente de compresibilidad isotérmico de una gas seco con una densidad relativa de 0.818 a una temperatura de yacimiento de 220°F y una presión de yacimiento de 2100 lb/pg<sup>2</sup> man.

Solución:

1. Se obtienen las propiedades pseudocríticas ( $P_{pc}, T_{pc}$ ) a partir de la densidad relativa del gas con la **FIGURA 3.1** y la **FIGURA 3.4**, respectivamente.

$$P_{pc} = 645 \frac{lb}{pg^2 abs}$$

$$T_{pc} = 405 \text{ } ^\circ R$$

2. Se calculan las propiedades pseudoreducidas con utilizando la **ECUACIÓN 3-15** y la **ECUACIÓN 3-16**.

$$P_{pr} = \frac{2100 + 14.7}{645} = 3.28$$

$$T_{pr} = \frac{220 + 460}{405} = 1.68$$

3. Con los valores de las propiedades pseudoreducidas obtenemos de la **FIGURA 3.3** el valor de  $Z = 0.855$

4. De la **FIGURA 3.3** se estima una pendiente  $\left(\frac{\partial Z}{\partial P_{pr}}\right)_{T_{pr}} = -0.0132$

5. Se calcula el valor de  $c_{pr}$  a partir de la **ECUACIÓN 3-36**.

$$c_{pr} = \frac{1}{3.28} - \frac{1}{0.855} (-0.0132)$$

$$c_{pr} = 0.321$$

6. Finalmente a partir de la **ECUACIÓN 3-37**, se calcula la compresibilidad isotérmica del gas.

## Ejercicios

---

$$c_g = \frac{0.321}{645}$$

$$c_g = 4.9767 \times 10^{-4} \left( \frac{lb}{pg^2 abs} \right)^{-1}$$

### Contenido de agua en gases

Determinar el contenido de agua para un gas hidrocarburo a condiciones de 150°F, 1000 psia y un peso molecular de 26 (**GPSA, 2004**).

Solución:

En la **Figura 5.1** entramos con el valor de la temperatura hasta intersecar la línea de la presión dada y obtenemos la cantidad de agua.

$$W = 220 \text{ lb/MMscf}$$

Con la **Figura 5.3** hacemos la corrección por peso molecular, entrando con el valor del mismo hasta chocar con la curva de la temperatura dada y obtenemos la variable  $C_G$ :

$$C_G = 0.98$$

$$W_c = C_G * W \quad \text{(a)}$$

$$W_c = (0.98) (220) = 216 \text{ lb/MMscf}$$

Para un gas en equilibrio con una fase acuosa que contiene 3% de sal, usamos la **Figura 5.2** para hacer la corrección por salinidad, obtenemos el valor de  $C_s$ .

$$C_s = 0.93$$

$$W_c = C_s * W \quad \text{(b)}$$

$$W_c = (0.93) (220) = 205 \text{ lb/MMscf}$$

## Ejercicios

### Presión de formación de hidratos

Encontrar la presión a la cual los hidratos se formarían para un gas con la siguiente composición,  $T=50^{\circ}\text{F}$  (GPSA, 2004).

Componente	Fracción mol	Mol Wt	lb/lb-mol de la mezcla
C1	0.784	16.043	12.58
C2	0.060	30.070	1.80
C3	0.036	44.097	1.59
iC4	0.005	58.124	0.29
nC4	0.019	58.124	1.10
N2	0.094	28.013	2.63
CO2	0.002	44.010	0.09
Total	1.000		20.08

Solución:

Peso mol de la mezcla= 20.08

$$\gamma = \frac{MW_{gas}}{MW_{aire}} = \frac{20.08}{28.964} = 0.693 \approx 0.7$$

De la **Figura 5.4** a  $50^{\circ}\text{F}$ .

*$P=320$  psi para un gas de densidad de 0.7*

### Diseño de una torre de adsorción

Diseñar una torre de adsorción para deshidratar  $20 \frac{\text{MMscf}}{D}$  con una densidad de 0.7 a  $1000$  psia y  $100^{\circ}\text{F}$ . Asumir una planta de dos torres, usando un ciclo de 8 horas con una capa de gel de sílice de 15 ft de longitud. El factor de compresibilidad del gas es  $Z=0.88$  (Kumar, 1987).

Solución:

De la **FIGURA 5.1** obtenemos la cantidad de agua en la entrada del gas a las condiciones de operación.

$$W = 61 \frac{\text{lb}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{MMscf gas}}$$

## Ejercicios

---

Asumiendo que se elimina toda el agua en la entrada, la velocidad de eliminación del agua es:

$$\left(20 \frac{\text{MMscf}}{\text{D}}\right) \left(61 \frac{\text{lb}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{MMscf}}\right) = 1220 \frac{\text{lb}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{D}}$$

Por lo tanto, la cantidad de agua eliminada por ciclo es:

$$\begin{aligned} W_c &= \left(1220 \frac{\text{lb}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{D}}\right) \left(\frac{8}{24} \text{D}\right) \\ W_c &= 406.67 \frac{\text{lb}}{\text{ciclo}} \end{aligned}$$

Un término frecuentemente usado en el diseño de una torre adsorbedora es la velocidad del gas que se basa en el diámetro de la capa, conocido como la velocidad superficial del gas, **Vg**. Es determinada por la conversión de la velocidad de gas a condiciones estándar, *q*, a condiciones de operación.

Asumir una velocidad del gas de  $1800 \frac{\text{ft}}{\text{hr}}$ . De la siguiente **ECUACIÓN (a)** obtenemos el diámetro.

$$V_g = \frac{1499.73 \text{ QZT}}{PD^2} \quad (\text{a})$$

Donde

**Vg** = velocidad superficial del gas,  $\frac{\text{ft}}{\text{hr}}$

**Q** = gasto de gas a condiciones de operación, MMscf

**Z** = factor de compresibilidad del gas

**D** = diámetro de la capa del adsorbedor, ft

$$D^2 = \frac{1499.73 \text{ QZT}}{V_g P} \quad (\text{b})$$

$$D^2 = \frac{(1499.73)(20)(0.88)(560)}{(1800)(1000)}$$

$$D^2 = 8.21185 \text{ ft}^2$$

$$D = 2.86 \approx 3 \text{ ft}$$

Por lo tanto:

## Ejercicios

---

$$V_g = (1800) \left( \frac{8.21185}{9} \right)$$

$$V_g = 1642.36 \text{ ft}$$

Calculamos la carga de agua, también conocida como velocidad de eliminación de agua requerida por unidad de área de la capa, la carga de agua se puede calcular con la ECUACIÓN (c):

$$q_w = \frac{0.0531 q W_i}{D^2} \quad (c)$$

$$q_w = \frac{0.0531 (20)(61)}{9}$$

$$q_w = 7.198 \frac{\text{lb}}{\text{hr} - \text{ft}^2}$$

La longitud de la zona depende de la composición del gas, de la saturación relativa, y de la capacidad de carga del desecante. Para los geles de sílice, la longitud de la zona, **hz**, se puede estimar con (Simpson & Cumming, 1964):

$$hz = \frac{297.78 q_w^{0.7895}}{V_g^{0.5508} S_r^{0.2646}} \quad (d)$$

Donde:

**hz** = longitud de la zona, ft

**Sr** = saturación relativa de agua en la entrada de gas, %

$$hz = \frac{297.78 (7.198^{0.7895})}{(1642.36^{0.5508})(100^{0.2646})}$$

$$hz = 7.094 \text{ ft}$$

La capacidad dinámica del desecante,  $X_s$ , se muestra en la **Figura 5.10** como una función de la saturación relativa de agua. El factor de corrección por temperatura se puede obtener de la **Figura 5.11**. Esta corrección por temperatura se requiere para los geles y la alúmina, pero no para los tamices moleculares.

## Ejercicios

---

La capacidad útil del desecante,  $x$ , generalmente menos que la capacidad dinámica,  $X_s$ , está dada por la ECUACIÓN (e):

$$x = x_s - C^* x_s \left( \frac{hz}{ht} \right) \quad (e)$$

$$X_s = 16$$

**Corrección por temperatura = 0.9**

Donde:

$x$  = capacidad útil del desecante,  $\frac{\text{lb H}_2\text{O}}{100 \text{ lb desecante}}$

$x_s$  = capacidad dinámica del desecante,  $\frac{\text{lb H}_2\text{O}}{100 \text{ lb desecante}}$

$C^*$  = constante en función de la longitud de la zona

De pruebas grandes,  $C^*$ , se ha obtenido la variación en un rango de 0.40-0.52, y por lo general se unas  $C^* = 0.45$  para fines de diseño.

$$x_s = (16)(0.9)$$

$$x_s = 14.4 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{100 \text{ lb desecante}}$$

$$x = 14.4 - (0.45)(14.4) \left( \frac{7.097}{15} \right)$$

$$x = 11.33 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{100 \text{ lb desecante}}$$

La longitud mínima de la capa del desecante requerido puede escribirse como:

$$(h_t)_{\min} = \frac{127.32 W_c}{X \rho_d D^2} \quad (f)$$

## Ejercicios

---

Se hace notar que  $(h_t)_{min}$  es la distancia que existe entre la entrada al frente de la zona de agua. Entonces, si  $(h_t)_{min}$  es menor que la longitud total de la capa, significa que no toda la capa está siendo usada.

$$(h_t)_{min} = \frac{127.32 (406.6)}{(11.33)(9)(45)}$$

$$(h_t)_{min} = 11.28 \text{ ft}$$

El tiempo de paso para la zona de agua formada,  $t_b$  en horas, puede estimarse con la ECUACIÓN (g):

$$t_b = \frac{0.01 X \rho_d h_t}{q_w} \quad (g)$$

$$t_b = \frac{0.01 (11.34)(45)(15)}{7.198}$$

$$t_b = 10.63 \text{ horas}$$

Dado que el tiempo de paso es de 10.63 horas, mayor que el tiempo de cada ciclo de 8 horas, la zona de agua no llegará a la salida y se producirá gas seco. El diseño tiene un factor de seguridad para futuros desgastes del desecante.

### BIBLIOGRAFÍA

8. Abdel-Aal, H., & Aggour, M. (2003). *Petroleum and Gas Field Processing*.
9. Ahmed, T. H. (2007). *Equations of States and PVT Analysis. Applications for Improved Reservoir Modeling*. Huston, Texas: Gulf Publishing Company.
10. Ahmed, T. (1989). *Hydrocarbon Phase Behavior*. Housto, Texas: Gulf Publishing Company.
11. Aranda Suarez, E. O., Ávila Rodríguez, I., & Labra Espinosa, J. (2012). *Metodología para el Análisis y Optimización del Sistema de Producción Petrolera*. (Tesis de Licenciatura) Ciudad Universitaria, D.F.
12. Arnold, K. (1999). *Desing of Gas-Handling Systems and Facilities*.
13. Beggs, D. (1991). *Production Optimization Using Nodal Analysis*. Tulsa, Oklahoma: OGCI, Inc.
14. Beggs, H. (1984). *Gas Production Operations*. Hustos, Texas: Gulf Publishing Company.
15. Bullón, O. (2009). *Automatización Industrial*. (Tesis de Licenciatura) IPN. México D.F.
16. Burcik, E. J. (1979). *Properties of Petroleum Reservoir Fluids*. Bostos.
17. Campbell, J. M. (1992). *Gas Conditioning and Processing. Vol I: The Basic Principles*. Norman, Oklahoma: Campbell Petroleum Series.
18. Campos, O. A. (2008). *Informe Técnico. Prgrama de Cómputo para Dimensional Medidores de Flujo por Presión Diferencial en Líquidos*. (Tesis de Licenciatura) IPN. México D.F.
19. Carroll, J. J. (2003). *Natural Gas Hydrates*. Gulf Professional Publishing.
20. Crabtree, M. A. (2009). *Industrial Flow Measurement*. The University of Huddersfield.
21. Cuautli, M. E. (2005). *Propiedades de los Fluidos Petroleros y Aplicaciones*. UNAM, D.F.
22. Domínguez, G. C. (2012). *Foro de Medición de Hidricarburos. La Medición de Hidrocarburos en México*. Villahermosa. Tabasco.
23. Economides, M. J., Hill, A. D., & Ehlig-Economides, C. (1994). *Petroleum Production Systems*. New Jersey: Prentice Hall PTR.

## Bibliografía

---

24. Garaicochea, F., & Bashbush, J. L. *Apuntes de Comportamiento de los Yacimientos*. Facultad de Ingeniería, UNAM.
25. Germanier, M. L., & López, M. (2006). *XVII Congreso de Gas. Tecnologías para la Medición en Transferencia de Custodia*. Caracas, Venezuela.
26. Gómez, J. Á. (1984). *Apuntes de Clase "Manejo de la Producción en la Superficie"*. Facultad de Ingeniería, UNAM.
27. González, S., & De la Garza, N. (1988). *Apuntes de Físico-Química y Termodinámica de los Hidrocarburos*. Facultad de Ingeniería, UNAM.
28. GPSA. (2004). *Engineering Data Book. Vol I, II. Section 1-26*. Tulsa, Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association.
29. Guo, B., & Ghalambor, A. (2005). *Natural Gas Engineering. Handbook*. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
30. Heriot-Watt. (2008). *Reservoir Engineering Notes*. Institute of Petroleum Engineering. Heriot-Watt University.
31. Ikoku, C. U. (1992). *Natural Gas Production Engineering*. Malabor, Florida: Krieger Publishing Company.
32. Jahn, F., Cook, M., & Graham, M. (1998). *Hydrocarbon, Exploration and Production*. Elsevier.
33. Kidnay, A., & Parrish, W. (2006). *Fundamentals of Natural Gas Processing*. Taylor & Francis Group.
34. Kohl, A., & Nielsen, R. (1997). *Gas Purification*. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
35. Kumar, S. (1987). *Gas Production Engineering Vol.4*. Huston, Texas: Gulf Publishing Company.
36. LaNasa, P. J. (2002). *Fluid Flow Measurement. A Practical Guide to Accurate Flow Measurement*. Gulf Professional Publishing.
37. Lee, J., & Wattenbarger, R. A. (1996). *Gas Reservoir Engineering Vol. 5*. Richarson, Texas: Society of Petroleum Engineering.
38. Manning, F. S., & Thompson, R. E. (1991). *Oilfield Processing of Petroleum Vol 1: Natural Gas*. Tulsa, Oklahoma: PennWell Books.

## Bibliografía

---

39. McCain, W. J. (1990). *The Properties of Petroleum Fluids*. Tulsa, Oklahoma: Pennwell Publishing Company.
40. Mokhatab, S., Poe, W., & Speight, J. (2006). *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. Gulf Professional Publishing.
41. Mora N, C., & Gavira J, C. O. (2009). *Procesos de Tratamiento del Gas Natural*. (Tesis de Licenciatura) Ciudad Universitaria, D.F.
42. Mota, G. (2008). *Metodología para la Selección de Medidores de Flujo*. (Tesis de Licenciatura) IPN. México D.F.
43. *Recopilación Técnica. Ingeniería de Yacimientos*. Halliburton.
44. Rojas, G. (2003). *Ingeniería de Yacimientos de Gas Condensado*.
45. Smith, H. (1987). *Petroleum Engineers HandBook. Cap. 12. Oil and Gas Separators*. Society of Petroleum Engineers.
46. Speight, J. G. (2007). *Natural Gas: A Basic HandBook*. Huston, Texas: Gulf Publishing Company.
47. Stewart, M., & Arnold, K. (2011). *Gas Sweetening and Processing Field Manuak*. Gulf Professional Publishing.
48. Szilas, A. (1986). *Production and Transport of Oil and Gas*. ELSERVIER.
49. Tiab, D. (2000). *Gas Reservoir Engineering*. Norman, Oklahoma.
50. *Un Siglo de la Perforación en México. Tomo I*.
51. Villalobos, Á. (2011). *Instalaciones Superficiales de Producción (Fundamentos). Manual Práctico*. México, D.F: IPN.
52. Villavicencio, E. G. (2012). *Recolección, transporte y distribución del gas natural y el crudo. Tomo IV*. Santa Cruz, Bolivia: U Virtual.