



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

**FACULTAD DE INGENIERÍA**

**Generalidades sobre la  
rectificación y compresión  
del gas natural**

**TESIS**

Que para obtener el título de  
**Ingeniero Petrolero**

**P R E S E N T A**

**RICARDO ALEJANDRO FLORES TERRONES**

**DIRECTOR DE TESIS**

**ING. OSWALDO DAVID LÓPEZ HERNÁNDEZ**



**Ciudad Universitaria, Cd. Mx., 2017**

# Agradecimientos

A la vida, por brindarme la experiencia, paciencia, conocimientos y sabiduría necesaria para poder concluir este proyecto.

A mis padres, María Guadalupe Terrones de Santiago y Juan Flores Gutiérrez, por haberme transmitido sus conocimientos, así como su ética y valores que hoy forman parte de mí. Por demostrarme que a base de trabajo duro y constante se pueden cumplir los sueños. Son los pilares de mi vida.

A mis hermanos, Leticia, Nayely, Itzel y Marcos, por siempre estar disponibles sin importar la circunstancia y brindarme protección, forman un eslabón elemental en mi crecimiento personal y profesional. Han sido un gran ejemplo.

A mi sobrina Paula y al próximo bebe, por enseñarme que no hay límites y alegrar el día de toda la familia.

A UNAM y a la Facultad de Ingeniería, por aportarme de una manera desinteresada estudios para ser una mejor persona y crear un cambio en México.

A mi asesor de tesis, el Ingeniero Oswaldo David López Hernández, por tenerme paciencia y tolerancia a lo largo de este proyecto. Gracias por su tiempo y dedicación.

A mis amigos de la facultad, por haber convivido conmigo durante toda la carrera, la cual nos brindo y brindara aventuras inolvidables.

A mis perritos, Milán, Matilda y Tomas, por cuidarme y hacerme compañía durante mis tareas y trabajos a lo largo de toda la carrera.

<b>Índice</b> . . . . .	<b>I</b>
<b>Lista de figuras</b> . . . . .	<b>III</b>
<b>Lista de tablas</b> . . . . .	<b>VI</b>
<b>Resumen</b> . . . . .	<b>1</b>
<b>Abstract</b> . . . . .	<b>2</b>
<b>Introducción</b> . . . . .	<b>3</b>
<b>1 Conceptos básicos del gas natural</b> . . . . .	<b>5</b>
1.1 Gas natural . . . . .	8
1.2 Clasificación del gas natural . . . . .	9
1.3 Yacimientos petroleros . . . . .	11
<b>2 Gas natural en México y en el mundo</b> . . . . .	<b>23</b>
2.1 Mercado actual del gas natural en México . . . . .	25
2.1.1 Demanda nacional de combustibles . . . . .	25
2.1.2 Demanda de gas natural por sector . . . . .	26
2.1.3 Reservas . . . . .	27
2.1.4 Producción de gas natural . . . . .	27
2.1.5 Infraestructura . . . . .	28
2.1.6 Precio del gas natural . . . . .	29
2.2 Panorama internacional del gas natural . . . . .	29
2.2.1 Consumo mundial de gas natural . . . . .	30
2.2.2 Producción de gas natural . . . . .	31
2.2.3 Reservas probadas de gas natural . . . . .	33
<b>3 Composición y propiedades del gas natural</b> . . . . .	<b>35</b>
3.1 Composición . . . . .	35
3.2 Comportamiento . . . . .	36
3.3 Propiedades de los gases reales . . . . .	37
3.3.1 Peso molecular aparente de una mezcla de gases . . . . .	38
3.3.2 Densidad relativa de un gas . . . . .	38
3.3.3 Densidad del gas . . . . .	39
3.3.4 Moles y fracción mol . . . . .	39
3.3.5 Propiedades pseudocríticas . . . . .	40
3.3.6 Factor de desviación Z . . . . .	43
3.3.7 Viscosidad del gas . . . . .	45
3.3.8 Factor de volumen del gas de formación . . . . .	46
3.3.9 Compresibilidad del gas natural . . . . .	47
3.3.10 Pseudopresión real del gas natural . . . . .	49
3.3.11 Presión normalizada de gases reales . . . . .	50
<b>4 Ecuación de estado y equilibrio de fase</b> . . . . .	<b>51</b>
4.1 Relación de equilibrio . . . . .	51
4.2 Calculo flash . . . . .	55
4.3 Relaciones de equilibrio para soluciones reales . . . . .	57
4.3.1 Correlación de Wilson . . . . .	57

4.3.2	Correlación de Standing . . . . .	58
4.4	Relaciones de equilibrio para la fracción plus . . . . .	61
4.4.1	Método de Winn . . . . .	62
4.4.2	Método de Katz . . . . .	63
4.5	Valores de K para lo componentes no hidrocarburos . . . . .	63
4.6	Método de presión de convergencia . . . . .	64
4.6.1	Método de Standing . . . . .	66
4.6.2	Método de Rzasa . . . . .	66
4.6.3	Correlación de Whitson y Torp . . . . .	67
4.7	Factor acéntrico . . . . .	68
4.8	Calculo de variables criticas . . . . .	68
4.8.1	Correlación de Watansiri, Owens y Starling . . . . .	68
4.8.2	Correlación de Standing para la fracción heptano plus . . . . .	69
4.8.3	Correlación de Rowe . . . . .	69
<b>5</b>	<b>Separación gas-líquido . . . . .</b>	<b>73</b>
5.1	Equipos de separación gas-líquido . . . . .	75
5.2	Secciones internas de un separados gas-líquido . . . . .	77
5.3	Tipos de separadores . . . . .	80
5.3.1	Separador vertical . . . . .	80
5.3.2	Separador horizontal . . . . .	82
5.3.3	Separador esférico . . . . .	84
5.3.4	Separadores trifásicos . . . . .	85
5.4	Etapas de separación . . . . .	86
5.5	Rectificación del gas natural . . . . .	90
5.5.1	Rectificadores de gas . . . . .	90
5.5.2	Scrubbers ó depuradores . . . . .	92
5.5.3	Slug catcher . . . . .	93
5.5.4	Separador supersónico . . . . .	95
<b>6</b>	<b>Compresión de gas . . . . .</b>	<b>97</b>
6.1	Clasificación y tipo de compresores . . . . .	97
6.1.1	Desplazamiento positivo . . . . .	100
6.1.2	Dinámicos . . . . .	107
6.2	Proceso de compresión . . . . .	112
6.3	Diseño de compresión . . . . .	115
6.3.1	Compresor recíprocante . . . . .	115
6.3.2	Compresor centrífugo . . . . .	118
	<b>Conclusiones . . . . .</b>	<b>125</b>
	<b>Referencias . . . . .</b>	<b>126</b>



# Lista de figuras

1.1	<b>Ventana de generación de hidrocarburos</b>	7
	(McCarthy et al., 2011)	
1.2	<b>Sistemas petroleros</b>	8
	(McCarthy et al., 2011)	
1.3	<b>Diagrama de fases para un sistema multicomponente</b>	12
	(Ahmed, 2007)	
1.4	<b>Diagrama de fases de un yacimiento de gas seco</b>	15
	(McCain, 1990)	
1.5	<b>Diagrama de fases de un yacimiento de gas húmedo</b>	17
	(McCain, 1990)	
1.6	<b>Diagrama de fases de un yacimiento de gas retrogrado</b>	19
	(McCain, 1990)	
1.7	<b>Diagrama de fases de un yacimiento de aceite volátil</b>	21
	(McCain, 1990)	
1.8	<b>Diagrama de fases de un yacimineto de aceite negro</b>	22
	(McCain, 1990)	
2.1	<b>Demanda nacional de gas natural, 2015</b>	26
	(Alexandri et. al., 2016)	
2.2	<b>Demanda de gas natural por sector, 2015</b>	26
	(Alexandri et. al., 2016)	
2.3	<b>Reservas remanentes totales de gas natural por categoría MMMpc</b>	27
	(Alexandri et. al., 2016)	
2.4	<b>Producción nacional de gas natural</b>	28
	(Comisión Nacional de Hidrocarburos, 2015)	
2.5	<b>Infraestructura de gasoductos en México, 2015</b>	28
	(CENEGAS, 2015)	
2.6	<b>Precio de referencia y venta de primera mano (USDS/MMBTU), 2015</b>	29
	(CRE, 2015)	
2.7	<b>Consumo mundial de gas natural, 2015</b>	31
	(BP Statistical Review of World Energy, Junio 2016)	
2.8	<b>Producción de gas natural en MMpcd, 2015</b>	33
	(BP Statistical Review of World Energy, Junio 2015)	
3.1	<b>Propiedades Pseudocriticas de los Gases Naturales</b>	42
	(GPSA Engineering Data Book, 1987)	
3.2	<b>Comportamiento del factor de compresibilidad z a diferentes presiones.</b>	44
	(GPSA, Engineering Date Book, 1987)	
3.3	<b>Viscosidad del gas natural</b>	46
	(GPSA, Engineering Date Book, 1987)	
3.4	<b><math>B_g</math>, en función de la presión del yacimiento a temperatura constante.</b>	47
	(GPSA Engineering Data Book, 1987)	
3.5	<b><math>C_g</math>, en función de la presión del yacimiento a temperatura constante.</b>	49
	(GPSA Engineering Data Book, 1987)	
4.1	<b>Presión de vapor de los hidrocarburos</b>	53
	(GPSA Engineering Data Book, 1987)	
4.2	<b>Coefficiente de volatilidad</b>	63
	(Ahmed, 2007)	
4.3	<b>Relaciones de equilibrio vs. presión</b>	65
	(GPSA Engineering Data Book, 1987)	
4.4	<b>Presión de convergencia de Rzasa et al.</b>	67
	(Ahmed, 2007)	

<b>5.1 Diagrama de equilibrio de fase de un sistema de producción típico</b>	75
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.2 Ejemplos de deflectores de separación primaria</b>	77
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.3 Deflector centrífugos de entrada en tres vistas</b>	78
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.4 Desviador tipo codo</b>	78
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.5 Extractores de niebla</b>	79
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.6 Secciones internas de un separador gas-liquido</b>	80
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.7 Clasificación de separadores</b>	81
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.8 Separador vertical</b>	82
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.9 Separador horizontal simple barril</b>	83
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.10 Separador horizontal doble barril</b>	84
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.11 Separador Esférico</b>	85
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.12 Separador Trifásico</b>	86
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.13 Separación en etapas</b>	87
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.14 Incremento en la recuperación de líquido vs. número de etapas</b>	88
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.15 Rectificador de gas</b>	91
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.16 Elementos del tubo de filtración</b>	92
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	
<b>5.17 Secciones del scrubber</b>	92
(Morillo et al., 2016) . . . . .	
<b>5.18 Mal funcionamiento del scrubber</b>	93
(Austrheim, 2006) . . . . .	
<b>5.19 Slug catcher</b>	95
(Journal of Petroleum Technology, 2012) . . . . .	
<b>5.20 Separador supersónico: (a) Twister I, (b) Twister II, (c) 3-S</b>	96
(Wen et al., 2012) . . . . .	
<b>6.1 Clasificación de compresores</b>	99
(Taylor, 2006) . . . . .	
<b>6.2 Compresor de paletas deslizantes</b>	101
(Manning y Thompson, 1991) . . . . .	
<b>6.3 Compresor de lóbulo recto de dos impulsores</b>	102
(Manning y Thompson, 1991) . . . . .	
<b>6.4 Compresor de anillo líquido</b>	103
[Imagen de compresor de anillo líquido]. Recuperado de <a href="http://www.gdnash.com/liquid_ring_compressors/">http://www.gdnash.com/liquid_ring_compressors/</a> .	

<b>6.5 Compresor de tornillo</b>	
[Imagen de compresor de anillo tornillo]. Recuperado de <a href="http://http://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn201.html">http://http://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn201.html</a> . . . . .	103
<b>6.6 Componentes del compresor recíprocante</b>	
(Ikkoku, 1992) . . . . .	104
<b>6.7 Compresor recíprocante de simple acción</b>	
(Gomez, 2005) . . . . .	104
<b>6.8 Compresor recíprocante de doble acción</b>	
(Gomez, 2005) . . . . .	105
<b>6.9 Ciclo ideal de un compresor recíprocante</b>	
(Gomez, 2005) . . . . .	105
<b>6.10 Ciclo real de un compresor recíprocante</b>	
(Gomez, 2005) . . . . .	106
<b>6.11 Posición del pistón durante compresión recíprocante</b>	
(Ikkoku, 1992) . . . . .	106
<b>6.12 Compresor centrífugo típico de una sola etapa</b>	
(Beggs, 1984) . . . . .	108
<b>6.13 Compresor centrífugo multietapa</b>	
[Imagen de compresor centrífugo multietapa]. Recuperado de <a href="http://tecnologia-compresores.blogspot.mx/2010/04/compresor-centrifugo.html">http://tecnologia-compresores.blogspot.mx/2010/04/compresor-centrifugo.html</a> . . . . .	108
<b>6.14 Compresor axial (rotor y estator)</b>	
[Imagen de compresor axial (rotor y estator)]. Recuperado de <a href="http://turbomaquinastermicasct3412.blogspot.mx/p/compresores-axiales.html">http://turbomaquinastermicasct3412.blogspot.mx/p/compresores-axiales.html</a> . . . . .	110
<b>6.15 Rotor de compresor flujo axial</b>	
[Imagen de compresor axial (rotor y estator)]. Recuperado de <a href="http://termodinamicaymtg.blogspot.mx/2013/06/compresores-de-flujo-axial-axial-flow.html">http://termodinamicaymtg.blogspot.mx/2013/06/compresores-de-flujo-axial-axial-flow.html</a> . . . . .	111
<b>6.16 Gráfica PM vs. k</b>	
(GPSA, 2008) . . . . .	114
<b>6.17 Velocidad de compresor centrífugo</b>	
(Kumar, 1987) . . . . .	121
<b>6.18 Velocidad de Compresor Centrifugo</b>	
(Kumar, 1987) . . . . .	122
<b>6.19 Eficiencia de compresión politrópica</b>	
(Kumar, 1987) . . . . .	124

<b>1.1 Ventana de generación de hidrocarburos</b>	
(McCarthy et al., 2011) . . . . .	6
<b>1.2 Composición típica del gas natural</b>	
(Speight, 2007) . . . . .	9
<b>2.1 Reservas probadas de gas natural, 2015</b>	
(BP Statistical Review of World Energy, 2015) . . . . .	34
<b>3.1 Propiedades físicas de los gases a 14.7 lb/pg<sup>2</sup>abs y 60°F</b>	
(Ahmed, 2007) . . . . .	38
<b>4.1 Tabla valores Standing</b> . . . . .	59
<b>4.2 Valores de <math>a_i</math> y <math>b_i</math></b> . . . . .	61
<b>5.1 Guía de etapas de separación</b>	
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	88
<b>5.2 Efecto de la separación multietapa en los compresores</b>	
(Arnold y Stewart, 2008) . . . . .	89
<b>6.1 Valores <math>C_p</math> a diferentes temperaturas</b> . . . . .	114

## Resumen

El gas natural es un recurso energético proveniente de yacimientos petroleros, se puede encontrar disuelto en el aceite, en una capa de gas o como yacimiento de gas. Es considerado una fuente de energía limpia por su bajo grado de contaminación hacia el medio ambiente, siendo así una de las mejores alternativas al uso de derivados del petróleo. En México principalmente es ocupado para la generación de electricidad y en menor proporción en el sector industrial, petrolero, residencial, autotransporte y servicios. Es de gran relevancia por su alto poder calorífico, diversificación de uso, bajo precio, abundancia, facilidad de transporte y capacidad de cambiar de fase al variar la presión.

Una vez que la mezcla de hidrocarburos proveniente del yacimiento llega a superficie, se hace pasar por equipos llamados separadores, que ocasionan caídas de presión en la mezcla separándola en gas, aceite y agua. Los separadores y las etapas de separación dependen de las características de la mezcla, con el propósito de recuperar el mayor volumen de líquido y gas. El cálculo flash es empleado para determinar la composición de la mezcla cada vez que sufre una caída de presión, diversos factores intervienen en su cálculo como la presión y temperatura inicial, fracción de líquido y gas, entre otros. Una vez que los hidrocarburos son separados, el gas que sale aun contiene líquido el cual debe ser removido por equipos especiales como son los rectificadores, depuradores o scrubbers, slug catcher y separadores supersónicos, que mejorarán la calidad del gas evitando daños al equipo de compresión y reducirán los costos de deshidratación y endulzamiento.

La compresión de gas consiste en llevar de una baja presión a una alta presión el gas para que pueda ser transportado, distribuido, inyectado o almacenado en el subsuelo. Los compresores se pueden clasificar por su mecanismo de acción o uso operacional. Para determinar que compresor se ocupara, se deben de analizar principalmente la potencia requerida y la relación de compresión. En general los compresores más usados en la industria petrolera son el reciprocante y centrifugo por su alta eficiencia y características de compresión.

## Abstract

Natural gas is an energy resource from oil fields, it can be found dissolved in oil, in a layer of gas or in gas fields. It is considered a source of clean energy because of its low degree of contamination towards the environment, being one of the best alternatives to the use of petroleum derivatives. In Mexico it is mainly occupied for the generation of electricity and in less proportion in the industrial, petroleum, residential, autotransport and services sectors. It has a great relevance because of its high calorific value, diversification of use, low price, abundance, ease of transport and ability to change phases by varying the pressure.

Once the hydrocarbon mixture from the reservoir reaches the surface, it is passed through a equipment called separators, which cause pressure drops in the mixture separating it into gas, oil and water. The separators and separation stages depend on the characteristics of the mixture, in order to recover the greater volume of liquid and gas. The flash calculation is used to determine the composition of the mixture whenever it undergoes a pressure drop, several factors intervene in its calculation as the initial pressure and temperature, liquid and gas fraction, among others. Once the hydrocarbons are separated, the leaving gas still contains liquid which must be removed by special equipment such as rectifiers, scrubbers, slug catcher and supersonic separators, which will improve the quality of the gas avoiding damage to the compression equipment and reduce the costs of dehydration and sweetening.

Gas compression consists of bringing the gas from a low pressure to a high pressure so that it can be transported, distributed, injected or stored underground. Compressors can be classified by their mechanism of action or operational use. To determine which compressor to deal with, the required power and the compression ratio must be analyzed. In general the compressors most used in the oil industry are reciprocating and centrifugal because of their high efficiency and compression characteristics.

# Introducción

La creciente declinación de la producción de aceite en los yacimientos petroleros y el aumento en la demanda de energía a nivel mundial deriva en el uso de otras fuentes de energía como el gas natural, el cual es un combustible fósil ocupado en diversos sectores como el industrial y eléctrico, que en ocasiones es considerado como la principal alternativa de generación de energía.

La mezcla de hidrocarburos en fase gas que llega a superficie, ya sea gas asociado o no asociado, pasa por un proceso de separación gas líquido en separadores bifásicos o trifásicos. Debido a que el gas aun arrastra partículas pequeñas de líquido, se requiere equipos adicionales llamados rectificadores o depuradores que eliminen el mayor volumen posible de partículas de líquido antes de que el gas sea comprimido. Posteriormente el gas debe pasar por un proceso de deshidratación y endulzado para que pueda ser comercializado.

El proceso de compresión del gas natural permite su transporte de un punto a otro ya sea para tratamiento, consumo, bombeo neumático o reinyección a yacimiento. En la compresión de gas los parámetros más importantes a tomar en cuenta son: relación de compresión y potencia requerida.

## Objetivos

- Mostrar la importancia del gas natural en un contexto mundial y nacional.
- Identificar los equipos que se emplean durante la separación gas-líquido y cómo es que cambia la composición de la mezcla durante este proceso.
- Conocer los equipos de rectificación de gas y compresión que son usados en la industria petrolera.

## Alcance

- Documentar los equipos que se encargan de la rectificación y compresión de gas natural.
- Determinar la composición de la mezcla en los tanques aplicando los cálculos flash, con el fin de conocer la cantidad final obtenida de gas y líquido y realizar un análisis costo-beneficio.

- Describir los cálculos matemáticos para obtener la relación de compresión y potencia requerida de un compresor centrífugo y recíproco, siendo estos los más usados en la compresión de gas natural.

## **Contenido**

El capítulo uno trata conceptos básicas del gas natural, como su composición y clasificación, también los tipos de yacimientos en los cuales se puede encontrar gas.

En el capítulo dos aborda el panorama económico y social del gas natural a nivel mundial y nacional.

El capítulo tres plantea las propiedades, composición y comportamiento del gas natural.

En el capítulo cuatro se describe el procedimiento flash, para determinar la composición de la mezcla de hidrocarburos en cada etapa de separación.

El capítulo cinco señala los equipos utilizados para la separación gas-líquido y la rectificación de gas.

En el capítulo seis se muestran los cálculos para determinar la relación de compresión y potencia requerida de compresión del gas natural.



# 1. Conceptos básicos del gas natural

En este capítulo se hablara sobre la formación de los hidrocarburos en especial el gas natural, su definición, clasificación y que tipos de yacimientos petroleros donde se puede encontrar.

Diversas teorías se han propuesto a lo largo de la historia para comprender la generación de los hidrocarburos, entre las más aceptadas por los científicos son la orgánica e inorgánica. La inorgánica, plantea la formación de aceite y gas mediante procesos reproducibles en laboratorio. La orgánica, la más aceptada de todas las teorías, establece que los hidrocarburos se formaron por el depósito de materia orgánica en los océanos o lagos junto con sedimento que posteriormente se convertiría en roca sedimentaria por la acción de la compresión (Rodríguez, 1986).

A partir de la teoría orgánica, se establece que los hidrocarburos provienen de una roca generadora, con las siguientes características: roca de grano fino y gran contenido de materia orgánica. Esta roca al sufrir una variación en la presión y temperatura puede generar hidrocarburos. El potencial para la generación de hidrocarburos en la roca generadora se relaciona directamente con el volumen, riqueza orgánica y madurez térmica. El volumen esta en función del espesor y la extensión areal; la riqueza en contenido orgánico se refiere a la cantidad y tipo de materia orgánica contenida en la roca; la madurez térmica alude a al aumento de temperatura que sufre la roca (McCarthy et al., 2011).

Una vez ocurrido el deposito de sedimento rico en contenido orgánico, los procesos microbianos convierten parte de la materia orgánica en gas metano biogénico. A mayores profundidades de sepultamiento la temperatura se eleva de acuerdo al gradiente térmico de la cuenca. El aumento en la temperatura convierte gradualmente la materia orgánica en materia orgánica insoluble denominada kerógeno, que variara dependiendo de la composición inicial de la materia orgánica, ver **Tabla 1.1**. Los kerógenos Tipo I y II producen petróleo y gas, mientras que los kerógenos Tipo III producen principalmente hidrocarburos gaseosos. La alteración del kerógeno continúa conforme la profundidad y el calor aumenta, transformando el kerógeno en bitumen y petróleo. El incremento en la madurez provoca que los hidrocarburos inicialmente complejos experimenten un proceso de simplificación estructural, comenzando con petróleo, gas húmedo y al final gas seco (McCarthy et al., 2011).

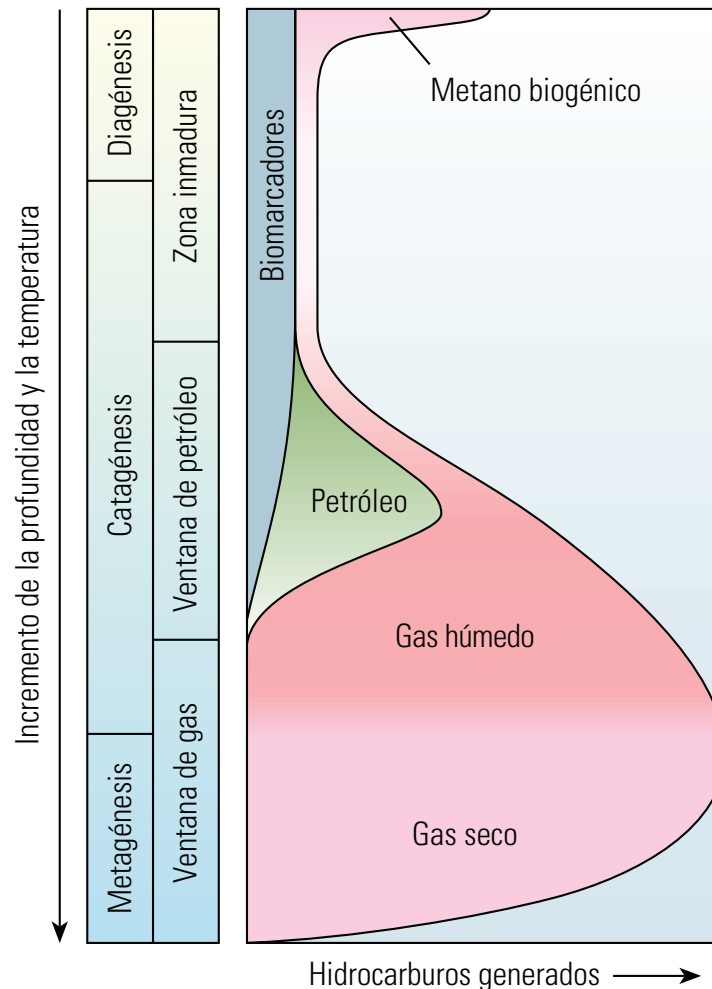
**Tabla 1.1. Ventana de generación de hidrocarburos**

(McCarthy et al., 2011)

<b>Tipo de kerógeno</b>	<b>Material fuente</b>	<b>Ambiente general de deposito</b>
I	Principalmente material algáceo	Lacustre
II	Principalmente material planctónico, con cierto aporte de material algáceo	Marino
III	Principalmente plantas superiores	Terrestre
IV	Material oxido re-elaborado	Variado

Existen diversos factores que influyen en la generación de hidrocarburos, los más importantes son: acción bacteriana, presión, temperatura y profundidad. En la **Figura 1.1** se muestra la generación de hidrocarburos en relación a la profundidad y temperatura, este proceso se divide en tres etapas. La primera de ellas es la diagénesis en la cual el sedimento y la materia orgánica sufren alternaciones a una temperatura aproximada de 50 °C. En la segunda etapa, catagénesis, en esta ocurre la generación de petróleo a una temperatura de 50°C a 150°C y también se encuentra la ventana de generación de petróleo. Por ultimo esta la metagénesis, en esta etapa se forma gas natural y gases no hidrocarburos como dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), nitrógeno (N<sub>2</sub>) y ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>), ocurre a una temperatura de 150°C a 200°C (Rodriguez, 1986).

Por lo general en profundidades de 3,000 ft se encuentra aceite pesado con muy poco gas natural. Conforme la profundidad aumenta, el aceite se vuelve ligero y coexiste con el gas. Los yacimientos más importantes de aceite a nivel mundial tienen una profundidad de 10,000 a 12,000 ft. A profundidades de 17,000 a 20,000 ft existe por lo general solo gas natural.



**Figura 1.1. Ventana de generación de hidrocarburos**

(McCarthy et al., 2011)

El sistema petrolero convencional lo conforman: roca generadora, roca almacén, trampa y sello. Lo acompañan dos procesos: generación y migración del petróleo. La secuencia cronológica entre la migración del petróleo, la formación del yacimiento, la trampa y el sello, es crucial (McCarthy et al., 2011). A continuación se definen los elementos del sistema petrolero.

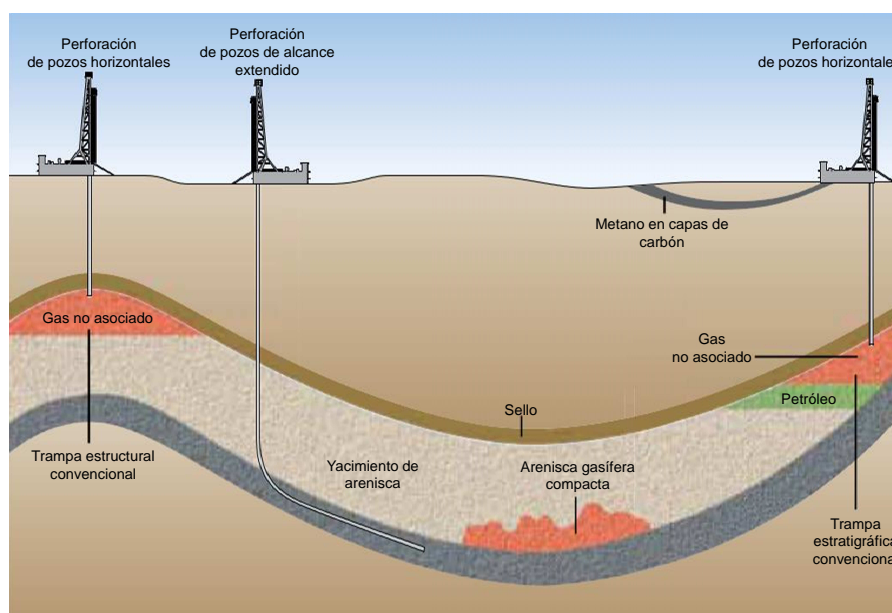
**Roca generadora:** la generación de hidrocarburos en esta roca debe contener al menos 1 % de materia orgánica para que pueda ocurrir la migración y se forme un yacimiento petrolero.

**Roca almacén:** es porosa y permeable para que los hidrocarburos puedan fluir, los poros deben tener un tamaño supercapilar.

**Roca sello:** es impermeable, evita que fluyan los hidrocarburos, los poros son de un tamaño subcapilar.

**Trampa:** es una estructura geológica o arreglo litológico que hace posible la acumulación y concentración de petróleo, manteniéndolo atrapado y sin posibilidad de escapar de los poros de una roca permeable.

Los sistemas no convencionales requieren como mínimo la roca generadora y suficiente sobrecarga para lograr la maduración asociada con la temperatura. El petróleo generado en este tipo de sistema es considerado autónomo, no migra, sino que permanece atrapado en los microporos y en las fracturas de la roca generadora de baja permeabilidad (McCarthy et al., 2011).



**Figura 1.2. Sistemas petroleros**

(McCarthy et al., 2011)

## 1.1. Gas natural

El gas natural se define como un combustible fósil en fase gaseosa que contiene una mezcla de gases hidrocarburos e impurezas. La composición típica del gas natural se muestra en la **Tabla 1.2**; como se puede apreciar el componente con mayor abundancia es el metano, seguido de los hidrocarburos más pesados. Los gases no hidrocarburos como el nitrógeno, ácido sulfhídrico, dióxido de carbono, oxígeno y vapor de agua causan corrosión, problemas durante la producción y su procesamiento, restan poder calorífico al gas natural y generan congelamiento, por lo tanto deben ser removidos mediante procesos de tratamiento de gas. Una vez removidas las impurezas, es transportado por ductos donde se lleva a su punto de venta. El gas natural es incoloro, inodoro y no tiene forma en su estado natural, se le agrega mercaptano para que tenga olor y pueda ser detectable si ocurre alguna fuga. El poder calorífico del gas natural varía dependiendo las impurezas que tenga, está en un rango de 700 a 1,600 Btu/scf (Guo y Ghalambor, 2005).

El gas licuado de petróleo está compuesto principalmente por butano y propano, es licuado a bajas temperaturas y presiones moderadas. El gas se obtiene de gases de refinerías o después de un proceso de craqueo de petróleo crudo. A presión atmosférica, se convierte fácilmente en gas y se puede utilizar en la industria o en usos domésticos (Schlumberger Oilfield Glossary, 2017).

**Tabla 1.2. Composición típica del gas natural**

(Speight, 2007)

Gas	Composición	Rango
Metano	CH <sub>4</sub>	70-90 %
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0-20 %
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	
i-Butano	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	
n-Butano	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	
i-Pentano	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0-10 %
n-Pentano	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	
Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	
Heptano y más pesados	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	
Dióxido de carbono	CO <sub>2</sub>	0-8 %
Oxígeno	O <sub>2</sub>	0-.2 %
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	0-5 %
Sulfuro de hidrógeno, sulfuro de carbono	H <sub>2</sub> S	0-5 %
Gases raros: Argón, Helio, Neón, Xenón	A, He, Ne, Xe	trazas

El gas natural es considerado una fuente de energía limpia, segura y útil, porque emite menos gases contaminantes, genera más energía, daña menos al medio ambiente y tiene un menor precio que otros combustibles fósiles. El impacto hacia el medio ambiente es uno de los mayores beneficios que tiene el uso de gas natural, reduciendo las lluvias ácidas, adelgazamiento de la capa de ozono y generación de gases de efecto invernadero. Es una fuente de energía fácil de producir, procesar, transportar, almacenar y usar (Speight, 1992).

## 1.2. Clasificación del gas natural

El gas natural se puede clasificar en función de las siguientes características: geológica, ocurrencia en el subsuelo, relación gas-aceite, cantidad de gas natural líquido y composición.

### Geológica (Speight, 1992)

- Gas convencional: se encuentra en formaciones donde existe un sistema petrolero (roca generadora, almacén, sello y trampa).

- Gas no convencional: no cuentan con todos los elementos de un sistema petrolero, los hidrocarburos no migran de la roca generadora a la roca almacén. Por lo que se emplean otros métodos de extracción de hidrocarburos como: fracturamiento hidráulico, perforación horizontal y multilateral.

#### **Ocurrencia en el subsuelo** (Ikoku, 1992)

- Gas no asociado: se encuentra en yacimientos con grandes cantidades de metano, con diminutas cantidades de hidrocarburos pesados y con cantidades despreciables de aceite.
- Gas asociado o disuelto: a la capa de gas que se encuentra en contacto con el aceite se le llama gas asociado. El gas disuelto es aquel que se encuentra en solución con el aceite.
- Gas y condensado: contiene grandes cantidades de hidrocarburos líquidos, puede estar en fase gas en el yacimiento, pero cuando ocurre una caída de presión al ser producción se genera líquido (condensados).

#### **Relación gas-aceite** (Guo y Ghalambor, 2005)

- $RGA > 100,000$  scf/stb es considerado un pozo de gas.
- $RGA < 100,000$  scf/stb es considerado un pozo de condensado.
- $RGA < 5,000$  scf/stb se clasifica como un pozo de aceite.

#### **Cantidad de gas natural líquido**

- Gas pobre: contiene pocos hidrocarburos líquidos y es llamado también gas seco (Schlumberger oilfield glossary, 2017).
- Gas rico: tiene una gran proporción de gases en fase líquido, su punto de rocío y poder calorífico es alto (Speight, 1992).

#### **Composición** (Speight, 1992)

- Gas amargo: cuenta con grandes cantidades de sulfuro de hidrogeno.
- Gas dulce: en su composición existe muy poco o nada de sulfuro de hidrogeno.
- Gas residual: se le llama así cuando ya fue procesado (remoción de hidrocarburos pesados).

### 1.3. Yacimientos petroleros

Un yacimiento petrolero es una formación porosa y permeable, en la cual existen hidrocarburos. El gas natural se obtiene de yacimientos tanto de aceite como de gas. Para comprender el comportamiento de los yacimientos petroleros se definirán los siguientes términos.

**Propiedades físicas:** pueden ser intensivas o extensivas. Las propiedades intensivas son aquellas que no dependen de la cantidad de materia presente, como la densidad, factor de compresibilidad, temperatura, viscosidad, presión, etc. Las propiedades extensivas dependerán de la cantidad de materia presente, como el volumen y la masa. Una propiedad extensiva puede hacerse intensiva al expresarla por unidad de masa, en cuyo caso, se denomina propiedad específica, por ejemplo volumen específico, capacidad térmica específica, entre otras (McCain, 1990).

**Fase:** es cualquier parte homogénea de un sistema que es físicamente distinta y que se encuentra separada de las otras partes del sistema por fronteras definidas (McCain, 1990).

**Temperatura:** es una medida promedio de la energía cinética de las moléculas de un material. Al añadir calor al material, la energía cinética de las moléculas aumenta y como resultado la temperatura aumenta. El aumento de la energía cinética causa un incremento en el movimiento de las moléculas, que da como resultado que las moléculas se separen (McCain, 1990).

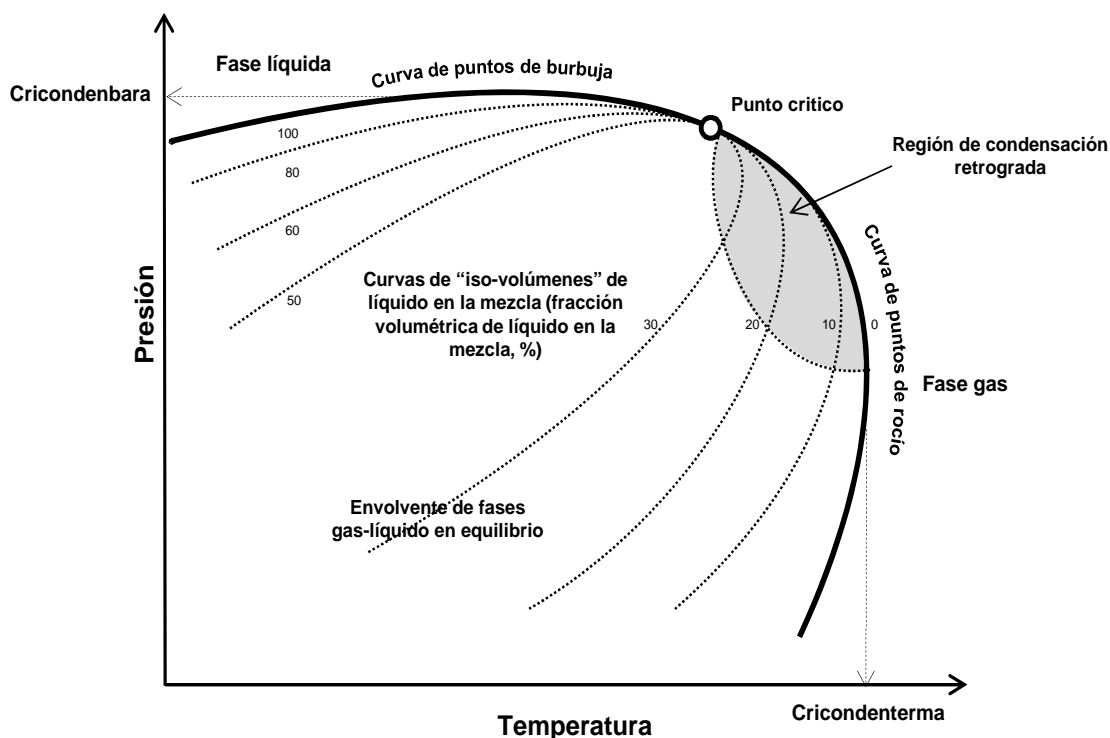
**Presión:** es un reflejo de la cantidad de veces que las moléculas de un gas golpean las paredes de su contenedor. Si las moléculas son forzadas a estar más cerca la presión aumenta (McCain, 1990).

**Fuerzas intermoleculares:** son las fuerza de atracción y repulsión entre moléculas. Estas fuerzas cambian dependiendo el cambio de la distancia entre las moléculas. La fuerza de atracción aumenta a medida que la distancia entre las moléculas disminuye, hasta que las moléculas quedan tan juntas que sus campos electrónicos se superponen. Cualquier otra disminución de la distancia entre las moléculas causará una fuerza de repulsión entre ellas. Esta fuerza de repulsión aumentará a medida que las moléculas son forzadas a estar

más cerca (McCain, 1990).

### Sistemas multicomponentes

Los yacimientos petroleros presentan un comportamiento de fases de sistemas multicomponentes dentro de un extenso rango de presiones y temperaturas. En la **Figura 1.3** se muestra un diagrama de fases de un sistema multicomponente “presión vs temperatura”.



**Figura 1.3. Diagrama de fases para un sistema multicomponente**

(Ahmed, 2007)

A continuación se definirán los elementos que componen el diagrama de fase (Ahmed, 2007):

**Punto de Burbuja:** condición de presión y temperatura en la cual el sistema multicomponente en fase líquida forma la primera burbuja de gas. Al lugar geométrico de los puntos de burbuja en un diagrama de fases se le conoce como curva o línea de puntos de burbuja o simplemente curva de burbujeo; separa la región de la fase líquida de la región de dos fases.

**Punto de rocío:** condición de presión y temperatura en que un sistema multicomponente en fase gas forma la primera gota de líquido. Al lugar geométrico de los puntos de rocío en un diagrama de fases se le conoce como curva o línea de puntos de rocío o simplemente curva de rocío; separa la región de la fase gas de la región de dos fases.



**Cricodenterma:** temperatura máxima en que pueden coexistir en equilibrio las fases líquido y gas de un sistema multicomponente. A la presión correspondiente a la cricodenterma se le conoce como presión cricodenterma.

**Cricodenbara:** presión máxima en que pueden coexistir en equilibrio las fases líquido y gas de un sistema multicomponente. A la temperatura correspondiente a la cricodenbara se le conoce como temperatura cricodenbara.

**Curvas de iso-volúmenes de líquido en la mezcla:** las curvas o líneas de iso-volúmenes de líquido en la región de dos fases indican las condiciones de presión y temperatura en que la fracción volumétrica de la fase líquida en la mezcla es la misma.

**Región de condensación retrógrada:** región de la envolvente de fases, comprendida entre la temperatura crítica y la cricodenterma, se caracteriza por la condensación de líquido en un proceso de expansión isotérmica; tal fenómeno es contrario a la vaporización que ocurre usualmente en este tipo de procesos.

**Punto crítico:** condición de presión y temperatura (denominadas presión y temperatura crítica, respectivamente) en la cual las propiedades intensivas de la fase líquido y gas son idénticas. Las curvas de burbujeo y de rocío convergen en el punto crítico. A diferencia de una sustancia pura, en los sistemas multicomponente la fase gas y líquido pueden coexistir en equilibrio a condiciones de presión y temperatura mayores a las del punto crítico.

**Envolvente de fases:** la región comprendida entre la curva de burbujeo y de rocío se conoce como envolvente de fases o región de dos fases e indica las condiciones de presión y temperatura en que coexisten en equilibrio las fases líquido y gas.

### **Clasificación de los yacimientos y sus fluidos**

La apropiada clasificación de un yacimiento requiere saber el comportamiento termodinámico de las fases presentes en el yacimiento y los mecanismos de fuerzas responsables de la producción. Existen diversas formas de clasificar los fluidos contenidos en los yacimientos petroleros. Generalmente se ocupa la clasificación por diagramas de fases y posición del punto crítico con respecto a las condiciones de presión y temperatura del yacimiento

(Ahmed, 2007). Para esta clasificación existen cinco tipos de yacimientos petroleros, cabe mencionar que en todos ellos se extrae gas natural.

Yacimientos de gas, ( $T_y > T_c$ ):

- Gas seco
- Gas húmedo
- Gas retrogrado

Yacimientos de aceite, ( $T_y < T_c$ ):

- Aceite volátil
- Aceite negro

donde:

$T_y$ = Temperatura de yacimiento

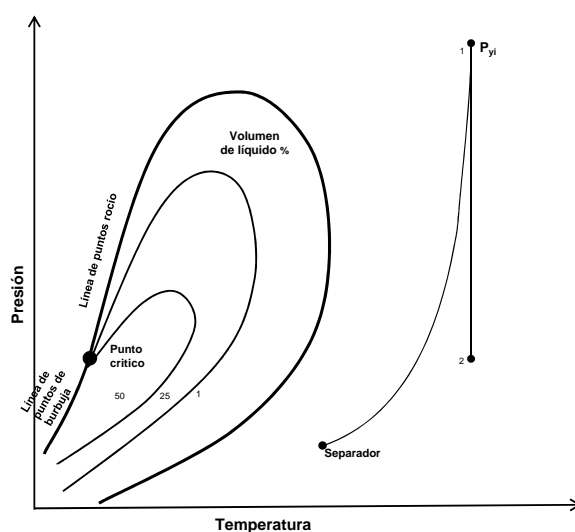
$T_c$ = Temperatura crítica

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

- I. Yacimientos bajo saturados: la presión inicial del yacimiento es mayor que la presión de burbuja del aceite.
- II. Yacimientos saturados: la presión inicial del yacimiento es igual a la presión de burbuja del aceite.
- III. Yacimientos saturados con casquete de gas: la presión inicial del yacimiento está por debajo de la presión de burbuja del aceite.

## Gas seco

- Siempre permanece en fase gas bajo cualquier condición de presión y temperatura, desde el yacimiento hasta la superficie. Por lo tanto, no exhibe punto de rocío en el yacimiento ni en la superficie.
- La temperatura del yacimiento es mayor que la cricondenterma.
- El punto crítico es cercano al del metano y la envolvente de fases es relativamente estrecha.
- Esta constituido principalmente por metano, etano en menor proporción y trazas de algunos componentes intermedios; asimismo, contiene gases no hidrocarburos como el  $N_2$ ,  $CO_2$  y  $H_2S$ .
- Su composición no cambia durante la explotación del yacimiento.
- El término “seco” hace referencia a que no contiene suficientes componentes orgánicos que formen la fase líquida en la superficie.
- Usualmente se condensa cierta cantidad de agua en la superficie debido al enfriamiento del gas.
- A un yacimiento de gas seco comúnmente se le llama yacimiento de gas.
- La relación gas-aceite es mayor a 100,000 scf/stb.

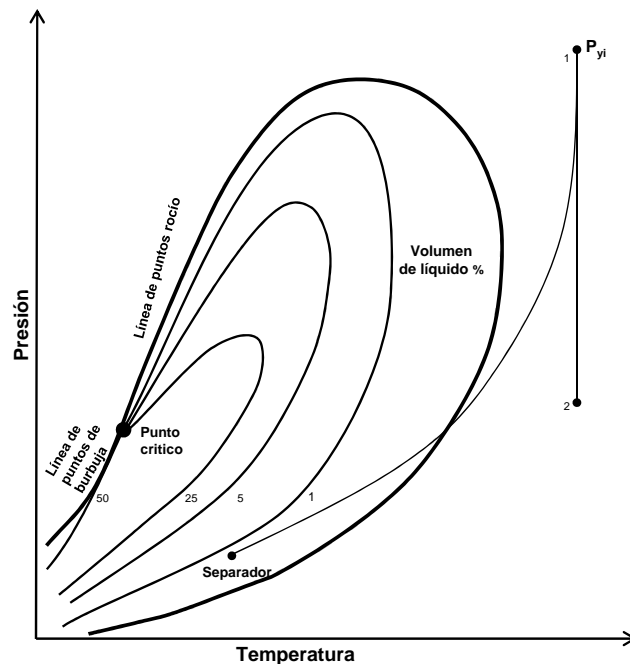


**Figura 1.4. Diagrama de fases de un yacimiento de gas seco**

(McCain, 1990)

## Gas húmedo

- La mezcla siempre permanece en fase gas en el yacimiento.
- En superficie se produce cierta cantidad de condensado debido a que las condiciones de separación caen dentro de la envolvente de fase (exhibe un punto de rocío).
- La temperatura del yacimiento es mayor que la cricondenterma.
- Está compuesto en su mayor proporción por metano; en menor proporción por componentes intermedios, así como por inorgánicos.
- La relación gas-aceite, así como la densidad del condensado permanecen constantes durante la vida productiva del yacimiento.
- El termino húmedo hace referencia no al contenido de agua, sino a la presencia de componentes orgánicos que forman una fase líquida en las condiciones de separación. Usualmente, también se condensa cierta cantidad de agua.
- La relación gas-aceite se encuentra entre 60,000 y 100,000 scf/stb.
- Su densidad en el tanque de almacenamiento se encuentra por arriba de 60°API.
- El líquido producido es de color blanco como el agua.
- Las condiciones del separador tanto de presión y temperatura se encuentran dentro de la región de dos fases.



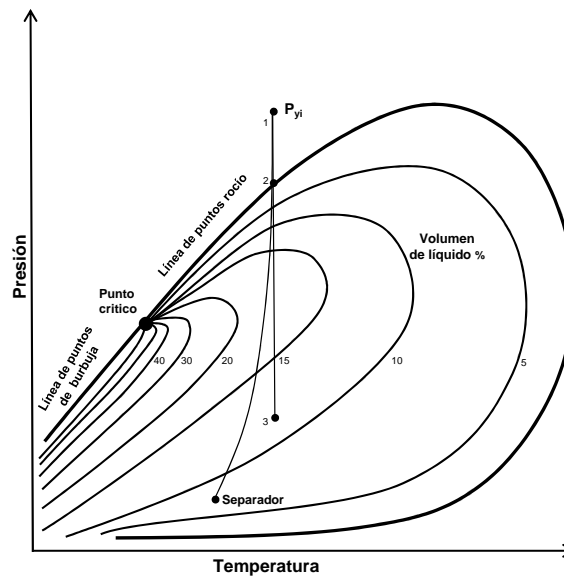
**Figura 1.5. Diagrama de fases de un yacimiento de gas húmedo**

(McCain, 1990)

## Gas retrogrado

- Se caracteriza por la formación de una fase líquida en un proceso de expansión isotérmico (condensación retrograda), una vez que la presión se reduce por debajo de la presión de rocío.
- La mezcla en el yacimiento se encuentra a una temperatura entre la temperatura crítica y la cricondenterma y permanece en fase gas a presiones mayores a la de rocío.
- Conforme la presión del yacimiento se reduce por debajo de la presión de rocío se presenta la condensación retrograda.
- Aunque la mezcla en el pozo este en fase gas en el trayecto a la superficie presentara condensación de líquido debido a la reducción de presión y temperatura.
- Si la temperatura del yacimiento esta próxima a la cricondenterma, entonces la mezcla exhibe un comportamiento similar al gas húmedo. Bajo estas condiciones, la RGA inicial es alta y la cantidad de condensados en el yacimiento es relativamente baja.
- La cantidad de condensables se incrementa si la temperatura del yacimiento esta próxima a la temperatura crítica; esto ocurre si la mezcla es rica en componentes intermedios.

- Los gases retrógrados se caracterizan por tener una fracción de  $C_{7+}$  menor a 12.5 % mol (aunque en casos excepcionales puede ser de hasta 15.5 % mol).
- El límite inferior para la RGA inicial es de aproximadamente 3,200 scf/stb; el límite superior no está definido, aunque puede alcanzar valores de hasta 150,000 scf/stb.
- Cuando la RGA inicial es mayor de 50,000 scf/stb, la cantidad de líquido retrogrado en el yacimiento es muy pequeña, por lo que para fines prácticos la mezcla puede considerarse como un gas húmedo.
- La RGA inicial se mantiene constante mientras la presión del yacimiento es mayor que la presión de rocío; posteriormente, se incrementa conforme avanza la explotación del yacimiento.
- Una RGA inicial de 3,200 a 5,000 scf/stb indica un alto contenido de componentes intermedios; bajo estas condiciones, el volumen de condensado en el yacimiento puede alcanzar hasta un 35 %. Aún siendo un contenido alto de líquido en el yacimiento, generalmente éste no puede ser producido.
- La densidad relativa del líquido recuperado en la superficie tiende a disminuir ( $^{\circ}$ API aumenta) conforme la presión del yacimiento se reduce por debajo de la presión de rocío; usualmente, es de entre 40 a 60  $^{\circ}$ API, algunos casos excepcionales pueden alcanzar valores de hasta 29 $^{\circ}$ API.
- El líquido en tanque por lo general es cristalino de color amarillo, naranja, café, verdoso o incoloro; entre más oscuro sea el condensado, mayor es su densidad relativa y generalmente está asociado a gases retrógrados con alto punto de rocío.
- El gas producido en la superficie es rico en componentes intermedios, así que es procesado para recuperar líquido.
- La condensación y pérdida de componentes ligeros en el yacimiento puede evitarse mediante el mantenimiento de la presión por encima de la presión de rocío; esto se logra generalmente con la re-inyección del gas recuperado en superficie, una vez que se le han separados los componentes condensables.
- La relación gas-aceite se encuentra entre 8,000 a 70,000 scf/stb.
- La densidad del condensado es de 50 $^{\circ}$ API.



**Figura 1.6. Diagrama de fases de un yacimiento de gas retrogrado**

(McCain, 1990)

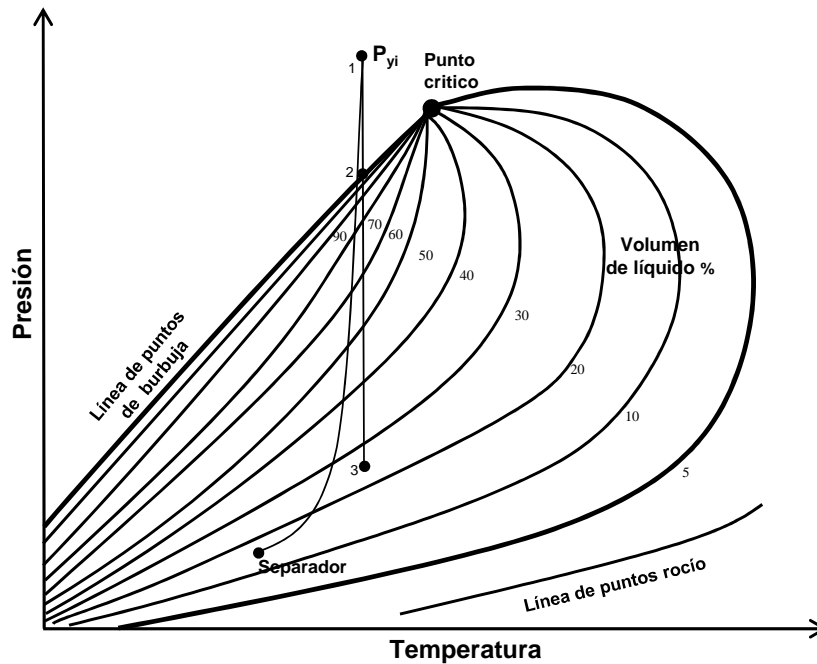
## Aceite volátil

- Las condiciones iniciales de presión y temperatura en el yacimiento están próximas al punto crítico (por lo que también se le denomine aceite cercano al punto crítico).
- La mezcla en el yacimiento se encuentra en fase líquida a presiones mayores que la presión de burbuja.
- Las líneas de iso-volumenes de líquido en la mezcla son estrechas y están más cargadas hacia la curva de puntos de burbuja.
- Las condiciones de separación en superficie se localizan dentro de la envolvente de fases y cruzan las curvas de iso-volumenes correspondientes a bajas fracciones volumétricas de líquido; esta característica da lugar a que se le denomine aceite de alto encogimiento.
- Presenta un equilibrio de fases precario cuando la presión del yacimiento alcanza la presión de burbuja. Pequeñas reducciones adicionales de presión generan cambios en la fracción volumétrica de líquido.
- La fracción volumétrica de líquido en el yacimiento puede reducirse de 100 a 50 % con una ligera reducción de presión.
- El volumen de líquido recuperado en superficie disminuye como consecuencia de la

liberación de gas en el yacimiento. Por esta razón se busca mantener la presión del yacimiento por arriba de la presión de burbujeo.

- En comparación con el aceite negro, su temperatura crítica es mucho menor, en tanto que la presión de burbuja a temperatura de yacimiento es relativamente mayor debido a que contiene mayor cantidad de componentes intermedios.
- En comparación con los gases retrógrados la temperatura crítica es mayor y la envolvente de fases relativamente más ancha al abarcar un mayor rango de temperaturas.
- Los gases liberados por los aceites volátiles son ricos en componentes intermedios, por lo que tienen un comportamiento de fases similar al de los gases retrógrados.
- Los aceites volátiles generalmente son producidos a través de varias etapas de separación en superficie.
- Tienen un RGA inicial de entre 1,750 y 3,200 scf/stb.
- Una vez que la presión del yacimiento se reduce por debajo de la presión de burbuja, la RGA de producción se incrementa conforme avanza la producción.
- Por lo general en este tipo de yacimientos los grados API son de 40° o más y la densidad relativa tiende a disminuir conforme declina la presión del yacimiento por debajo de la presión de burbuja, lo que ocasiona un aumento en los °API.
- El líquido en el tanque es usualmente café, naranja o en algunos casos verde.
- El factor de volumen del aceite generalmente es mayor de 2 ft<sup>3</sup>/ft<sup>3</sup>.
- La fracción de C<sub>7+</sub> se encuentra entre 12.5 y 20 %, aunque en casos excepcionales puede ser de 10 % mol.





**Figura 1.7. Diagrama de fases de un yacimiento de aceite volátil**

(McCain,1990)

## Aceite negro

- La temperatura crítica de la mezcla es mucho mayor que la temperatura del yacimiento.
- La presión de burbujeo a temperatura de yacimiento es relativamente baja.
- La mezcla en el yacimiento se encuentra en fase líquida si la presión del yacimiento es mayor que la presión de burbuja.
- La envolvente de fase es amplia y abarca un rango amplio de temperaturas.
- Las líneas de iso-volúmenes de líquido en la envolvente de fases tiende a estar equiespaciadas.
- Las condiciones de separación en superficie cruzan las líneas de iso-volúmenes de líquido correspondientes a valores relativamente altos, esta característica da lugar a que se le denomine aceite de bajo encogimiento.
- La proporción de componentes intermedios en un aceite negro es relativamente menor que en un aceite volátil. Por esta razón, una vez que se alcanza la presión de burbuja el volumen de aceite que se está vaporizando para una misma caída de presión es sustancialmente menor que en el caso de un aceite volátil.

- El gas que libera un aceite negro prácticamente se comporta como un gas seco, de esta manera, el gas liberado no condensa líquidos en su trayecto hacia la superficie.
- Usualmente contiene más de 20 % mol de  $C_{7+}$ .
- El factor de volumen es menor de  $2 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$ .
- El aceite en el tanque tiene una densidad relativa menor de  $45^\circ \text{API}$ .
- La RGA inicial generalmente es menor de  $1,720 \text{ scf/stb}$ .
- Una vez que la presión del yacimiento se reduce por debajo de la presión de burbuja, la RGA de producción disminuye hasta que el gas liberado alcanza la saturación crítica. Posteriormente, la RGA se incrementa conforme la presión del yacimiento continúa disminuyendo.

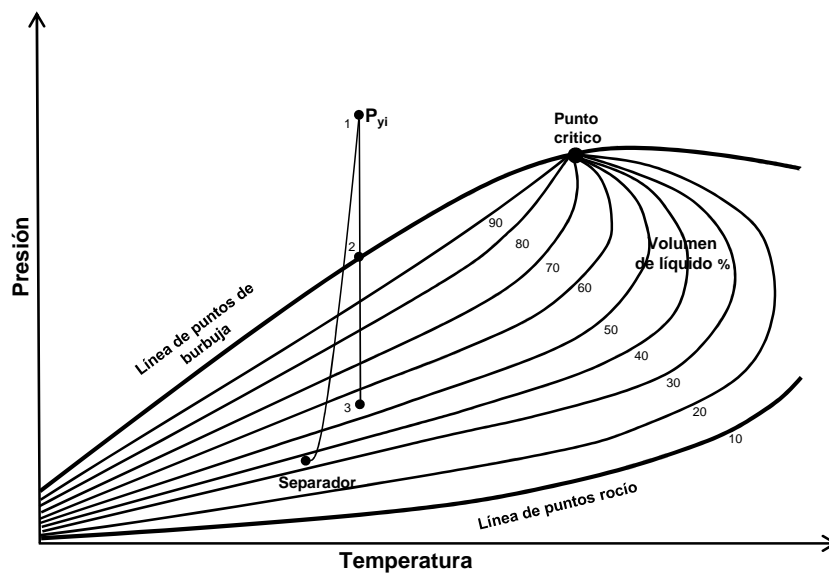


Figura 1.8. Diagrama de fases de un yacimiento de aceite negro

(McCain, 1990)

## 2. Gas natural en México y en el mundo

En este capítulo se mostrara el desarrollo histórico de gas natural en México desde los principios de su explotación hasta la actualidad y el panorama internacional del gas natural.

La historia del gas natural en México comenzó en 1945 con el descubrimiento del yacimiento Misión en la región norte del país, dando pie a la exploración de más yacimiento de gas natural.

En la década de los cuarentas, Pemex pasaba por problemas económicos graves, no contaba con la infraestructura necesaria para tener un óptimo aprovechamiento del gas natural. Las líneas de conducción tenían un diámetro reducido (12 pg) con una longitud menor a 100 km, lo que impedía su comercialización y solo permitía abastecer sus propias instalaciones.

Esta situación cambio en la década de los cincuentas y sesentas al aumentar la producción de gas natural. En 1952 se produjeron 256 MMpcd y en 1964 1,325 MMpcd. A finales de los sesenta Pemex contaba con líneas de conducción de 4,000 km y 24 pg de diámetro. Poco antes de 1970 se llevaron acaba actividades de exploración las cuales fueron exitosas y alentadoras para los próximos años.

En 1970 la producción de gas natural se elevo a 1,822 MMpcd. Durante el sexenio de Luis Echeverría (1970-1976) el país estaba pasaba por dificultades económicas, las cuales afectaban la industria petrolera, así que se plantearon dos metas: lograr la autosuficiencia y conservar la riqueza petrolera. Para lograr estas metas se intensifico la exploración, se emplearon algunas estrategias como: la recuperación secundaria, aumento de ductos para transporte y el mejoramiento de la refinación. Principalmente las actividades de exploración de gas natural se llevaron a cabo en la región norte del país. Se programaron perforaciones profundas en Reynosa y actividades prospectivas en Nuevo Laredo, Piedras Negras, así como en la zona sur (Tabasco y Chiapas). Pese a los esfuerzos exploratorios, las reservas de gas natural a fines de 1975 solo aumentaron un poco más de 4%. La certeza de abundantes recursos petroleros conocidos desde 1974, asociado al aumento del precio del petróleo de 1973 y 1974 fueron factores para reorganizar y favorecer la economía del país.

De (1972-1982) durante el sexenio de López Portillo se planteo que, la industria petrole-

ra fuera la punta angular del crecimiento económico en México. A mediados del sexenio, la nueva organización de Pemex mostro el Plan Sexenal de Pemex 1977-1982, el cual proponía incrementar en dos y media veces la producción de crudo, duplicar la capacidad de refinación, triplicar la capacidad productiva de la petroquímica básica y la producción de gas natural, originalmente este plan no contemplaba exportaciones de gas natural pero fue modificado meses después para poder exportar gas natural a Estados Unidos.

Durante el sexenio de Miguel de la Madrid (1982-1986) se desarrolló un plan para mejorar la producción de gas natural, mediante un mejor aprovechamiento de la producción, infraestructura, soluciones al venteo, mejoramiento en el uso de las instalaciones y la eliminación de las deficiencias operativas. Aun a pesar de estas intenciones, la producción de gas natural declino, disminuyo de 4,246.6 MMpcd en 1982 a 3,498.0 MMpcd en 1987. Esta disminución de producción se debió básicamente al abatimiento de la presión en los yacimientos de gas no asociado, al número insuficiente de nuevos campos de gas, a la disminución de la relación gas-aceite en los campos de gas asociado y finalmente a los altos volúmenes de gas enviados a la atmósfera.

De 1988 a 1994 se promovió aun mas el uso del gas natural debió a que es mas amigable con el medio ambiente. Esta iniciativa se quería llevar acabo sin afectar la producción de petróleo, invirtiendo en la exploración de yacimiento de gas sin recurrir a capital privado. La solución a la alta demanda y poca oferta que tenia México fue importar gas natural de Estados Unidos y en una menor cantidad de Canadá. Con la abundancia del gas natural gracias a las importaciones aumento su consumo significativamente. Los cambios no fueron tan notables ya que no se le brindaron las suficiente herramientas a Pemex para realizar reformas estructurales en la rama de gas natural.

De 1994-2004 las importaciones de gas aumentaron de 3.8% en 1994 a 19.5% en 2004 gracias a su mayor consumo. Al verse reducidas las reservas y la producción, el gobierno de Vicente Fox introdujo los contratos de Servicios Múltiples para así aumentar la eficiencia en la industria de los hidrocarburos. Estos contratos mejoraron la producción de gas natural por la llegada de empresas transnacionales que optimizaron los procesos de producción. El aumento en la producción se llevo acabo por el planteamiento de la Estrategia de Pemex Gas en junio de 2002. Donde se propuso la meta de producción de 6,800 MMpcd, la cual fue alcanza en 2006. También se continuo con el "Programa Estratégico de Gas"(PEG)

puesto en ejecución desde 1999 durante el gobierno de Zedillo. El consumo nacional de gas natural registró un crecimiento del orden de 77.6%.

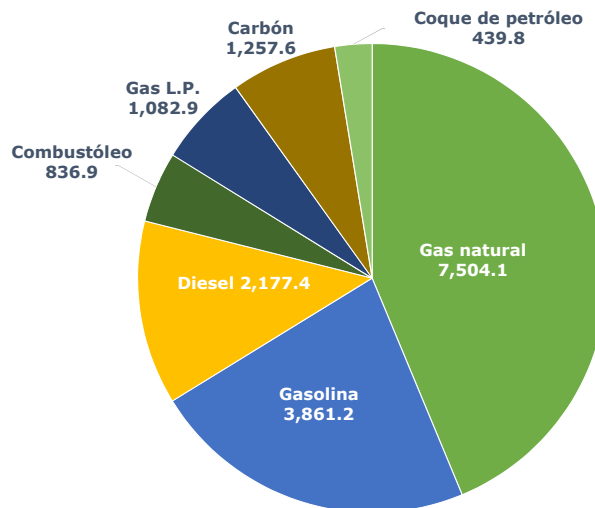
La producción de gas natural ha aumentado sustancialmente en los últimos 10 años. Durante este decenio cayó la producción de gas asociado, esta reducción fue ampliamente compensada por el incremento acumulado de la extracción en campos de gas no asociado. El éxito de la producción de gas no asociado se sustentó en el aumento de las reservas, las cuales aumentaron considerablemente. Los niveles actuales de producción no son sostenibles sin nuevos descubrimientos significativos en la región norte tanto en Burgos como en Veracruz y en las Cuencas del Sureste, así como el desarrollo oportuno de las reservas del litoral de Tabasco y del área marina de Coatzacoalcos. El principal logro de Pemex se encuentra en la producción de gas no asociado, el cual se duplicó en el último decenio. La quema masiva de gas ha disminuido de manera considerable por la mayor inyección de gas hacia los yacimientos y se espera que aumente en el futuro.

## **2.1. Mercado actual del gas natural en México**

El comportamiento del mercado del gas natural en México dependerá de los siguientes factores: demanda nacional, demanda por sector, reservas, producción, infraestructura, precio y comercio exterior. Las variables antes mencionadas se analizan a continuación.

### **2.1.1. Demanda nacional de combustibles**

Al cierre de 2015, la demanda total de combustibles fue de 17,115.0 millones de pies cúbicos diarios de gas natural equivalente MMpcdgne, de ésta, la demanda de gas natural alcanzó un volumen de 7,504.1 millones de pies cúbicos diarios MMpcd es decir el 43.8% del total, seguido por la gasolina con 3,816.2 MMpcdgne, diésel con 2,177.4 MMpcdgne, carbón con 1,257.6 MMpcd, gas L.P. 1,082.9 MMpcdgne, combustóleo 836.9 MMpcdgne y finalmente coque de petróleo con 439.8 MMpcdgne (Alexandri et. al., 2016).

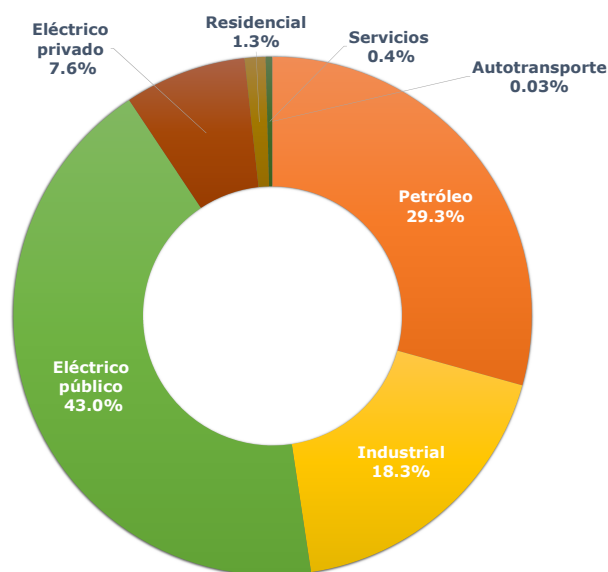


**Figura 2.1. Demanda nacional de gas natural, 2015**

(Alexandri et. al., 2016)

### 2.1.2. Demanda de gas natural por sector

La demanda de gas en 2015 fue de 7,504 MMpcd. El sector con mayor demanda de gas natural al cierre de 2015 fue el sector eléctrico público con 43.0% de participación, le siguen los sectores petrolero e industrial con 29.3% y 18.3% de participación respectivamente, los sectores que tuvieron menor participación fueron el sector eléctrico privado con 7.6%, el sector residencial con 1.3%, servicios con 0.4% y el sector del autotransporte cuya participación fue de apenas el 0.03% (Alexandri et. al., 2016).

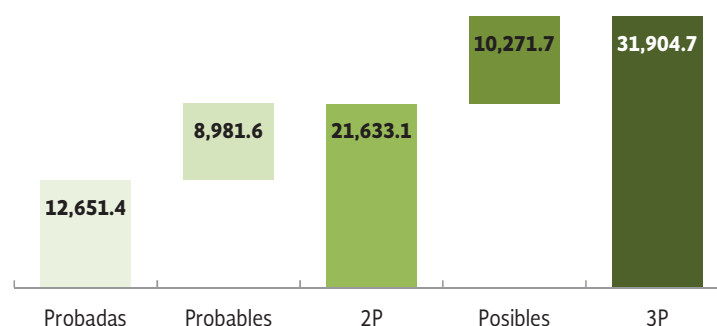


**Figura 2.2. Demanda de gas natural por sector, 2015**

(Alexandri et. al., 2016)

### 2.1.3. Reservas

Al primero de enero de 2016, las reservas remanentes totales de gas alcanzaron un volumen de 31,904.7 miles de millones de pies cúbicos MMMpc, cifra que representó una disminución de 41.9% respecto al año anterior. De este volumen 22,421.6 MMMpc corresponden a gas asociado y 9,483.1 MMMpc al no asociado. Las reservas además son categorizadas de acuerdo al nivel de certidumbre, madurez del proyecto, estado de desarrollo y producción. Al primero de enero de 2016, las reservas probadas fueron de 12,651.4 MMMpc, reservas probables 8,981.6 MMMpc y 10,271.7 MMMpc reservas posibles (Alexandri et. al., 2016).



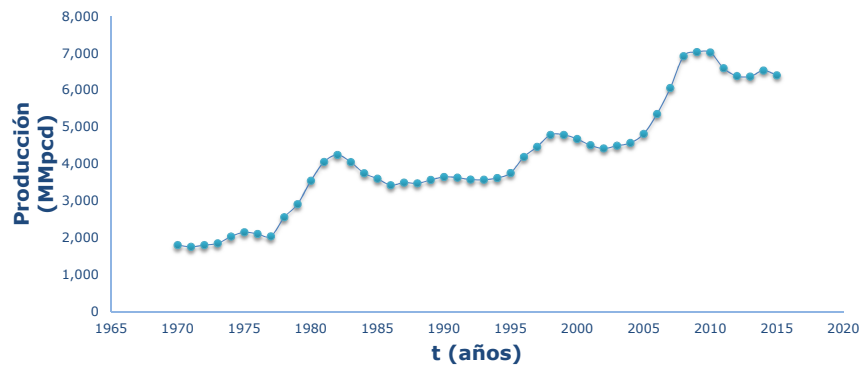
**Figura 2.3. Reservas remanentes totales de gas natural por categoría MMMpc**

(Alexandri et. al., 2016)

### 2.1.4. Producción de gas natural

En 2015, la producción de gas natural alcanzó un volumen de 6,401.0 MMpcd, lo que representó una disminución de 2.0% respecto a la producción de 2014. De la producción total, 896.7 MMpcd corresponde a nitrógeno.

Actualmente la CNH es la encargada de monitorear la producción de gas natural; modificando las regiones petroleras de (Marina Noreste, Marina Suroeste, Sur y Norte) a Paleocanal de Chicontepec, Áreas marítimas con tirante de agua superior a quinientos metros (Aguas profundas), Áreas marítimas con tirante de agua inferior a quinientos metros (aguas someras), Áreas terrestres y Gas natural no asociado. Presentando una producción de gas asociado, que incluye aguas someras y producción terrestre de 4,825.7 MMpcd; aguas someras de 3,283.0 MMpcd; producción terrestre de 1,542.7 MMpcd y gas no asociado de 1,573.3 MMpcd.



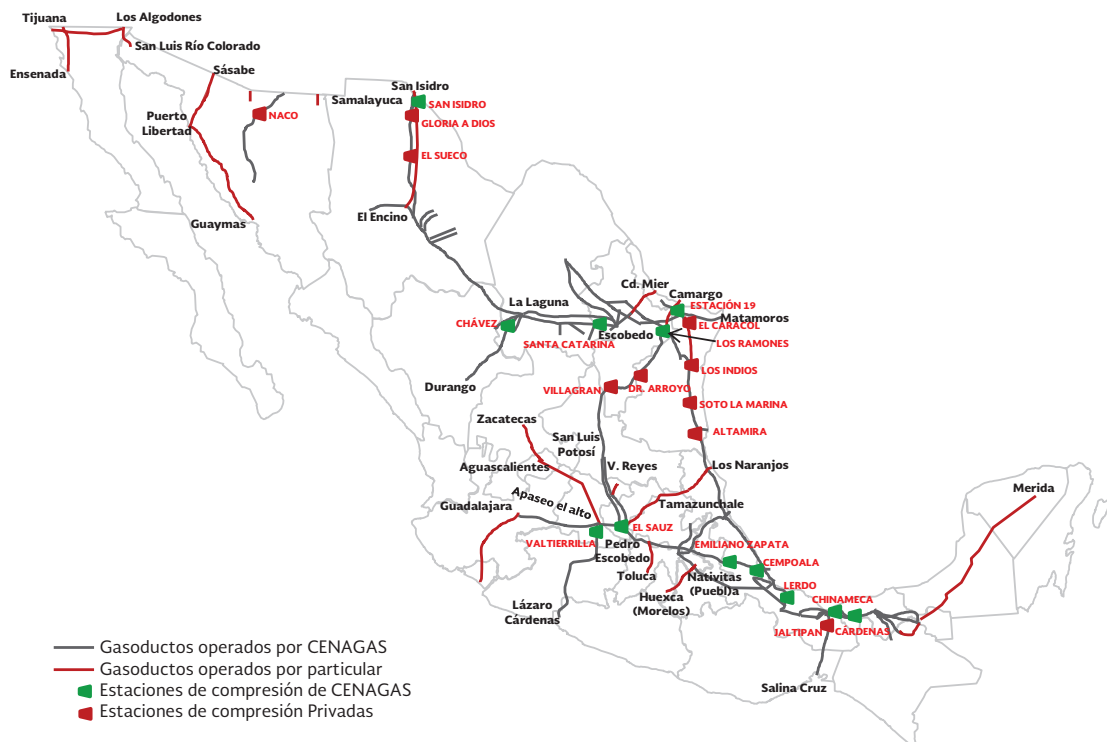
**Figura 2.4. Producción nacional de gas natural**

(Comisión Nacional de Hidrocarburos, 2015)

### 2.1.5. Infraestructura

Actualmente, el Centro Nacional de Control de Gas Natural (CENAGAS) es el gestor y administrador del sistema de transporte de gas natural más importante del país, integrado por alrededor de 9,000 km de gasoductos instalados a lo largo de todo el territorio mexicano, con una capacidad de 5,000 millones de pies cúbicos diarios.

Al término del 2015, la CRE contaba con 31 permisos de acceso abierto, de estos 28 están en operación, uno en construcción otro en inicio de obras y uno por iniciar operación. Lo que representa una longitud de gasoductos de 15,755.9 km (Alexandri et. al., 2016).



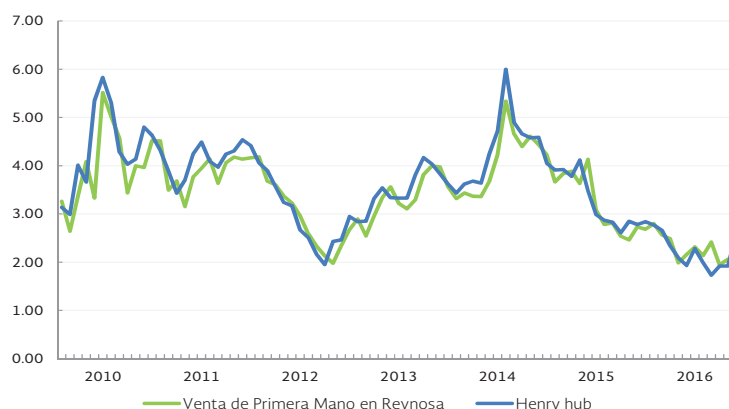
**Figura 2.5. Infraestructura de gasoductos en México, 2015**

(CENEGAS, 2015)



### 2.1.6. Precio del gas natural

El precio de referencia promedio del gas natural fue de 2.6 USD/MMBTU lo que represento una disminución del 39.1 % con respecto al 2014, debido a la alta producción de gas en EUA. El precio promedio de gas natural a usuarios finales en el sector residencial a finales del 2015 fue de 9.7 USD/MMBTU, a usuarios finales en el sector servicios de 5.3 USDS/MMBTU y en el sector industrial de 4.0 USD/MMBTU.



**Figura 2.6. Precio de referencia y venta de primera mano (USD/MMBTU), 2015**  
(CRE, 2015)

## 2.2. Panorama internacional del gas natural

Los precios del gas natural a nivel mundial han venido a la baja en los últimos años, debido a la alta producción de gas en lutitas en EUA, ocasionando una disminución en las importaciones de este país y alterando los flujos globales de energía. En la extracción de gas en lutitas se emplean tecnologías innovadoras como perforación horizontal y fracturamiento hidráulico.

La alta producción de gas de lutitas genera mayor oferta, lo que ocasiona la caída del precio del gas. Los precios bajos han beneficiado a diversos sectores especialmente el eléctrico, petroquímico, industrial y residencial, entre otros.

EUA al aumentar la producción y reducir las importaciones de gas natural licuado (GNL) redujo el precio del gas natural. Es posible que en el futuro las exportaciones de gas en forma de GNL por parte de EUA contribuyan aún más a esta tendencia, pero los precios del gas exportado serán mayores que los precios internos de EUA asociado a los gastos de transporte (Alexandri et. al., 2016).

### 2.2.1. Consumo mundial de gas natural

Al cierre de 2015, el consumo mundial de gas natural fue de 335,595.7 millones de pies cúbicos diarios MMpcd, lo que representó un incremento de 1.7% respecto a 2014. La región de Europa y Euroasia se posicionó como la mayor consumidora, seguida de Norte América, Asia Pacífico, Medio Oriente, Centro y Sudamérica, por último la región de África.

La región de Europa y Euroasia es la mayor consumidora a nivel mundial con un volumen de 97,091.1 MMpcd. En esta región, el país que presentó el mayor consumo fue Rusia con un volumen de 37,878.6 MMpcd, seguido de Alemania con 7,217.7 MMpcd y Reino Unido con 6,608.1 MMpcd.

En el caso de la región de Norteamérica, ésta fue la segunda mayor consumidora de gas natural con un volumen de 93,230.7 MMpcd, lo que representó un incremento de 1.9% respecto a 2014. En esta región, el país con la mayor demanda fue Estados Unidos de América con 75,273.4 MMpcd le sigue Canadá con 9,917.1 MMpcd y finalmente México con 8,049.8 MMpcd teniendo una disminución del 4.2% con respecto al 2014.

La región de Asia-Pacífico tuvo una demanda de 67,833.1 MMpcd .5% mayor respecto a 2014. En esta región el país con la mayor demanda fue China, con un consumo de gas de 19,089.2 MMpcd, lo que representó un incremento de 4.7% respecto a 2014, seguido de Malasia con 10,971.7 MMpcd.

La región de Medio Oriente presentó una demanda de 47,428.0 MMpcd, lo que representó un aumento de 6.2% con respecto al año anterior. En esta región, el país que presentó la mayor demanda fue Irán, con un volumen de 18,499.0 MMpcd, lo que representó una participación del 39.0% de la demanda regional. En segundo lugar está Arabia Saudita con una demanda de 10,294.4 MMpcd y una participación del 21.7% de la demanda regional.

La región de Sudamérica presentó un incremento de 3.1% respecto a 2014, con una demanda de 16,912.3 MMpcd. En esta región Argentina fue el país con la mayor demanda, con un volumen de 4,595.7 MMpcd, le sigue Brasil con 3,957.1 MMpcd, lo que representó un incremento de 3.8% respecto al 2014.

La región con el menor consumo fue África, con un volumen de 13,109.9 MMpcd. En esta región, el país con la mayor demanda fue Egipto con un volumen de 4,624.7 MMpcd, el segundo mayor consumidor fue Argelia, el cual presentó un incremento del 4.1 % con respecto al 2014, con un volumen de 3,773.3 MMpcd (Secretaría de Energía, 2015).



**Figura 2.7. Consumo mundial de gas natural, 2015**

(BP Statistical Review of World Energy, Junio 2016)

### 2.2.2. Producción de gas natural

La producción mundial de gas natural en 2015 se incrementó en 2.2 % respecto al 2014, pasando de 335,073 MMpcd a 342,368 MMpcd.

La región de Europa y Euroasia fue la mayor productora de gas natural con un volumen de producción de 95,767 MMpcd lo que significó una disminución de .7 % respecto a 2014. En esta región, Rusia fue el mayor productor de gas con un volumen de 55,468.2 MMpcd, el segundo lugar lo ocupó Noruega con un volumen de 11,339.3 MMpcd y en tercer lugar se ubicó Turkmenistán con una producción de 7,004.8 MMpcd.

En el caso de la región de Norte América, se registro un aumento de producción de 3.9 %

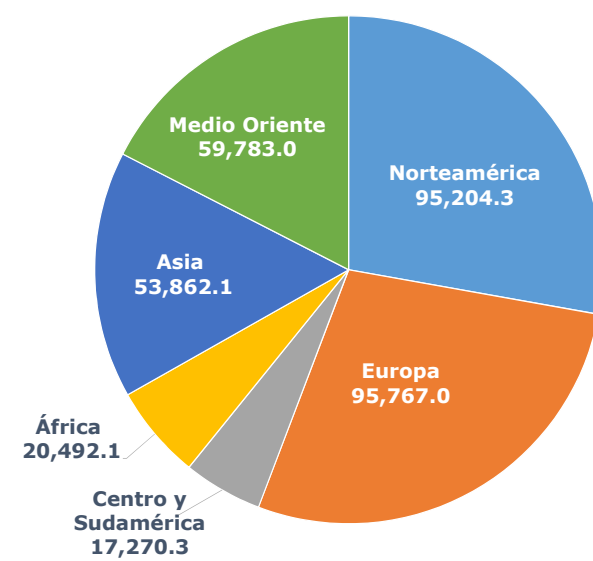
respecto al año previo, ubicándose en 95,204.3 MMpcd. En esta región, EUA permaneció como el mayor productor, con un volumen de 74,238.2 MMpcd lo que representó un aumento de 5.4% respecto a 2014, le sigue Canadá con una producción de 15,819 MMpcd y después México fue de 5,147.2 MMpcd lo que representó una disminución del 6.8% con respecto al 2014.

En 2015, la región de Medio Oriente alcanzó una producción de 59,783.0 MMpcd. En esta región Irán fue el país con el mayor volumen de producción 18,624.8 MMpcd, le sigue Qatar con 17,550.9 MMpcd y Arabia Saudita con 10,472.6 MMpcd.

Por otra parte la región de Asia-Pacífico produjo 53,862.1 MMpcd. China fue la mayor productora con un volumen de 13,351.8 MMpcd lo que representó un incremento de 4.8% con respecto a 2014, Indonesia se ubicó en la segunda posición con un volumen de 7,256.4 MMpcd mientras que Malasia con un volumen de 6,598.5 MMpcd fue el tercer mayor productor.

Al cierre de 2015, la región de África produjo 20,492.1 MMpcd. En esta región, Argelia ocupó el primer lugar en producción con un volumen de 8,030.4 MMpcd, seguida de Nigeria con una producción de 4,847.30 MMpcd y Egipto con un volumen de 4,411.91 MMpcd.

Finalmente, la región de Sudamérica produjo 17,270.3 MMpcd. En esta región, Trinidad y Tobago fue el país con la mayor producción 3,831.4 MMpcd, seguido de Argentina con 3,531.4 MMpcd y en tercer lugar, Venezuela con 3,134.7 MMpcd (Secretaría de Energía, 2015).



**Figura 2.8. Producción de gas natural en MMpcd, 2015**

(BP Statistical Review of World Energy, Junio 2015)

### 2.2.3. Reservas probadas de gas natural

En 2015, las reservas probadas alcanzaron un volumen de 6599.4 trillones de pies cúbicos Tpc. El país con mayor reservas probadas fue Irán con un volumen de 1,201.4 Tpc, teniendo una participación del 18.2 % a nivel mundial, en segundo lugar se posicionó Rusia con 1,139.6 Tpc con una participación del 17.3 % y en tercer lugar Qatar con una participación del 13.1 % y un volumen de 866.2 Tpc.

Las reservas probadas en la región Norte de América se ubicaron en 450.3 Tpc, con una participación del 6.8 % a nivel mundial. En esta región, el país con la mayor reserva fue EUA con 368.7 Tpc, representando el 5.6 % a nivel mundial y 81.87 % del total regional. En el caso de las reservas en México, éstas alcanzaron un volumen de 11.4 Tpc, ocupando el lugar 36 a nivel mundial.

La región de Medio Oriente presentó el mayor volumen de reservas probadas con 2,826.6 Tpc y una participación de 42.8 % a nivel mundial. En esta región se encuentran dos de los países con las mayores reservas probadas, Irán con 1,201.4 Tpc con una representación mundial de 18.2 % y Qatar con 866.2 Tpc y 13.1 % de representación mundial.

En 2015, con un volumen de 2,005.1 Tpc la región de Europa y Euroasia fue la segunda región con mayor reservas probadas. Este volumen de reservas representó una participación del 30.4 % a nivel mundial. Rusia, fue el país con más reservas probadas en esta región y el

**Tabla 2.1. Reservas probadas de gas natural, 2015**

(BP Statistical Review of World Energy, 2015)

Lugar	País	Reservas probadas (Tpc)	Participación mundial
1	Irán	1,201.4	18.2 %
2	Rusia	1,1139.1	17.3 %
3	Qatar	866.2	13.1 %
4	Turkmenistán	617.3	9.4 %
5	Estados Unidos	368.7	5.6 %
6	Arabia Saudita	294.0	4.5 %
7	Emiratos Arabes	215.1	3.3 %
8	Venezuela	198.4	3.0 %
9	Nigeria	180.5	2.7 %
10	Argelia	159.1	2.4 %
11	China	135.7	2.1 %
12	Irak	130.5	2.0 %
13	Australia	122.6	1.9 %
14	Indonesia	100.3	1.5 %
15	Canadá	70.2	1.1 %
36	México	11.4	.2 %
Total mundial		6,599.4	100 %

segundo mayor a nivel mundial con 1,139.6 Tpc, lo que representó 17.3 % del total mundial.

La región de Asia-Pacífico posee 552.6 Tpc de reservas probadas con una participación de 8.4 % a nivel mundial. En esta región, el país con el mayor volumen de reserva fue China con 135.7 Tpc, le sigue Australia con un volumen de 122.6 Tpc e Indonesia con 100.3 Tpc.

La región de Sudamérica presentó un volumen de reservas probadas de 268.1 Tpc, 4.1 % de participación a nivel mundial. En esta región el país con la mayor reserva probada fue Venezuela con 198.4 Bpc.

En la región de África se presentaron reservas probadas de 496.7 Tpc con una participación mundial de 7.5 %. En esta región el país con mayor volumen de reservas fue Nigeria con 180.5 Tpc le siguió Argelia con 159.1 Tpc.

### 3. Composición y propiedades del gas natural

En este capítulo se mencionaran las características del gas natural, así como su comportamiento en condiciones reales.

El gas natural se puede encontrar tanto en el subsuelo terrestre como marino, aquel que se obtiene de yacimientos de aceite se le llama gas asociado y al obtenido de yacimientos de gas se le llama no asociado.

El gas natural es incoloro, inodoro, insípido, sin forma y puede ser más ligero que el aire. En su estado natural no es posible olerlo así que se le agrega mercaptano (tiol) que le da un olor a huevo podrido (Guo y Ghalambor, 2005).

#### 3.1. Composición

El gas natural es una mezcla combustible de gases hidrocarburos (Mokhatab et al., 2006). El principal componente del gas natural es el metano, también contiene, etano, propano, butano, pentano, gases hidrocarburos pesados y gases no hidrocarburos.

Los gases hidrocarburos son metano ( $\text{CH}_4$ ), etano ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ), propano ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ), butano ( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ), pentano ( $\text{C}_5\text{H}_{12}$ ), hexano ( $\text{C}_6\text{H}_{14}$ ), heptano ( $\text{C}_7\text{H}_{16}$ ) en ocasiones cantidades de octano ( $\text{C}_8\text{H}_{18}$ ) e hidrocarburos de mayor peso molecular. Algunos compuestos aromáticos BTX-benceno ( $\text{C}_6\text{H}_6$ ), tolueno ( $\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$ ) y los xilenos ( $\text{CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{CH}_3$ ). Los gases no hidrocarburos son nitrógeno ( $\text{N}_2$ ), dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), helio ( $\text{He}$ ), sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ), vapor de agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ) y otros compuestos de azufre (tales como sulfuro carbonilo ( $\text{COS}$ ) y mercaptanos por ejemplo ( $\text{CH}_3\text{SH}$ ) y trazas de otros gases. El dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno se conocen comúnmente como gases ácidos porque forman corrosión en los compuestos en presencia de agua. El nitrógeno, helio y dióxido de carbono son conocidos como diluyentes, porque ninguno de ellos se quema, y por lo tanto, no tienen ningún valor calorífico. El mercurio es un metal y puede presentarse en fase vapor o líquido en muy pequeñas proporciones (Guo y Ghalambor, 2005).

### 3.2. Comportamiento

Ahmed (2007) postula que las leyes que describen el comportamiento de los gases en términos de presión, volumen y temperatura para un fluido hipotético conocido como gas ideal son simples, pero estas leyes presentan desviaciones cuando se trata de un gas real a ciertas condiciones de presión y temperatura.

Un gas se define como un fluido homogéneo de baja densidad y viscosidad, que no tiene un volumen definido, se expande completamente para llenar el recipiente que lo contenga. El conocimiento de relaciones de presión-volumen-temperatura (PVT) y otras propiedades físicas y químicas son esenciales para resolver problemas de ingeniería de yacimientos de gas natural. Las propiedades físicas del gas natural se pueden obtener en laboratorio o mediante el conocimiento de la composición del gas. En este último caso, el cálculo es basado en propiedades físicas individuales de los componentes del gas y en leyes físicas, referidas a reglas de mezclado (Ahmed, 2007).

La variación en la composición de la mezcla y el aumento de presión y temperatura hacen que un gas pase de ser ideal a real. El comportamiento de los gases reales e ideales es distinto. En la ley gases ideales se asume que el volumen de moléculas es insignificante y no hay atracción o repulsión entre las moléculas, caso contrario a los gases reales (Ahmed, 2007).

Se han desarrollado numerosas ecuaciones de estado en el intento de correlacionar la presión-volumen-temperatura de los gases reales. Para expresar una relación más exacta entre las variables PVT se agrega el factor de corrección llamado factor de compresibilidad del gas, factor de desviación del gas o simplemente factor-Z. Este factor se introduce en la ecuación de estado de gases ideales  $PV = nRT$ , quedando de la siguiente forma:

$$PV = ZnRT, \dots \dots \dots (3.1)$$

donde:

P= presión absoluta, psia

V= volumen, ft<sup>3</sup>

T= temperatura, °R



$n$ = número de moles de gas, lb-mol

$R$ = constante universal de los gases, 10.730 psia ft<sup>3</sup>/lb-mole<sup>o</sup>R

$Z$ = factor de desviación del gas

### 3.3. Propiedades de los gases reales

La composición y propiedades del gas natural sin tratar son variables, nunca son constantes. Por lo tanto, el comportamiento y las propiedades del gas natural se entienden mejor mediante la investigación y análisis de sus componentes. Suponiendo que el gas natural se ha limpiado (se han removido los componentes como el dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, nitrógeno y agua) las propiedades y el comportamiento del gas natural dependen de las propiedades y el comportamiento de los correspondientes hidrocarburos.

Los hidrocarburos son productos químicos orgánicos simples que contienen carbono e hidrógeno. Al tratarse el gas natural se dice que su composición principal es metano CH<sub>4</sub> el cual no tiene olor, por lo que se le agrega un olorizante, siendo así sus propiedades constantes. Los distintos hidrocarburos que forman el gas natural se separan utilizando sus diferentes propiedades físicas, tales como punto de ebullición o presión de vapor. Dependiendo del contenido de los componentes hidrocarburos con mayor peso molecular, el gas natural puede ser considerado como rico (cinco galones o más de componentes hidrocarburos recuperables por pie cúbico) o pobre (menos de un galón de hidrocarburos recuperables por pie cúbico).

Las propiedades del gas natural incluyen la gravedad específica, presión pseudocrítica, temperatura pseudocrítica, viscosidad, factor de compresibilidad  $Z$ , densidad y compresibilidad del gas. El conocimiento de estas propiedades es esencial para el diseño, análisis y procesamiento de la producción de gas natural. Como el gas natural es una mezcla compleja de hidrocarburos ligeros con cantidades diminutas de componentes inorgánicos, siempre debe ser analizado para conocer su composición. Una vez determinada la composición, las propiedades del gas se pueden estimar por medio de correlaciones.

La **Tabla 3.1** presenta las propiedades físicas de los gases puros evaluadas a condiciones estándar 14.7 lb/pg<sup>2</sup>abs y 60°F. Estas propiedades incluyen: fórmula química, peso molecular, temperatura y presión crítica, densidades (líquido y gas) y viscosidad del gas (para

componentes más ligeros que el pentano). Estas propiedades se utilizan para diversos fines en la industria petrolera.

**Tabla 3.1. Propiedades físicas de los gases a 14.7 lb/pg<sup>2</sup>abs y 60°F**

(Ahmed, 2007)

Componente	Fórmula química	Peso molecular (lbm/lbm-mol)	Temperatura crítica	Presión crítica	Densidad del líquido	Densidad del gas	Viscosidad del gas
			(°R)	(lb/pg <sup>2</sup> abs)	(lbm/ft <sup>3</sup> )	(lbm/ft <sup>3</sup> )	(cp)
Hidrógeno	H <sub>2</sub>	2.109	59.36	187.5	4.432	0.005312	0.00871
Helio	He	4.003	9.34	32.9	7.802	0.01055	0.01927
Agua	H <sub>2</sub> O	18.015	1,164.85	3,200.14	62.336	-	~ 1.122
Monóxido de carbono	CO	28.01	239.26	507.5	49.231	0.07381	0.01725
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	28.013	227.16	493.1	50.479	0.07382	0.01735
Oxígeno	O <sub>2</sub>	31.99	278.24	731.4	71.228	0.08432	0.02006
Sulfuro de hidrógeno	H <sub>2</sub> S	34.08	672.35	1,306.00	49.982	0.08981	0.0124
Dióxido de carbono	CO <sub>2</sub>	44.01	547.58	1,071.00	51.016	0.116	0.01439
Aire	-	28.963	238.36	546.9	54.555	0.07632	0.0179
Metano	CH <sub>4</sub>	16.043	343	666.4	18.71	0.04228	0.01078
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.07	549.59	706.5	22.214	0.07924	0.00901
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44.097	665.73	616	31.619	-	0.00788
i-Butano	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.123	734.13	527.9	35.104	-	0.00732
n-Butano	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.123	765.29	550.6	36.422	-	0.00724
i-Pentano	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72.15	828.77	490.4	38.96	-	-
n-Pentano	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72.15	845.47	488.6	39.36	-	-
n-Hexano	nC <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86.177	913.27	436.9	41.4	-	-
n-Heptano	nC <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100.204	972.37	396.8	42.92	-	-
n-Octano	nC <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	114.231	1,023.89	360.7	44.09	-	-
n-Nonano	nC <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	128.256	1,070.35	331.8	45.02	-	-
n-Decano	nC <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	142.285	1,111.67	305.2	45.79	-	-

Se dan valores de densidad de los líquidos para estos componentes, que puedan existir como líquidos a 60 °F y 14.7 (lb/pg<sup>2</sup> abs), se estima la densidad del líquido para componentes que son gases naturales a estas condiciones.

### 3.3.1. Peso molecular aparente de una mezcla de gases

El peso molecular de una mezcla de n-componentes se calcula con la siguiente expresión:

$$M_a = \sum_{j=1}^{j=n_{comp}} y_j M_j. \quad \dots \dots \dots (3.2)$$

donde,  $M_a$  es el peso molecular aparente de la mezcla de gases en lbm/lbm-mol,  $M_j$  es el peso molecular del componente  $j$  de la mezcla de gas en lbm/lbm-mol y  $y_j$  es la fracción mol de la fase gas del componente  $j$  en fracción.

### 3.3.2. Densidad relativa de un gas

La densidad relativa de un gas también conocida como densidad específica, se define como la relación de la densidad del gas entre la densidad del aire seco, ambos medidos a

la misma presión y temperatura. La densidad específica del gas se expresa de la siguiente forma:

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_{aire}}, \dots \dots \dots (3.3)$$

en donde,  $\rho_g$  es la densidad de la mezcla de gases en  $\text{lbm/ft}^3$  y  $\rho_{aire}$  es la densidad del aire en  $\text{lbm/ft}^3$ .

A condiciones estándar, el aire y el gas seco se comportan en forma muy precisa de acuerdo a la ley de los gases ideales (baja presión y temperatura moderada). Bajo estas condiciones, si se emplea la definición de número de moles, ( $n=m/M$ ) y de densidad ( $\rho_g=m/V$ ), así como la ecuación de estado para gases ideales para el aire y el gas, entonces la densidad relativa de una mezcla de gases se puede expresar como:

$$\gamma_g = \frac{\frac{pM}{RT}}{\frac{pM_{aire}}{RT}} = \frac{M}{M_{aire}} \dots \dots \dots (3.4)$$

en donde,  $\gamma_g$  es la densidad relativa del gas (aire=1.0),  $M$  es el peso molecular del gas en  $\text{lbm/lbm-mol}$  y  $M_{aire}$  es el peso molecular del aire  $28.9625 \text{ lbm/lbm-mol}$ .

### 3.3.3. Densidad del gas

Como el gas natural es compresible, su densidad dependerá de la presión y temperatura. La densidad del gas se calcula con la ley de gases reales:

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{PM_a P}{zRT}, \dots \dots \dots (3.5)$$

Tomando el peso molecular del aire como 29 y  $R=10.73 \text{ psia-ft}^3/\text{mole}^\circ\text{R}$  la ecuación queda:

$$\rho = 2,7 \frac{\gamma_g P}{zT} \dots \dots \dots (3.6)$$

donde la densidad esta en  $\text{lbm/ft}^3$

### 3.3.4. Moles y fracción mol

La fracción mol de un componente puro en una mezcla se define como el número de libras masa-mol,  $\text{lbm-mol}$ , de ese componente dividido por el número total de moles de

todos los componentes de la mezcla. Para un sistema con  $n$ -componentes, la fracción mol se define como:

$$y_j = \frac{n_j}{\sum_{j=1}^{n_{comp}} n_j} \dots \dots \dots (3.7)$$

en donde,  $y_j$  es la fracción mol del  $j$  componente,  $n_j$  es el número de lbm-moles del  $j$  componente y  $n_{comp}$  es el número de componentes en el sistema.

### 3.3.5. Propiedades pseudocríticas

Similar al peso molecular aparente, las propiedades críticas de un gas se pueden determinar empleando las propiedades críticas de cada componente del gas usando la regla de mezclado. A las propiedades críticas del gas también se llaman propiedades pseudocríticas. La presión pseudocrítica ( $P_{pc}$ ) y la temperatura pseudocrítica ( $T_{pc}$ ) se expresan de la siguiente forma:

$$P_{pc} = \sum_{i=1}^{N_c} y_i P_{ci}, \dots \dots \dots (3.8)$$

$$T_{pc} = \sum_{i=1}^{N_c} y_i T_{ci}, \dots \dots \dots (3.9)$$

donde  $P_{ci}$  y  $T_{ci}$  son presión y temperatura crítica de cada componente  $i$ .

El estudio de los factores de compresibilidad para diversas composiciones de gases naturales muestran que el factor de compresibilidad se puede generalizar con suficiente precisión para cualquier propósito de ingeniería cuando están expresadas en términos de las dos siguientes propiedades adimensionales: Presión pseudo-reducida,  $P_{pr}$ , y Temperatura pseudo-reducida  $T_{pr}$ .

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}}, \dots \dots \dots (3.10)$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}}, \dots \dots \dots (3.11)$$

donde

$P$  = presión del sistema, psia

$T$  = temperatura del sistema, °R

$P_{pc}$  = presión pseudo-crítica, psia

$T_{pc}$  = temperatura pseudo-crítica, °R

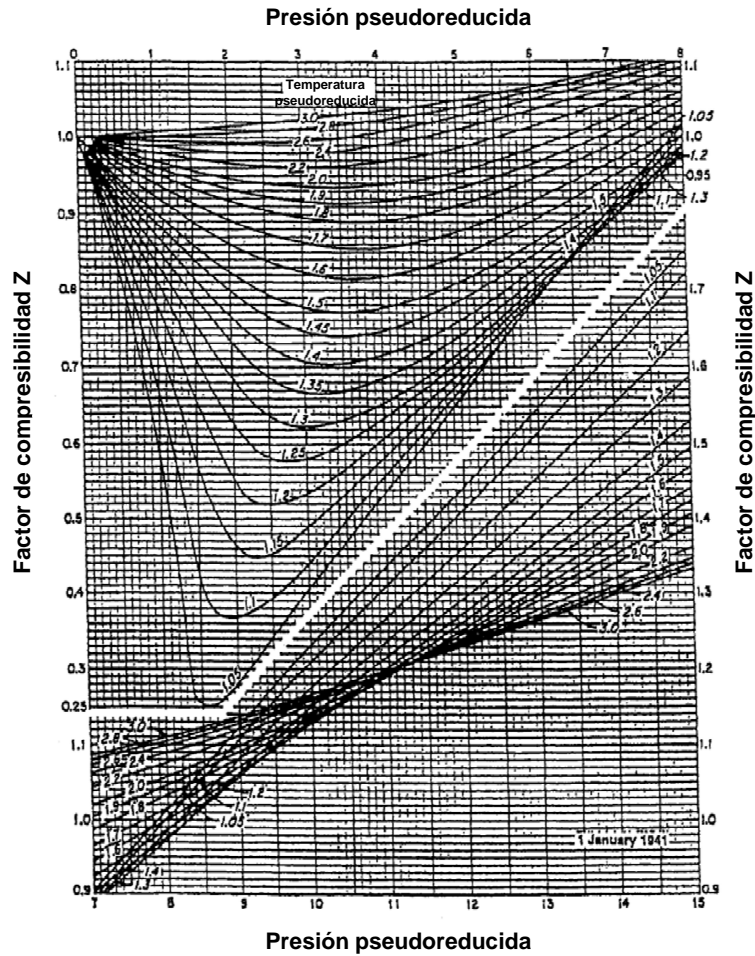
Para el calcular las propiedades crítica de la fracción plus Matthews et al. (1942) desarrollaron las siguientes ecuaciones en función del peso molecular y gravedad específica de la fracción plus:

$$(P_c)_{C_{7+}} = 1188 - 431 \log(M_{C_{7+}} - 61,1) + [2319 - 852 \log(M_{C_{7+}} - 53,7)](\gamma_{C_{7+}} - 0,8), \dots \quad (3.12)$$

$$(T_c)_{C_{7+}} = 608 + 364 \log(M_{C_{7+}} - 71,2) + [2450 \log(M_{C_{7+}} - 3800 \log(\gamma_{C_{7+}} - 0,8))], \dots \quad (3.13)$$

Cabe señalar que las propiedades pseudo-críticas, tanto  $P_{pc}$  y  $T_{pc}$ , no representan las propiedades críticas reales de la mezcla de los gases. Estas propiedades pseudo se utilizan como parametros de correlación para la generación de las propiedades del gas.

Basado en el concepto de las propiedades pseudo-reducidas, Standing y Katz (1942) presentaron la tabla generalizada del factor de compresibilidad Z del gas **Figura 3.1**. La tabla representa los factores de compresibilidad Z del gas dulce en función de  $P_{pr}$  y  $T_{pr}$ ; es ocupada generalmente cuando hay una cantidad diminuta de gases no hidrocarburos. Es de las mas aceptadas en la industria petrolera.



**Figura 3.1. Propiedades Pseudocriticas de los Gases Naturales**

(GPSA Engineering Data Book, 1987)

Cuando la composición del gas no se conoce, las propiedades pseudo-criticas,  $P_{pc}$  y  $T_{pc}$ , se pueden predecir mediante la gravedad específica del gas. Brown et al. (1948) presentaron un método gráfico para una obtener una aproximación conveniente de la presión pseudo-critica y temperatura pseudo-critica de los gases cuando solo se conoce la gravedad específica del gas y Standing (1977) expreso esta correlación gráfica en los siguientes términos matemáticos.

Caso 1, sistema de gas natural,

$$T_{pc} = 168 + 325\gamma_g - 12,5\gamma_g^2, \dots \dots \dots (3.14)$$

$$P_{pc} = 677 + 15,0\gamma_g - 37,5\gamma_g^2, \dots \dots \dots (3.15)$$

Caso 2, sistema de gas húmedo,

$$T_{pc} = 187 + 330\gamma_g - 71,5\gamma_g^2, \dots \dots \dots (3.16)$$

$$P_{pc} = 706 - 51,7\gamma_g - 11,1\gamma_g^2, \dots \dots \dots (3.17)$$

donde

$T_{pc}$  = temperatura pseudo-critica, °R

$P_{pc}$  = presión pseudo-critica, psia

$\gamma_g$  = gravedad especifica de la mezcla de gas

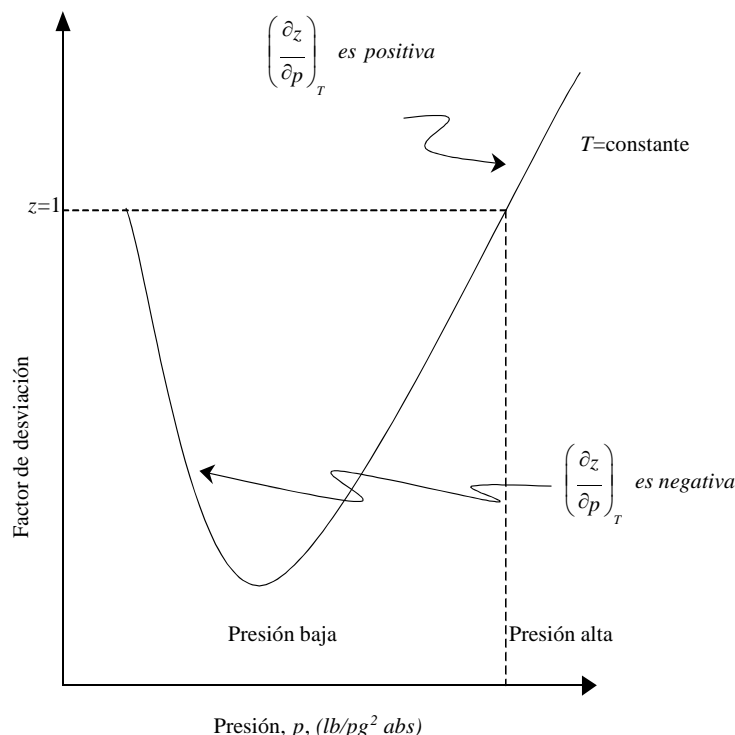
### 3.3.6. Factor de desviación Z

El factor de compresibilidad, Z, tiene unidades adimensionales. Dicho factor está definido como la relación del volumen real de n-moles de un gas a cierta presión y temperatura sobre el volumen ideal del mismo número de moles a la misma presión y temperatura:

$$Z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}} \dots \dots \dots (3.18)$$

en donde,  $V_{real}$  es el volumen real de gas a una presión y temperatura especifica y  $V_{ideal}$  es el volumen de gas calculado con la ecuación para gases ideales.

Comúnmente, Z es próximo a la unidad. Para gases cercanos al punto critico, Z se encuentra entre 0.3 y 0.4; si la temperatura y la presión aumentan el factor de compresibilidad Z incrementa hasta un valor igual o mayor a 2.



**Figura 3.2. Comportamiento del factor de compresibilidad z a diferentes presiones.**  
 (GPSA, Engineering Data Book, 1987)

**Efecto de los gases no hidrocarburos en el factor Z**

El gas natural por lo general contiene gases no hidrocarburos como el nitrógeno, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno así que se debe de realizar un ajuste al factor Z. A continuación se citara dicho ajuste usando la corrección de Wichert-Aziz que permite el uso de la gráfica del calculo de las propiedades pseudo-criticas del gas. La siguiente corrección ajusta la presión y temperatura pseudo-critica:

$$T'_{pc} = T_{pc} - \epsilon, \dots \dots \dots (3.19)$$

$$P'_{pc} = \frac{P_{pc} T'_{pc}}{T_{pc} + B(1 - B)\epsilon}, \dots \dots \dots (3.20)$$

donde

$T_{pc}$ = temperatura pseudo-critica, °R

$P_{pc}$ = presión pseudo-critica, psia

$T'_{pc}$ = temperatura pseudo-critica corregida, °R

$P'_{pc}$ = presión pseudo-critica corregida, psia

$B$ = fracción mol de H<sub>2</sub>S en la mezcla de gas

$\epsilon$ = factor de ajuste de la temperatura pseudo-critica definido matemáticamente por la si-



guiente expresión:

$$\epsilon = 120(A^{0,9} - A^{1,6}) + 15(B^{0,5} - B^{4,0}), \dots \dots \dots (3.21)$$

donde el coeficiente A es la suma de la fracción mol de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> en la mezcla de los gases,

$$A = y_{H_2S} + y_{CO_2}, \dots \dots \dots (3.22)$$

Carr, Kobayashi y Burrows (1954) propusieron otro método para ajustar el factor Z cuando no se conoce la composición del gas natural, en el cual se ocupan las siguientes ecuaciones para el calculo de las propiedades pseudo-criticas ajustadas del gas.

$$T'_{pc} = T_{pc} - 80y_{CO_2} + 130y_{H_2S} - 250y_{N_2}, \dots \dots \dots (3.23)$$

$$P'_{pc} = P_{pc} + 440y_{CO_2} + 600y_{H_2S} - 170y_{N_2}, \dots \dots \dots (3.24)$$

donde

$T'_{pc}$  = temperatura pseudo-critica ajustada, °R

$T_{pc}$  = temperatura pseudo-critica no ajustada, °R

$y_{CO_2}$  = fracciones mol de CO<sub>2</sub>

$y_{H_2S}$  = fracciones mol de H<sub>2</sub>S

$P'_{pc}$  = presión pseudo-critica ajustada, psia

$p_{pc}$  = presión pseudo-critica no ajustada, psia.

### 3.3.7. Viscosidad del gas

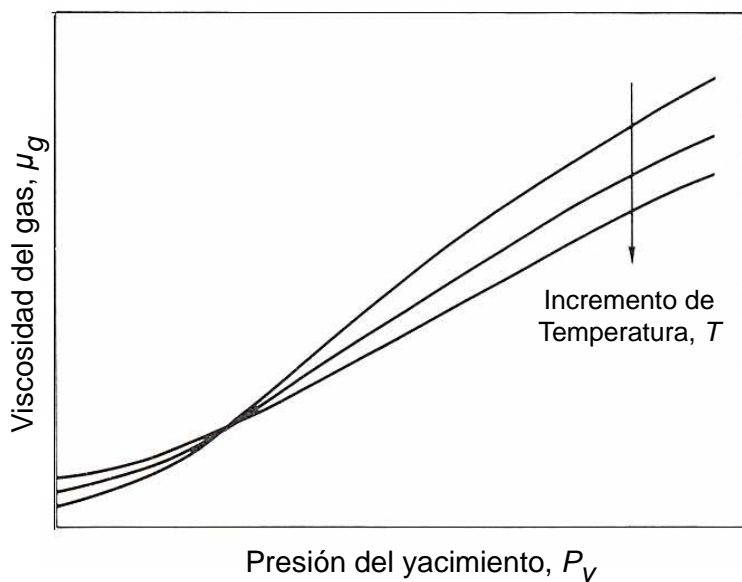
La viscosidad se define como la medida de resistencia que opone un fluido al flujo. Al reciproco de la viscosidad se le llama fluidez. En unidades de campo, la viscosidad del gas se expresa en centipoises, cp= 6.72 x 10<sup>-4</sup> lbm/ft-sec. La viscosidad dinámica ( $u_g$ ) se expresa en cp y la viscosidad cinemática ( $v_g$ ) se define como:

$$v_g = \frac{u_g}{\rho_g}, \dots \dots \dots (3.25)$$

Si la composición del gas y la viscosidad de cada componente se conocen, se aplica la regla de mezclado para determinar la viscosidad dinámica:

$$\mu_g = \frac{\sum_{j=1}^n (\mu_{gj} y_j \sqrt{PM_i})}{\sum_{j=1}^n (y_j \sqrt{PM_i})} \dots \dots \dots (3.26)$$

La viscosidad del gas,  $\mu_g$ , decrece conforme la presión del yacimiento decrece. A bajas presiones las moléculas de los gases están separadas y se mueven fácilmente una sobre otra. La **Figura 3.3** muestra la viscosidad del gas en función de la presión del yacimiento para tres temperaturas diferentes. Se observa que a presiones bajas la viscosidad del gas se incrementa conforme la temperatura aumenta. Sin embargo, a presiones altas la viscosidad del gas decrece conforme la temperatura incrementa.



**Figura 3.3. Viscosidad del gas natural**  
(GPSA, Engineering Data Book, 1987)

**3.3.8. Factor de volumen del gas de formación**

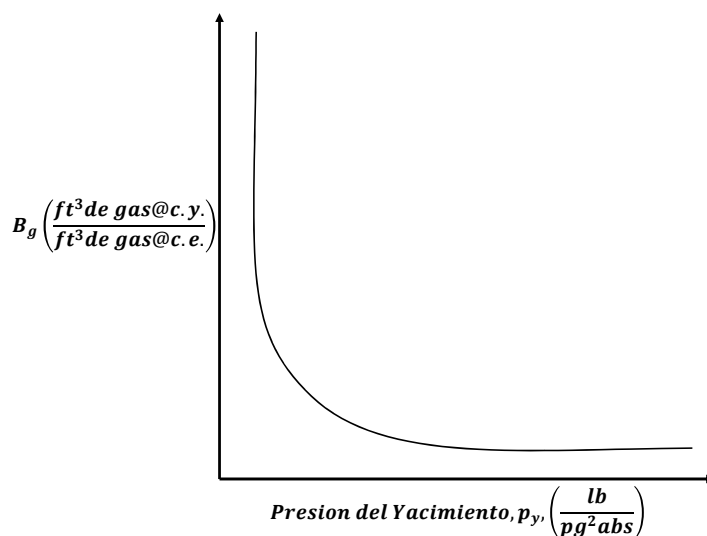
El factor de volumen del gas de formación se define como la relación del volumen de una cantidad de gas a condiciones de yacimiento sobre el volumen de la misma cantidad de gas a condiciones estándar.

$$B_g = \frac{V_{g@c.y.}}{V_{g@c.e.}} = \frac{z_y T_y}{p_y} \left( \frac{p@c.e.}{z@c.e. T@c.e.} \right) = \frac{z_y T_y}{p_y} \left( \frac{p@c.e.}{T@c.e.} \right), \dots \dots \dots (3.27)$$

Las condiciones de presión y temperatura a condiciones estandar son  $P= 14.65 \text{ lb/pg}^2$  y  $T= 60^\circ\text{F}$  ( $519.59^\circ\text{R}$ ), sustituyendo:

$$B_g = ,0282 \frac{z_y T_y}{p_y} \dots \dots \dots (3.28)$$

en donde  $B_g$  presenta unidades de  $\text{ft}^3$  de gas @c.y. sobre  $\text{ft}^3$  de gas @c.e. La figura siguiente muestra el comportamiento isotérmico común del factor de volumen del gas de formación respecto a la presión del yacimiento.



**Figura 3.4.  $B_g$ , en función de la presión del yacimiento a temperatura constante.**  
(GPSA Engineering Data Book, 1987)

**3.3.9. Compresibilidad del gas natural**

El coeficiente de compresibilidad isotérmico del gas ( $C_g$ ) se define como el cambio fraccional del volumen en función con respecto a la presión a una temperatura constante.

$$C_g = -\frac{1}{V} \left( \frac{\partial V}{\partial p} \right)_T, \dots \dots \dots (3.29)$$

expresada en función del volumen, V,

$$C_g = -\frac{1}{V_M} \left( \frac{\partial V}{\partial p} \right)_T, \dots \dots \dots (3.30)$$

expresada en función del volumen específico  $v$ ,

$$C_g = -\frac{1}{v} \left( \frac{\partial v}{\partial p} \right)_T, \dots \dots \dots (3.31)$$

la ecuación 3.29 se puede escribir como,

$$C_g = -\frac{p}{znRT} \frac{\partial}{\partial p} \left( \frac{znRT}{p} \right), \dots \dots \dots (3.32)$$

expandiendo las derivadas parciales, se tiene:

$$C_g = -\frac{p}{z} \left[ z \frac{\partial}{\partial p} \left( \frac{1}{p} \right) + \frac{1}{p} \left( \frac{\partial z}{\partial p} \right) \right] = \frac{1}{p} - \frac{1}{z} \left( \frac{\partial z}{\partial p} \right)_T, \dots \dots \dots (3.33)$$

por lo tanto se tiene que la compresibilidad de un gas real es:

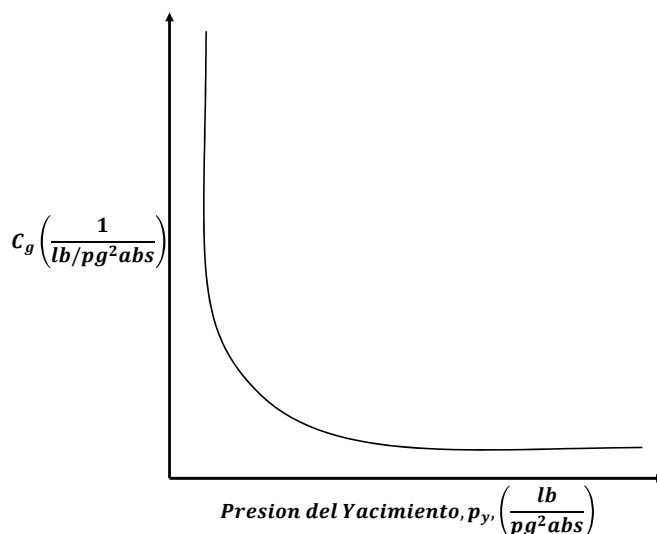
$$C_g = \frac{1}{p} - \frac{1}{z} \left( \frac{\partial z}{\partial p} \right)_T, \dots \dots \dots (3.34)$$

Para un gas ideal,  $Z=1$  y  $\frac{\partial Z}{\partial p}=0$ ; quedando

$$C_g = \frac{1}{p}. \dots \dots \dots (3.35)$$

En las ecuaciones 3.29 y 3.33 se emplean derivadas parciales en lugar de la derivada ordinaria debido a que sólo se permite cambiar una variable independiente, es decir la presión. El subíndice T indica temperatura constante.

En **Figura 3.5** se presenta la relación de  $C_g$  respecto a la presión del yacimiento para un gas seco a temperatura constante.



**Figura 3.5.  $C_g$ , en función de la presión del yacimiento a temperatura constante.**

(GPSA Engineering Data Book, 1987)

Se debe de entender que el término compresibilidad del gas,  $C_g$ , se utiliza para designar el coeficiente de compresibilidad isotérmica,  $C_g$ , por lo que, el término de factor de compresibilidad  $Z$  se refiere al factor  $Z$ , el coeficiente en la ecuación de estado. Aunque ambos términos se relacionan para explicar el efecto de la presión sobre el volumen de gas, no son equivalentes.

**3.3.10. Pseudopresión real del gas natural**

La pseudopresión real del gas se define como:

$$m(p) = \int_{P_b}^P \frac{2P}{\mu Z} dp \dots \dots \dots (3.36)$$

Donde  $P_b$  es la presión base 14.7(psi). La pseudopresión es considerada una propiedad pseudo del gas por la dependencia que tiene hacia la viscosidad del gas y compresibilidad. La pseudopresión es comúnmente usada en los modelos matemáticos del calculo IPR de pozos de gas. Para determinar la pseudopresión a una presión dada requiere del conocimiento de la viscosidad del gas y del factor  $Z$  en función de la presión y la temperatura.

**3.3.11. Presión normalizada de gases reales**

La presión normalizada de gases reales  $n(p)$  se define como:

$$n(p) = \int_0^{p_r} \frac{p_r}{z} dp_r \dots \dots \dots (3.37)$$

donde  $p_r$  es la presión pseudoreducida y  $Z$  el factor de compresibilidad del gas.

## 4. Ecuación de estado y equilibrio de fase

En este capítulo se mostraran los pasos para determinar la composición de la mezcla de hidrocarburos en cada etapa de separación.

Ahmed (2007) define una fase como un sistema uniforme en propiedades físicas y químicas, homogénea en composición y separada de otras fases por fronteras definidas. Las fases mas importantes que se presentan en la producción de petróleo son las fases líquida y gaseosa de los hidrocarburos. El agua se presenta comúnmente como fase líquida adicional, esta puede coexistir en equilibrio cuando las variables que describen los cambios en todo el sistema permanecen constantes en tiempo y posición. Las principales variables que determinan el estado de equilibrio son la temperatura, presión y composición del sistema. Las condiciones en las cuales coexisten estas fases son de gran importante en el diseño de instalaciones superficiales de separación y en el desarrollo de modelos composicionales. Estos cálculos se basan en los conceptos de: relación de equilibrio y calculo flash.

### 4.1. Relación de equilibrio

El sistema que solo contiene un componente es considerado el sistema hidrocarburo mas simple. La palabra componentes se refiere al número de moléculas o átomos presentes en la sustancia. Un sistema de simple componente esta compuesto de un solo tipo de átomo o molécula. Usualmente se ocupa la palabra puro para describir un sistema de simple componente. El entendimiento cualitativo de la relación existente entre la temperatura,  $T$ , presión,  $p$  y el volumen,  $V$ , de un componente puro provee excelentes bases para el entendimiento del comportamiento de mezclas de fases complejas de hidrocarburos.

En un sistema multicomponente, la relación de equilibrio,  $K_i$ , de un componente dado esta definido por la relación de fracciones mol del componente en fase gas,  $y_i$  sobre la fracción mol del componente en fase líquido,  $x_i$ , matemáticamente la relación se expresa (Ahmed, 2007):

$$K_i = \frac{y_i}{x_i}, \dots \dots \dots (4.1)$$

donde

$K_i$ = relación de equilibrio del componente  $i$

$y_i$ = fracción mol del componente  $i$  en fase gas

$x_i$  = fracción mol del componente  $i$  en fase líquido

A presiones por debajo de 100 psia, las leyes de Raoult y Dalton para soluciones ideales proporciona una simplificación en la predicción de las relaciones de equilibrio. La ley de Raoult establece que la presión parcial,  $P_i$ , de un componente en un sistema multicomponente es el producto de las fracciones mol de la fase líquido,  $x_i$ , por la presión de vapor del componente,  $P_{vi}$  (Ahmed, 2007):

$$P_i = x_i P_{vi}, \dots \dots \dots (4.2)$$

donde

$P_i$  = presión parcial del componente  $i$ , psia

$P_{vi}$  = presión de vapor del componente  $i$ , psia

$x_i$  = fracción mol del componente  $i$  en la fase líquido

La ley de Dalton establece que la presión parcial de un componente es el producto de la fracción mol de la fase gas,  $y_i$ , por la presión total del sistema,  $P$  (Ahmed, 2007):

$$P_i = y_i P, \dots \dots \dots (4.3)$$

donde

$P$  = presión total de sistema, psia

En equilibrio y en acuerdo con las leyes antes citadas, la presión parcial ejercida de un componente en fase gas debe ser igual a la presión ejercida por el mismo componente en fase líquida. Por lo tanto al igualar las dos ecuaciones se obtiene (Ahmed, 2007):

$$x_i P_{vi} = y_i P, \dots \dots \dots (4.4)$$

Reorganizando la expresión anterior e introduciendo el concepto de relación de equilibrio se tiene:

$$\frac{y_i}{x_i} = \frac{P_{vi}}{P} = K_i, \dots \dots \dots (4.5)$$

La ecuación 4.5 muestra que, para soluciones ideales e independientemente la composición de la mezcla de hidrocarburos y la relación de equilibrio esta en función de la presión del

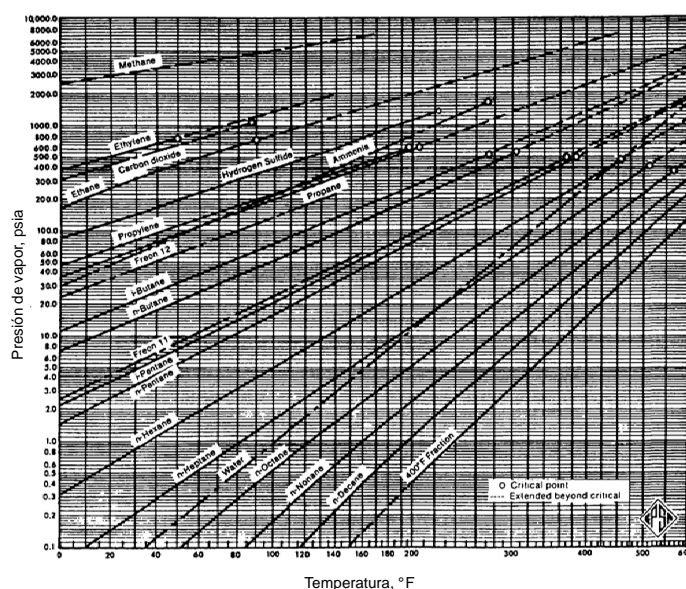


sistema,  $P$  y de la temperatura,  $T$ , siendo que la presión de vapor de un componente esta en función de la temperatura (Ahmed, 2007).

Aplicando logaritmo en ambos lado en la ecuación 4.5 y reorganizando

$$\log(K_i) = \log(P_{vi}) - \log(p), \dots \dots \dots (4.6)$$

Esta relación indica que en condiciones de temperatura constante,  $T$  (implicando una constante  $P_{vi}$ ) la relación de equilibrio del componente es una función lineal de la presión con una pendiente de -1 cuando se gráfica en una escala log-log (Ahmed, 2007).



**Figura 4.1. Presión de vapor de los hidrocarburos**

(GPSA Engineering Data Book, 1987)

Se definirán las siguientes nomenclaturas con el fin de comprender de una manera mas clara el equilibrio de fases (Ahmed, 2007).

$z_i$ = fracción mol del componente  $i$  en toda la mezcla de hidrocarburos.

$n$ = número total de moles de la mezcla de hidrocarburos, lb-mol

$n_L$ = número total de moles en fase líquida

$n_v$ = número total de moles en la fase vapor (gas)

Por definición,

$$n = n_L + n_v, \dots \dots \dots (4.7)$$

La ecuación 4.7 indica que el número total de moles en un sistema es igual al número total de moles en la fase liquida mas el número total de moles en la fase vapor (gas). El balance

de materia en el componente  $i$  se expresa de la siguiente forma:

$$z_i n = x_i n_L + y_i n_v, \dots \dots \dots (4.8)$$

donde

$z_i n$  = número total de moles del componente  $i$  en el sistema

$x_i n_L$  = número total de moles del componente  $i$  en la fase líquido

$y_i n_v$  = número total de moles del componente  $i$  en la fase gas

También por definición la fracción mol total de hidrocarburos en un sistema, es:

$$\sum_i z_i = 1, \dots \dots \dots (4.9)$$

$$\sum_i x_i = 1, \dots \dots \dots (4.10)$$

$$\sum_i y_i = 1, \dots \dots \dots (4.11)$$

Es conveniente realizar todos los cálculos de equilibrio de fase sobre 1 mol de mezcla de hidrocarburos, esto es,  $n = 1$ . Esa suposición reduce las ecuaciones 4.7 y 4.8:

$$n_L + n_v = 1, \dots \dots \dots (4.12)$$

$$x_i n_L + y_i n_v = z_i. \dots \dots \dots (4.13)$$

Combinando las ecuaciones 4.5 y 4.13 para eliminar  $y_i$  de la ecuación 4.13 se tiene

$$x_i n_L + (x_i K_i) n_v = z$$

Resolviendo para  $x_i$

$$x_i = \frac{z_i}{n_L + n_v K_i}. \dots \dots \dots (4.14)$$

La ecuación 4.13 también se puede resolver para  $y_i$  mediante la combinación de la ecuación 4.5 para eliminar  $x_i$ , con lo cual se tiene:

$$y_i = \frac{z_i k_i}{n_L + n_v k_i}. \dots \dots \dots (4.15)$$

Combinando las ecuaciones 4.14 con 4.10 y la ecuación 4.15 con 4.11 da como resultado

$$\sum_i x_i = \sum_i \frac{z_i}{n_L + n_v k_i} = 1, \dots \dots \dots (4.16)$$

$$\sum_i y_i = \sum_i \frac{z_i}{n_L + n_v K_i} = 1, \dots \dots \dots (4.17)$$

entonces

$$\sum_i y_i - \sum_i x_i = 0,$$

después

$$\sum_i \frac{z_i k_i}{n_L + n_v K_i} - \sum_i \frac{z_i}{n_L + n_v K_i} = 0,$$

reordenando términos

$$\sum_i \frac{z_i (K_i - 1)}{n_L + n_v k_i} = 0,$$

sustituyendo  $n_L$  por  $(1 - n_v)$  en la ecuación anterior:

$$f(n_v) = \sum_i \frac{z_i (K_i - 1)}{n_v (K_i - 1) + 1} = 0. \dots \dots \dots (4.18)$$

El calculo flash proporciona las relaciones de fase necesarias para realizar cálculos volumétricos y composicionales en un sistema de hidrocarburos.

## 4.2. Calculo flash

El calculo flash es una parte esencial en los cálculos de ingeniería, permite conocer las características del yacimiento. Es requerido cuando se desea saber la cantidad de moles de hidrocarburo que coexisten en el yacimiento o en un contenedor a una cierta presión y temperatura. Estas ecuaciones también son ocupadas para determinar la composición de las fases de los hidrocarburos existentes (Ahmed, 2007).

Dada la composición general de un sistema de hidrocarburos a una presión y temperatura especifica, los cálculos flash están diseñados para determinar los moles de la fase gas,  $n_g$ , moles de la fase líquido,  $n_L$ , la composición de la fase líquido,  $x_i$  y la composición de la fase gas,  $y_i$ . El modelo computacional para determinar  $n_L$ ,  $n_v$ ,  $y_i$  y  $x_i$  de una mezcla de hidrocarburos con una composición general conocida de  $z_i$  y caracterizado por una serie de relaciones de equilibrio,  $K_i$ , es resumido en los siguientes pasos (Ahmed, 2007).

**Paso 1** Cálculo de  $n_v$ . La ecuación 4.18 se puede resolver para el número de moles de la fase gas  $n_v$  usando el método de iteración de Newton-Raphson. Para aplicar este método iterativo, se realiza lo siguiente:

Se asume un valor arbitrario para el valor de  $n_v$  entre 0 y 1, como puede ser  $n_v=0.5$ . Un buen valor asumido se puede calcular con las siguientes relaciones:

$$n_v = A/(A + B), \dots \dots \dots (4.19)$$

donde

$$A = \sum_i [z_i(K_i - 1)], \dots \dots \dots (4.20)$$

$$B = \sum_i \left[ z_i \left( \frac{1}{K_i - 1} \right) \right] \dots \dots \dots (4.21)$$

Estas expresiones pueden obtener un valor aproximado de  $n_v$ , dando como resultado que el valor de las relaciones de equilibrio sean exactas. Nota el valor asumido de  $n_v$  debe de estar entre 0 y 1; esto es,  $0 < n_v < 1$ .

Evaluando la función  $f(n_v)$  dado por la ecuación 4.18 asumiendo el valor anterior de  $n_v$ :

$$f(n_v) = \sum_i \frac{z_i(K_i - 1)}{n_v(K_i - 1) + 1}$$

Si el valor absoluto de la función  $f(n_v)$  es menor a la tolerancia preestablecida, de  $10^{-6}$ , entonces el valor asumido para  $n_v$  es la solución deseada.

Si la solución del valor de  $f(n_v)$  es mas grande que la tolerancia, entonces el nuevo valor de  $(n_v)_{nueva}$  es calculada con la siguiente expresión:

$$(n_v)_{nueva} = n_v - \frac{f(n_v)}{f'(n_v)}, \dots \dots \dots (4.22)$$

con:

$$f'(n_v) = - \sum_i \left\{ \frac{z_i(K_i - 1)^2}{[n_v(K_i - 1) + 1]^2} \right\} \dots \dots \dots (4.23)$$

donde  $(n_v)_n$  es el nuevo valor de  $n_v$  que sera utilizada en la siguiente iteración.

Este procedimiento es repetido con el nuevo valor de  $n_v$  hasta que alcance la convergencia, esto es cuando:

$$|f(n_v)| \leq \text{tolerancia}$$

$$|(n_v)_{nueva} - (n_v)| \leq \text{tolerancia}$$

donde la tolerancia es de  $10^{-6}$ .

**Paso 2** Cálculo de  $n_L$ . El número de moles de la fase líquido se puede calcular aplicando la ecuación 4.12

$$n_L + n_v = 1$$

Despejando  $n_L$

$$n_L = 1 - n_v$$

**Paso 3** Cálculo de  $x_i$ , calculando la composición de la fase líquido mediante la aplicación de ecuación 4.14

$$x_i = \frac{z_i}{n_L + n_v K_i}$$

**Paso 4** Cálculo de  $y_i$ , Determinación de la composición de la fase gas ecuación 4.15

$$y_i = \frac{z_i K_i}{n_L + n_v K_i} = x_i K_i$$

### 4.3. Relaciones de equilibrio para soluciones reales

Para una solución real, las relaciones de equilibrio no dependerán solo de la presión y temperatura si no también de la composición de la mezcla de hidrocarburos. Matemáticamente esta observación se afirma con la siguiente expresión:  $K_i = K(p, T, z_i)$ .

Numerosos métodos se han propuesto para predecir las relaciones de equilibrio de la mezcla de hidrocarburos. Estas correlaciones varían de simples expresiones matemáticas a expresiones complejas que contienen diversas variables composicionales. Los siguientes métodos se presentarán a continuación: correlación de Wilson, correlación de Standing, método de presión convergencia y la correlación de Whitson y Torp.

#### 4.3.1. Correlación de Wilson

Wilson (1968) propuso una expresión termodinámica simplificada para calcular los valores K. La expresión propuesta es la siguiente:

$$K_i = \frac{P_{ci}}{P} \exp \left[ 5,37(1 + \omega) \left( 1 - \frac{T_{ci}}{T} \right) \right], \dots \dots \dots (4.24)$$

donde

$P_{ci}$  = presión crítica del componente,  $i$ , psia

$P$  = presión del sistema, psia

$T_{ci}$  = temperatura crítica del componente,  $i$ , °K

$T$  = temperatura del sistema, °R

En presiones bajas esta relación genera valores razonables de relación de equilibrio.

### 4.3.2. Correlación de Standing

Hoffmann, Crump y Hocott (1953), Brinkman y Sicking (1960), Kehn (1964), Dykstra y Mueller (1965) sugieren que cualquier componente hidrocarburo puro y no hidrocarburo puede ser caracterizado únicamente mediante la combinación de la temperatura de ebullición, temperatura y presión crítica en un solo parámetro, definido a continuación:

$$F_i = b_i [1/T_{bi} - 1/T], \dots \dots \dots (4.25)$$

con

$$b_i = \frac{\log(P_{ci}/14,7)}{[1/T_{bi} - 1/T_{ci}]}, \dots \dots \dots (4.26)$$

donde

$F_i$  = factor de caracterización del componente

$T_{bi}$  = punto de ebullición normal del componente  $i$ , °R

Standing (1979) derivó una serie de ecuaciones que se ajustan a las relación de equilibrio de Katz y Hachmuth (1937) a presiones menores de 1000 psia y temperaturas por debajo de 200°F, que son básicamente las condiciones apropiadas para la separación en superficie. Este correlación propuesta esta basada en la observación de la gráfica de  $\log(K_{ip})$  vs.  $F_i$ , a una presión dada, por lo general forma líneas rectas con una pendiente  $c$  y una intersección con  $a$ . La ecuación básica para una línea recta esta dada por:

$$\log(K_{ip}) = a + cF_i, \dots \dots \dots (4.27)$$

resolviendo para la relación de equilibrio,  $K_i$ , se tiene que:

$$K_i = \frac{1}{p} 10^{(a+cF_i)} \dots \dots \dots (4.28)$$

donde el coeficiente  $a$  y  $c$  en la relación son la intersección y la pendiente de la recta, respectivamente. Para una gráfica de 6 isobaras de  $\log(K_i p)$  versus  $F_i$  para una serie de 18 valores de relaciones de equilibrio, Standing correlacionó el coeficiente  $a$  y  $c$  con la presión.

$$a = 1,2 + 0,00045p + 15(10^{-8})p^2 \dots \dots \dots (4.29)$$

$$c = 0,89 - 0,00017p - 3,5(10^{-8})p^2 \dots \dots \dots (4.30)$$

Standing señaló que los valores predichos de las relaciones de equilibrio del  $N_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  y del  $C_1$  al  $C_6$  pueden mejorar considerablemente cambiando el parámetro de correlación,  $b_i$ , y la temperatura de ebullición de estos componentes ver **Tabla 4.1**. Para el cálculo de

**Tabla 4.1. Tabla valores Standing**

Componente	$b_i$	$T_{bi}, ^\circ R$
$N_2$	470	109
$CO_2$	652	194
$H_2S$	1136	331
$C_1$	300	94
$C_2$	1145	303
$C_3$	1799	416
i- $C_4$	2037	471
n- $C_4$	2153	491
i- $C_5$	2368	542
n- $C_5$	2480	557
$C_6$	2738	610
n- $C_6$	2780	616
n- $C_7$	3068	616
n- $C_8$	3335	718
n- $C_9$	3590	763
n- $C_{10}$	3828	805

las fracciones más pesadas se ocupa una regla de dedo propuesta por Katz y Hachmuth (1937). El valor del  $C_{7+}$  se puede tomar como el 15% del valor de  $K$  del  $C_7$

$$K_{C_{7+}} = 0,15K_{C_7}$$

Standing ofrece una alternativa para determinar los valores  $K$  del heptano y más pesados. Mediante la imposición de valores experimentales de la relación de equilibrio para el  $C_{7+}$ ,

para la ecuación 4.28. Standing calculo los factores de caracterización,  $F_i$ , para las fracciones más pesadas. Los valores calculados son usados para especificar la pureza de las parafinas de los hidrocarburos teniendo el valor de  $K$  de la fracción  $C_{7+}$ .

Standing sugiere los siguientes pasos para determinar los parámetros  $b$  y  $T_b$  de la fracción heptano-plus.

### **Paso 1**

Determinar con las siguientes relaciones, el número de átomos de carbono,  $n$ , del hidrocarburo de parafina normal que tiene el valor  $K$  del  $C_{7+}$ :

$$n = 7,30 + ,0075(T - 460) + ,0016P. \dots \dots \dots (4.31)$$

### **Paso 2**

Calculo de los parámetros de correlación,  $b$  y del punto de ebullición,  $T_b$ , de las siguientes expresiones:

$$b = 1013 + 324n - 4,25n^2, \dots \dots \dots (4.32)$$

$$T_b = 301 + 59,85n - ,971n^2, \dots \dots \dots (4.33)$$

Los valores calculados se pueden usar en la ecuación 4.28 para evaluar  $F_i$  para la fracción de heptano plus, que es,  $F_{C_{7+}}$ . La relación de equilibrio del dióxido del carbono se aproximado con la siguiente relación:

$$K_{CO_2} = \sqrt{K_{C_1}K_2}, \dots \dots \dots (4.34)$$

donde

$K_{CO_2}$  = relación de equilibrio del  $CO_2$  a una presión  $p$  y temperatura  $T$

$K_{C_1}$  = relación de equilibrio del metano a  $P$  y  $T$

$K_2$  = relación de equilibrio del etano a  $P$  y  $T$

Nótese que el metano y la fracción plus son los dos componentes mas importantes en la mezcla de hidrocarburos, debido su gran concentración en el sistema. Las fracciones  $C_1$  y  $C_7$  son dos componentes definido que puede ser caracterizados en el sistema de hidrocarburos. Estos dos componentes deben de estar bien definidos y sus valores  $K$  deben se ser estimados con precisión. Cuando el sistema tienen un presión menor de 1000 psia,



la siguiente correlación puede ocuparse para determinar los valores  $K$  para  $C_1$ :

$$K_{C_1} = \frac{\exp\left(A - \frac{B}{T}\right)}{P}, \dots \dots \dots (4.35)$$

$$A = 2,0(10^{-7})p_2 - 0,0005p + 9,4633,$$

$$B = 0,0001p^2 - 0,456p + 855,89,$$

donde

$P$ = presión, psi

$T$ = temperatura, °R

Es posible correlacionar las relaciones de equilibrio del  $C_2$  al  $C_6$  con la relación de equilibrio del  $C_1$  calculado anteriormente para presiones bajas, con la relación siguiente:

$$K_i = \frac{K_{C_1} F_i}{\ln(pK_{C_1})}, \dots \dots \dots (4.36)$$

con el parámetro  $F_i$  definido como:

$$F_i = a_i T - b_i. \dots \dots \dots (4.37)$$

La temperatura,  $T$ , esta en °R. En la **Tabla 4.2** se muestran los valores de los coeficientes  $a_i$  y  $b_i$  del  $C_2$  al  $C_6$ :

Esta correlación proporciona una buena estimación de los valores  $K$  para los componentes

**Tabla 4.2. Valores de  $a_i$  y  $b_i$**

Componente	$a_i$	$b_i$
$C_2$	0.0057	1.3166
$C_3$	0.0043	1.7111
i- $C_4$	0.0028	1.1818
n- $C_4$	0.0025	1.1267
i- $C_5$	0.0018	0.9004
n- $C_5$	0.0016	0.8237
$C_6$	0.0009	0.4919

ya mencionados, a presiones por debajo de 1000 psia.

#### 4.4. Relaciones de equilibrio para la fracción plus

La relación de equilibrio de la fracción plus por lo general se comporta de una manera distinta de cualquier otro componente del sistema, debido a que es una mezcla de compo-

mentos. Diversas técnicas se han propuesto para estimar el valor  $K$  de la fracción plus.

#### 4.4.1. Método de Winn

Winn (1954) propuso la siguiente expresión para determinar las relaciones de equilibrio para fracciones pesadas con un punto de ebullición encima de 210°F:

$$K_{C_{+7}} = \frac{K_{C7}}{(K_{C2}/K_{C7})^b}, \dots \dots \dots (4.38)$$

donde

$K_{C_{+7}}$  = valor de la fracción plus

$K_{C7}$  = valores de  $K$  para el n-heptano a presión, temperatura y presión de convergencia del sistema

$K_{C2}$  = valores de  $K$  para el etano

$b$  = coeficiente de volatibilidad

Winn correlaciono gráficamente el componente de volatibilidad,  $b$ , de la fracción pesada, con un punto de ebullición a condiciones atmosféricas, como se muestra en la **Figura 4.2**.

Esta correlación gráfica se puede expresar matemáticamente con la siguiente ecuación:

$$b = a_1 + a_2(T_b - 460) + a_3(T_b - 460)^2 + a_4(T_b - 460)^3 + a_5/(T - 460), \dots \dots \dots (4.39)$$

donde

$T_b$  = punto de ebullición, °R

$a_1 - a_5$  = coeficientes con los siguientes valores

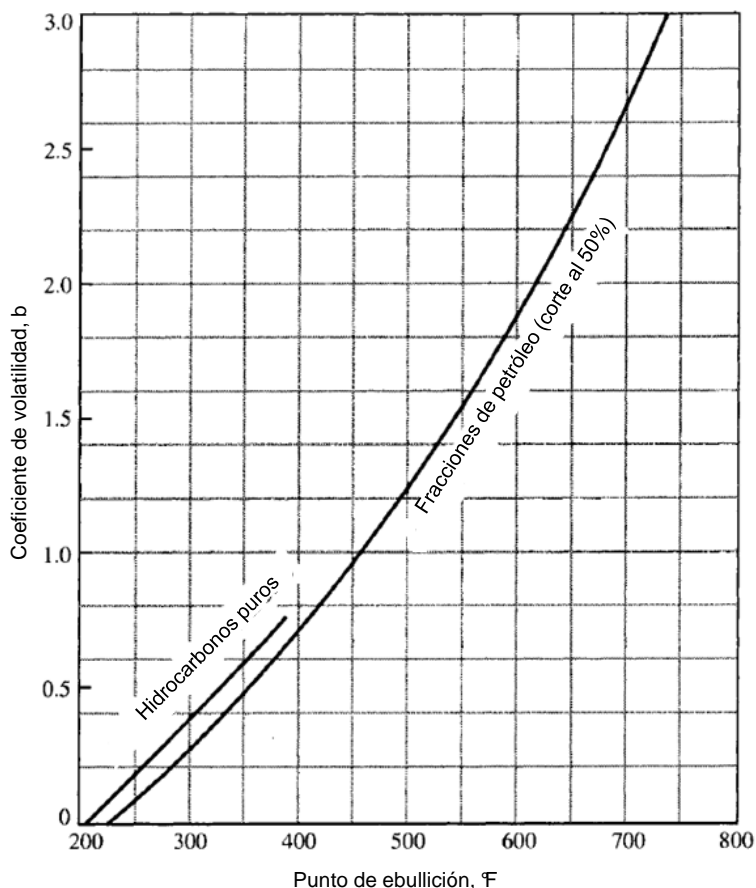
$$a_1 = 1.6744337$$

$$a_2 = -3.4563079 \times 10^{-3}$$

$$a_3 = 6.1764103 \times 10^{-6}$$

$$a_4 = 2.4406839 \times 10^{-9}$$

$$a_5 = 2.9289623 \times 10^2$$



**Figura 4.2. Coeficiente de volatilidad**

(Ahmed, 2007)

**4.4.2. Método de Katz**

Katz et al. (1959) sugiere multiplicar por 0.15 la relación de equilibrio del heptano para obtener una aproximación de la fracción plus:

$$K_{C_{7+}} = 0,15K_{C_7} \dots \dots \dots (4.40)$$

**4.5. Valores de K para los componentes no hidrocarburos**

Lohrenze, Clark y Francis (1963) desarrollaron las siguientes correlaciones para expresar los valores K del H<sub>2</sub>S, N<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> en función de la presión, temperatura y presión de convergencia, p<sub>k</sub>.

Para el H<sub>2</sub>S

$$\ln(K_{H_2S}) = \left(1 - \frac{P}{P_k}\right)^{0.8} \left[ 6,3992127 + \frac{1399,2204}{T} - \ln(p) \left( 0,76885112 + \frac{18,215052}{T} \right) - \frac{1112446,2}{T^2} \right], \quad (4.41)$$

Para el  $N_2$

$$\ln(K_{N_2}) = \left(1 - \frac{P}{P_k}\right)^4 \left[11,294748 - \frac{1184,2409}{T} - 0,9045990 \ln(p)\right], \dots \dots \dots (4.42)$$

Para el  $CO_2$

$$\ln(K_{CO_2}) = \left(1 - \frac{P}{P_k}\right)^6 \left[7,0201913 - \frac{152,7291}{T} - \ln(p) \left(1,8896974 - \frac{1719,2956}{T} + \frac{644740,69}{T^2}\right)\right]. (4.43)$$

donde

$T$ = temperatura, °R

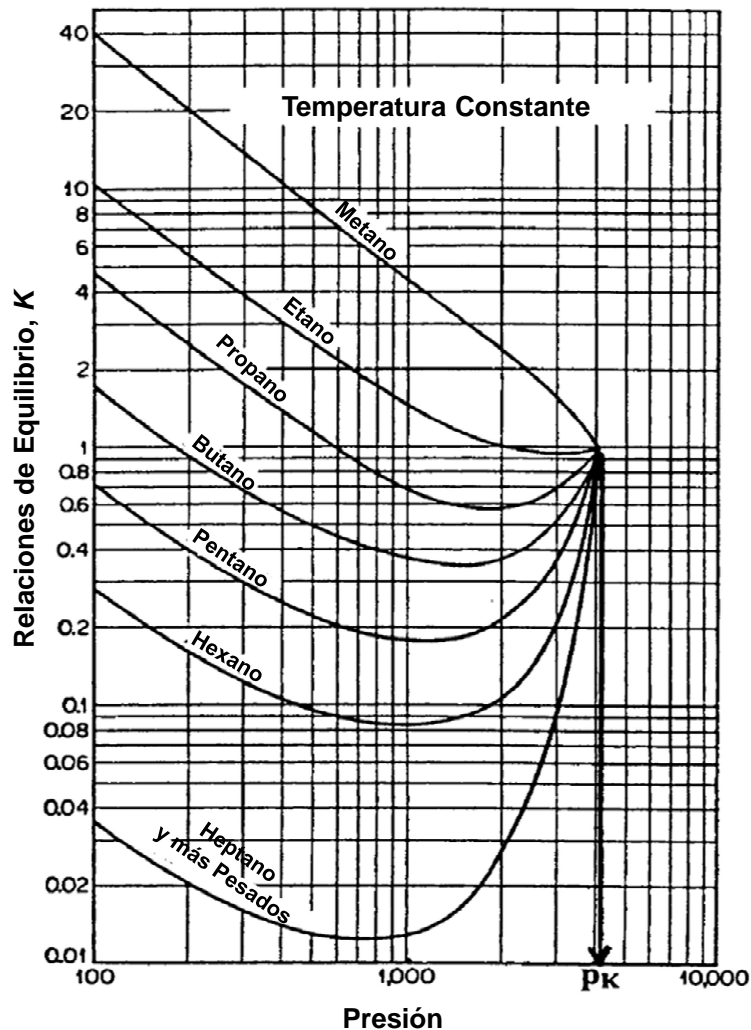
$P$ = presión, psia

$P_K$ = presión de convergencia, psia

## 4.6. Método de presión de convergencia

Estudios recientes de equilibrio de fases a altas presiones han demostrado que, cuando una mezcla de hidrocarburos se mantiene a una temperatura constante mientras la presión aumenta, los valores de relación de equilibrio convergen hacia el valor de uno a cierta presión. A esta presión se le llama presión de convergencia,  $P_k$ , de la mezcla de hidrocarburos. La presión de convergencia principalmente se usa para correlacionar el efecto de la composición en las relaciones de equilibrio.

El concepto de presión de convergencia se puede apreciar mejor analizando la **Figura 4.3**, esta figura es un diagrama esquematizado de las relaciones de equilibrio graficadas vs. presión en escala log-log para una mezcla de hidrocarburos que se mantiene a una temperatura constante. Muestra que las relaciones de equilibrio tienen una tendencia isotérmica a converger al valor  $K_i = 1$  para cualquier componente a una presión específica.



**Figura 4.3. Relaciones de equilibrio vs. presión**

(GPSA Engineering Data Book, 1987)

La Natural Gas Processors Suppliers Association (NGPSA) correlacionó una gran cantidad de factores " $k$ " en función de la temperatura, presión, componente y presión de convergencia. Estas tablas se pueden encontrar en el NGPSA's Engineering Data Book (1978).

Diversas investigaciones han demostrado que una mezcla de hidrocarburos con convergencia de presión de 4000 psia o mayor presentan los mismos valores de relación de equilibrio para una mezcla de hidrocarburos con una presión de 1000 psia. Estas observaciones dan como conclusión que la composición de la mezcla de hidrocarburos afecta muy poco las relaciones de equilibrio cuando el sistema tiene una presión menor de 1000 psia.

El problema al usar las gráficas de relaciones de equilibrio de NGPSA es que se tiene que conocer antes la presión de convergencia para escoger la gráfica adecuada. Los siguientes métodos se aplican para determinar la presión de convergencia.

#### 4.6.1. Método de Standing

Standing (1977) siguiere que la presión de convergencia puede ser correlacionada linealmente con el peso molecular del heptano plus. Whitson y Torp expresaron esta relación con la siguiente ecuación:

$$P_k = 60M_{C7+} - 4200 \quad \dots \quad (4.44)$$

Donde  $M_{C7+}$  es el peso molecular de la fracción heptano plus.

#### 4.6.2. Método de Rzasa

Rzasa, Glass y Opfell (1952) presentaron un método gráfico para predecir la presión de convergencia de una mezcla de hidrocarburos ligeros. Usaron la temperatura, el producto del peso molecular y gravedad específica de la fracción heptano plus como parámetros de la correlación. La ilustración gráfica de la correlación propuesta se muestra en la **Figura 4.4**.

Esta correlación gráfica se expresa con la siguiente ecuación matemática:

$$P_k = -2381,8542 + 46,341487[M\gamma]_{C7+} + \sum_{i=1}^3 a_i \left[ \frac{(M\gamma)_{C7+}}{T - 460} \right]^i, \quad \dots \quad (4.45)$$

donde

$(M)_{C7+}$  = peso molecular del  $C_{7+}$

$(\gamma)_{C7+}$  = gravedad específica del  $C_{7+}$

$T$  = temperatura, °R

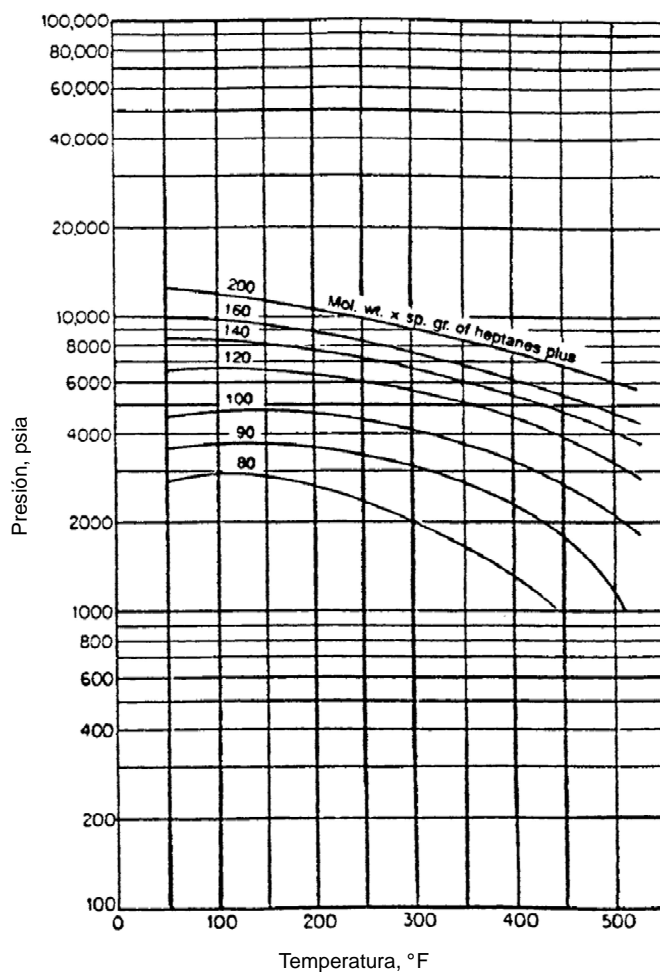
$a_i$  = coeficientes de correlación con los siguientes valores:

$a_1 = 6124.3049$

$a_2 = -2753.2538$

$a_3 = 415.42049$

La expresión matemática anterior se ocupa para determinar la presión de convergencia para una mezcla de hidrocarburos en rangos de temperatura de 50°F a 300°F.



**Figura 4.4. Presión de convergencia de Rzasz et al.**

(Ahmed, 2007)

### 4.6.3. Correlación de Whitson y Torp

Whitson y Torp (1981) reformularon la ecuación 4.24 de Wilson para obtener resultados a presiones más altas. La ecuación de Wilson fue modificada incorporando la presión de convergencia dentro de la correlación, quedando:

$$K_i = \left( \frac{P_{ci}}{P_k} \right)^{A-1} \left( \frac{P_{ci}}{P} \right) \exp \left[ 5,37A(1 + \omega_i) \left( 1 - \frac{T_{ci}}{T} \right) \right], \dots \dots \dots (4.46)$$

donde

$$A = 1 - \left( \frac{P}{P_k} \right)^{0,7}$$

Donde

$P$  = presión de sistema, psig

$P_k$  = presión de convergencia, psig

$T$  = temperatura del sistema, °R

$\omega_i$  = factor acéntrico del componente  $i$

## 4.7. Factor acéntrico

La correlación de Edmister (1958) propone calcular el factor acéntrico,  $\omega$ , para fluidos puros y fracciones de petróleo. Esta ecuación, es muy usada en la industria petrolera, requiere del punto de ebullición, temperatura crítica y presión crítica. La expresión propuesta esta dada por la siguiente relación:

$$\omega = \frac{3[\log(P_c/14,70)]}{7[(T_c/T_b - 1)]} - 1 \quad \dots \dots \dots (4.47)$$

donde

$\omega$ = factor acéntrico

$P_c$ = presión crítica, psia

$T$ = temperatura crítica, °R

$T_b$ = temperatura de ebullición normal, °R

## 4.8. Calculo de variables criticas

Sim y Daubert (1980) desarrollaron las siguientes ecuaciones tomando en cuenta los estudios de Winn (1957) para calcular las siguientes variables criticas.

$$P_c = 3,48242 * 10^9 T_b^{-2,3177} \gamma^{2,4853}, \quad \dots \dots \dots (4.48)$$

$$T_c = \exp[3,9934718 T_b^{0,08165} \gamma^{0,04614}], \quad \dots \dots \dots (4.49)$$

$$M = 1,435047 * 10^{-5} T_b^{2,3776} \gamma^{-0,9371}, \quad \dots \dots \dots (4.50)$$

donde:

$p_c$ = presión crítica, psia

$T_c$ = temperatura crítica, °R

$T_b$ = temperatura de ebullición, °R

### 4.8.1. Correlación de Watansiri, Owens y Starling

Watansiri, Owens y Starling (1985) desarrollaron las siguientes correlaciones para calcular las propiedades criticas de los fracciones hidrocarburo.

$$\ln(T_c) = -0,06505040 - 0,0005217 T_b + 0,03095 \ln[M] + 1,11067 \ln(T_b)$$



$$+M[0,078145\gamma^{1/2}-0,061061\gamma^{1/3}-0,016943\gamma], \dots \dots \dots (4.51)$$

$$\ln(p_c) = 6,6418853+0,01617283 \left[ \frac{T_c}{V_c} \right]^8 - 8,712 \left[ \frac{M}{T_c} \right] - 0,08843889 \left[ \frac{T_b}{M} \right], \dots \dots (4.52)$$

#### 4.8.2. Correlación de Standing para la fracción heptano plus

Standing (1977) desarrollo las siguientes expresiones matemáticas para determinar la presión y temperatura crítica de la fracción plus en base a los estudios de Matthews, Roland y Katz (1942).

$$(T_c)_{C_{7+}} = 608+364\log[(M)_{C_{7+}}-71,2]+[2450\log(M)_{C_{7+}}-3800]\log(\gamma)_{C_{7+}}] \dots \dots (4.53)$$

$$(P_c)_{C_{7+}} = 1188-431\log[(M)_{C_{7+}}-61,1]+[2319-852\log[(M)_{C_{7+}}-53,7]][(\gamma)_{C_{7+}}-0,8]] (4.54)$$

#### 4.8.3. Correlación de Rowe

Rowe (1978) propuso un conjunto de correlaciones para estimar el punto de ebullición, temperatura y presión crítica de la fracción heptano plus, suponiendo un comportamiento como el de las parafinas. Rowe utilizó el número de átomos de carbono,  $n$ , como único parámetro correlativo.

$$(T_c)_{C_{7+}} = 1,8[961 - 10^a], \dots \dots \dots (4.55)$$

con el coeficiente  $a$  definido como

$$a = 2,95597 - 0,090597n^{2/3} \dots \dots \dots (4.56)$$

El parámetro  $n$  es el número de átomos de carbón, calculado con el peso molecular del heptano plus.

$$n = \frac{M_{C_{7+}} - 2,0}{14}, \dots \dots \dots (4.57)$$

donde:  $(T_c)_{C_{7+}}$  = presión crítica en °R;  $(M_{C_{7+}})$  = peso molecular de la fracción heptano plus.

La presión crítica se define:

$$(p_c)_{C_{7+}} = \frac{10^{(4,89165+Y)}}{(T_c)_{C_{7+}}}, \dots \dots \dots (4.58)$$

donde:

$$Y = -0,0137726826n + 0,6801481651, \dots \dots \dots (4.59)$$

$(p_c)_{C_{7+}}$  = presión crítica de heptano plus (psia).

El punto de ebullición se calcula con la siguiente expresión:

$$(T_b)_{C_{7+}} = 0,0004347(T_b)_{C_{7+}}^2 + 265. \dots \dots \dots (4.60)$$

### Ejemplo 4-1

Se procesara un crudo por tres etapas de separación. Las condiciones de separación son las siguientes:

Separador	Presión, psia	Temperatura, ° F
1	400	72
2	350	72
Condiciones de tanque	14.7	60

La composición del crudo es la siguiente:

Componente	$z_i$	$M_i$
CO <sub>2</sub>	0.0008	44.0
N <sub>2</sub>	0.0164	28.0
C <sub>1</sub>	0.2840	164.0
C <sub>2</sub>	0.0716	30.0
C <sub>3</sub>	0.1048	44.0
i-C <sub>4</sub>	0.0420	58.0
n-C <sub>4</sub>	0.0420	58.0
i-C <sub>5</sub>	0.0191	72.0
n-C <sub>5</sub>	0.1912	72.0
C <sub>6</sub>	0.0405	86.0
C <sub>7+</sub>	0.3597	252

El peso molecular y la gravedad específica del C<sub>7+</sub> son 252 y 0.8429. Se calculara la composición de la mezcla a condiciones de tanque.

Solución

1. Calculo de las relaciones de equilibrio ocupando la correlación de Rzasa, Whitson y Torp para el primer separador, con  $n_L=0.6780$  y  $n_V=0.3220$ .

Componente	$z_i$	$M_i$	$k_i$	$x_i$	$y_i$
CO <sub>2</sub>	0.0008	44.0	3.0549	0.0005	0.0015
N <sub>2</sub>	0.0164	28.0	30.0651	0.0016	0.0476
C <sub>1</sub>	0.2840	164.0	12.9559	0.0586	0.7587
C <sub>2</sub>	0.0716	30.0	2.1313	0.0525	0.1119
C <sub>3</sub>	0.1048	44.0	0.4795	0.1259	0.0604
i-C <sub>4</sub>	0.0420	584.0	0.2364	0.0557	0.0132
n-C <sub>4</sub>	0.0420	58.0	0.0551	0.0604	0.0033
i-C <sub>5</sub>	0.0191	72.0	0.0736	0.0272	0.0020
n-C <sub>5</sub>	0.1912	72.0	0.0075	0.0281	0.0002
C <sub>6</sub>	0.0405	86.0	0.0209	0.0591	0.0012
C <sub>7+</sub>	0.3597	252	0.00002	0.5305	0.00001

La composición de la mezcla en la segunda separación serán los valores de  $x_i$  de la anterior separación, con  $n_L=0.9892$  y  $n_V=0.0108$ .

Componente	$z_i$	$M_i$	$k_i$	$x_i$	$y_i$
CO <sub>2</sub>	0.0005	44.0	3.4000	0.0005	0.0016
N <sub>2</sub>	0.0016	28.0	34.3530	0.0012	0.0400
C <sub>1</sub>	0.0586	164.0	14.6611	0.0511	0.7485
C <sub>2</sub>	0.0525	30.0	2.3623	0.0517	0.1222
C <sub>3</sub>	0.1259	44.0	0.5224	0.1266	0.0661
i-C <sub>4</sub>	0.0557	584.0	0.2555	0.0561	0.0143
n-C <sub>4</sub>	0.0604	58.0	0.0586	0.1266	0.0036
i-C <sub>5</sub>	0.0272	72.0	0.0785	0.0275	0.0022
n-C <sub>5</sub>	0.0281	72.0	0.0078	0.0284	0.0002
C <sub>6</sub>	0.0591	86.0	0.0220	0.0598	0.0013
C <sub>7+</sub>	0.5305	252	0.00002	0.5363	0.00001

A condiciones de tanque, con  $n_L=0.6984$  y  $n_V=0.3016$ .

Componente	$z_i$	$M_i$	$k_i$	$x_i$	$y_i$
CO <sub>2</sub>	0.0005	44.0	108.9389	0.0000	0.0015
N <sub>2</sub>	0.0012	28.0	1000.9431	0.0000	0.0039
C <sub>1</sub>	0.0511	164.0	420.8106	0.0004	0.1683
C <sub>2</sub>	0.0517	30.0	66.7332	0.0025	0.1657
C <sub>3</sub>	0.1266	44.0	13.9659	0.0258	0.3599
i-C <sub>4</sub>	0.0561	584.0	6.8034	0.0204	0.1389
n-C <sub>4</sub>	0.1266	58.0	1.3421	0.0553	0.0742
i-C <sub>5</sub>	0.0275	72.0	2.0367	0.0209	0.0427
n-C <sub>5</sub>	0.0284	72.0	0.1559	0.0381	0.0059
C <sub>6</sub>	0.0598	86.0	0.5600	0.0689	0.0386
C <sub>7+</sub>	0.5363	252	0.00049	0.7677	0.0004

La composición final es:

Componente	$z_i$
CO <sub>2</sub>	0.0000
N <sub>2</sub>	0.0000
C <sub>1</sub>	0.0004
C <sub>2</sub>	0.0025
C <sub>3</sub>	0.0258
i-C <sub>4</sub>	0.0204
n-C <sub>4</sub>	0.0553
i-C <sub>5</sub>	0.0209
n-C <sub>5</sub>	0.0381
C <sub>6</sub>	0.0689
C <sub>7+</sub>	0.7677

## 5. Separación gas-líquido

En este capítulo se presentarán los diferentes equipos de separación gas-líquido ocupados en la industria petrolera, también los equipos especializados para el tratamiento de la corriente de gas.

La corriente de hidrocarburos proveniente del pozo es una mezcla de gases, hidrocarburos líquidos, vapor de agua, agua libre, sólidos y contaminantes. Un yacimiento de gas que solo produzca metano no es muy común y su tratamiento solo requiere de un proceso de deshidratación para poder ser transportado. Al inicio la corriente presenta alta presión y temperatura, pero estas se reducen a lo largo de la tubería de transporte, lo que ocasiona una variación en sus propiedades (Beggs, 1984).

Ikoku (1992) menciona que, en los campos de gas natural se tienen cuatro procesos básicos:

1. Separación del gas de los líquidos libres como el aceite, condensados y sólidos arrastrados.
2. Procesar el gas para remover condensados y recuperar vapor de hidrocarburos.
3. Procesar el gas para remover vapor condensado de agua, que en ciertas condiciones pueden causar generación de hidratos.
4. Procesar el gas para remover componentes no deseados como el sulfuro de hidrogeno y dióxido de carbono.

Estos procesos se pueden realizar en campo o en una planta de procesamiento.

### Presión inicial de separación

Arnold y Stewart (2008) mencionan que debido al comportamiento multicomponente de los fluidos producidos, se obtiene más líquido en un separador mientras la presión inicial de separación es alta. Este líquido contiene algunos componentes ligeros que se vaporizan en el taque de almacenamiento corriente abajo en el separador. Si la presión inicial de separación es demasiado alta, muchos componentes ligeros se quedarán en fase líquida en el separador y se perderán con la fase gas en el tanque. Si la presión es muy baja, algunos de los componentes ligeros se estabilizarán en la fase líquido en el separador y se perderán de la fase gas. Este fenómeno es calculado usando el equilibrio flash. En la corriente de entrada, la tendencia de cualquiera componentes a flashear a la fase vapor depende de la

presión parcial. La presión parcial en un recipiente se define como el número de moléculas de ese componente en el espacio de vapor dividido entre el número total de moléculas de todos los componentes en el espacio de vapor por la presión en el recipiente:

$$PP_N = \frac{Moles_N}{\sum Moles_N}(P), \dots \dots \dots (5.1)$$

donde:

$PP_N$ = presión del componente "N"

$Moles_N$ = numero de moles del componente "N"

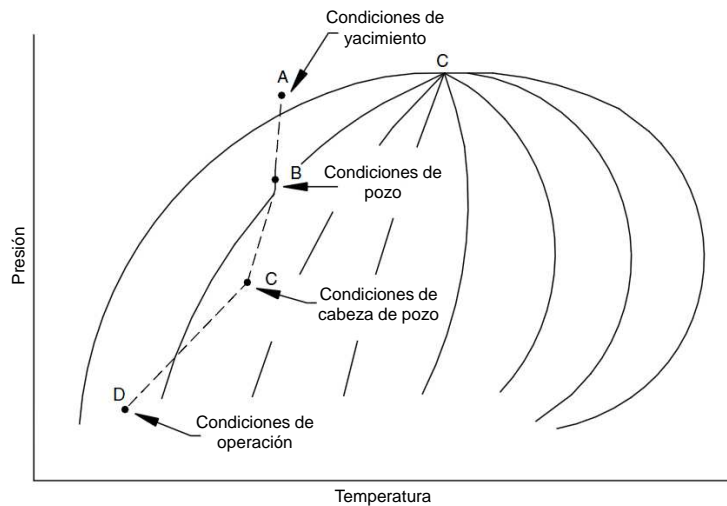
$\sum Moles_N$ = número total de moles de los componentes

$P$ = presión en el recipiente, psia (kpa)

Si la presión en el recipiente es mayor, la presión parcial del componente sera relativamente alta y las moléculas del componente estarán cerca de la fase líquida. Si la presión del separador aumenta, la relación de gasto de líquido expulsado del separador aumenta. El problema de esto es que, algunas moléculas son de hidrocarburos ligeros (metano, etano y propano) y tienen una tendencia a cambiar a fase gas a condiciones de tanque (presión atmosférica). En el tanque de almacenamiento, la presencia abundante de este tipo de moléculas crean una presión parcial baja para el rango de moléculas de hidrocarburos medianas (butano, pentano y heptano) que tienen una tendencia a liberar gas a condiciones de tanque a pequeños cambios en la presión parcial. Por lo tanto, al mantener las moléculas más ligeras en el tanque de almacenamiento, se capturan algunas como líquido, pero se perderán de la fase gas algunas moléculas intermedias. Cuando se aumenta la presión de operación del separador, se busca el punto óptimo de operación, lo que ocasiona una disminución en la cantidad de líquido.

**Diagrama de relación de equilibrio**

En el diagrama de relación de equilibrio se visualiza el sistema de operación desde condiciones de yacimiento hasta operación. El equilibrio es una condición teórica que describe la operación de un sistema que ha alcanzado el estado estacionario, donde el vapor es condensado en líquido exactamente al mismo tiempo que el líquido hierve a vapor. El estado simple es la condición de separación de líquido y vapor a ciertas condiciones de presión y temperatura. En la **Figura 5.1** se muestran distintos puntos de operación de un diagrama de fase de equilibrio genérico (Arnold y Stewart, 2008).



**Figura 5.1. Diagrama de equilibrio de fase de un sistema de producción típico**

(Arnold y Stewart, 2008)

## 5.1. Equipos de separación gas-líquido

El proceso más crítico y común en campo es la separación de líquidos libres y gas de la corriente proveniente del pozo mediante el uso de separadores. El dimensionamiento y la selección del separador dependerá de la composición de la mezcla de los fluidos. La separación gas-líquido ocurre mediante el principio de reducción de presión en los separadores. Una vez separado el líquido y gas se busca tratarlos aún más. Al líquido se deja reposar para que se libere el gas disuelto y a la corriente de gas se le aplican diversos métodos para eliminar cualquier partícula de líquido. En algunos casos los separadores tienen secciones donde se genera flujo turbulento para mejorar la separación gas-líquido, pero cuando se tiene solo gas, el flujo turbulento no es conveniente. La separación debe ser muy eficiente para que los equipos que se encuentran corriente abajo no sean dañados (Ikoku, 1992).

Beggs (1984) menciona que un separador de corriente proveniente de pozo debe:

1. Causar una fase primaria de separación en la mezcla de hidrocarburos (líquido y gas).
2. Refinar la separación primaria mediante la remoción de partículas de líquido del gas.
3. Perfeccionar la refinación de separación mediante la remoción del gas arrastrado en el líquido.
4. Descargar el líquido y el gas separado del contenedor y asegurar que no ocurra una reentrada.

Si estas funciones se cumplen, el diseño básico de un separador debe:

1. Controlar y disipar la energía de la corriente proveniente del pozo mientras entra al separador.
2. Asegurarse que la velocidad del líquido y gas sean lo suficiente bajas para que pueda ocurrir la segregación gravitacional y el equilibrio vapor-líquido.
3. Minimizar la turbulencia y reducir la velocidad de la sección de gas del separador.
4. Controlar la acumulación de espumas.
5. Eliminar la reentrada de gas y líquido del separado.
6. Proveer controles precisos de salida de gas para mantener la presión de operación.
7. Proveer controles precisos de salida de líquido.
8. Si es necesario, poner dispositivos de limpieza donde los sólidos se puedan acumular.
9. Colocar válvulas de alivio en el caso de un exceso de presión.
10. Proveer equipo de monitoreo (indicadores de presión, termómetros e indicadores de nivel de líquido visuales).

Los siguientes factores se deben considerar para el dimensionamiento y selección del separador:

1. Gasto de líquido (aceite y agua), gasto mínimo y máximo de barriles por día.
2. Gasto de gas.
3. Gravedad específica del aceite, agua y gas.
4. Tiempo de retención requerido dentro del separador; el tiempo de retención está en función de las propiedades de los fluidos.
5. Temperatura y presión de operación.
6. Decidir si el separador sera bifásico (líquido y gas) o trifásico (aceite, agua, gas).
7. Considerar la existencia de solidos como arena o parafinas.
8. Existencia de espumas.



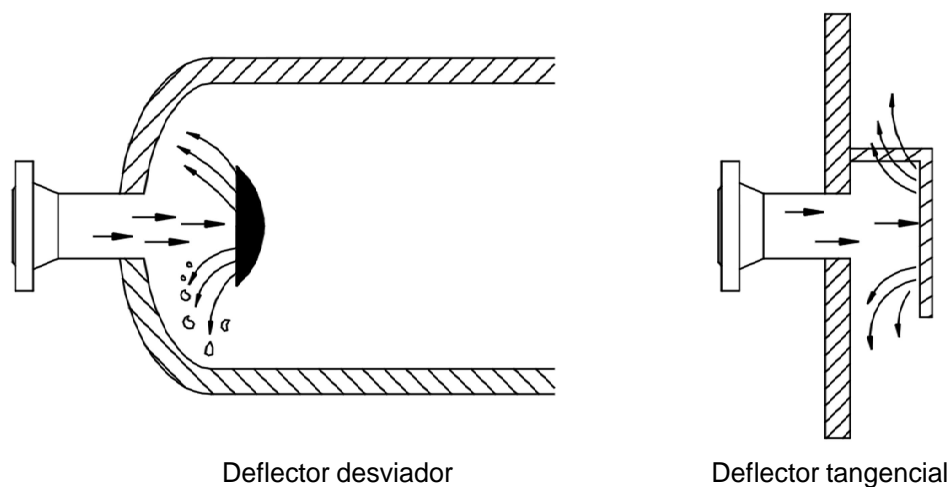
## 5.2. Secciones internas de un separados gas-líquido

La mayoría de los separadores funciona por el principio de segregación gravitacional y/o segregación centrífuga. Todo separador gas-líquido está constituido por cuatro secciones principales (Arnold y Stewart, 2008).

### Sección de desviación de entrada

La corriente de hidrocarburos que entra al separador tiene una alta velocidad y flujo turbulento ocasionándole un enorme momento. El desviador de entrada hace que cambie abruptamente la dirección del flujo absorbiendo el momento del líquido, permitiendo la separación gas-líquido ocasionando la separación primaria. Existen tres principales tipos de desviadores: deflector de placa, desviadores centrífugos y codos.

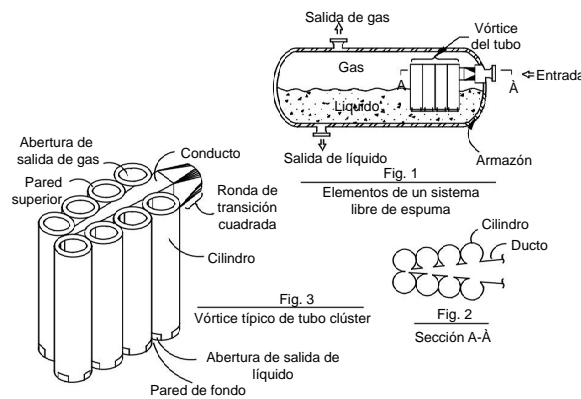
Un deflector de placa puede ser un: plato esférico, plano, cono, codo y con cierto ángulo. Su diseño dependerá principalmente de la cantidad de momento de los fluidos al choque con la placa (Arnold y Stewart, 2008).



**Figura 5.2. Ejemplos de deflectores de separación primaria**

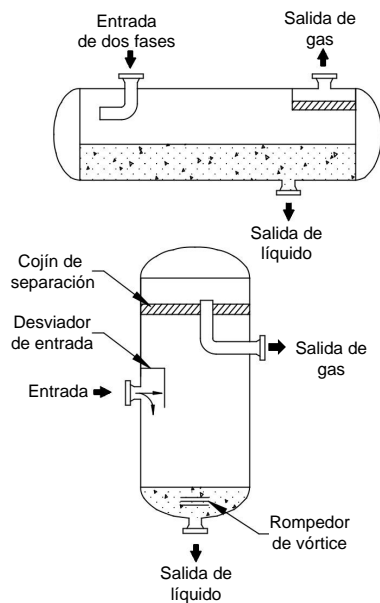
(Arnold y Stewart, 2008)

Los desviadores centrífugos de entrada utilizan la fuerza centrífuga, en vez de la fuerza mecánica, para separar el aceite y el gas.



**Figura 5.3. Deflector centrífugos de entrada en tres vistas**

(Arnold y Stewart, 2008)



**Figura 5.4. Desviador tipo codo**

(Arnold y Stewart, 2008)

**Sección de recolección de líquido**

Esta sección se encuentra en la parte inferior del separador y proporciona el tiempo de retención para que el gas atrapado en el líquido puede liberarse por medio de la segregación gravitacional. El grado de separación dependerá del tiempo de retención, la cantidad de líquido que pueda manejar el separador, el gasto de hidrocarburos que entra al separador y de la densidad de los fluidos. La separación líquido-líquido requiere más tiempo que la separación gas-líquido (Arnold y Stewart, 2008).

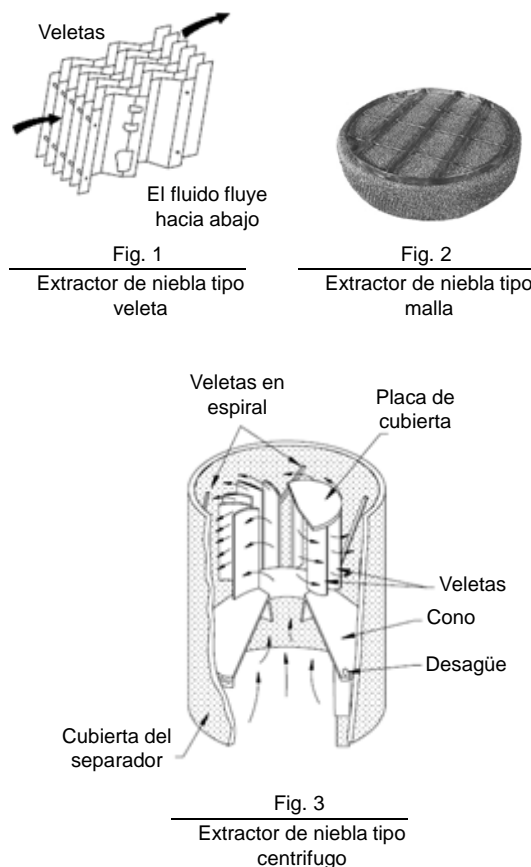
**Sección de segregación gravitacional**

Cuando la corriente de gas entra a la sección de segregación gravitacional y aún hay

partículas de líquido en el gas que no pudieron ser separadas por el desviador de entrada, estas partículas de líquido se separan por gravedad y caen a la interfase gas-líquido. La sección de segregación gravitacional es dimensionada para que las gotas de líquido mayores de 100 a 140 micrones caigan a la interfase gas-líquido mientras que las gotas más pequeñas se mantienen en el gas. Las gotas mayores de 100 a 140 micrones no son deseables, por que pueden saturar el extractor de niebla a la salida del separador (Arnold y Stewart, 2008).

**Sección de extracción de niebla**

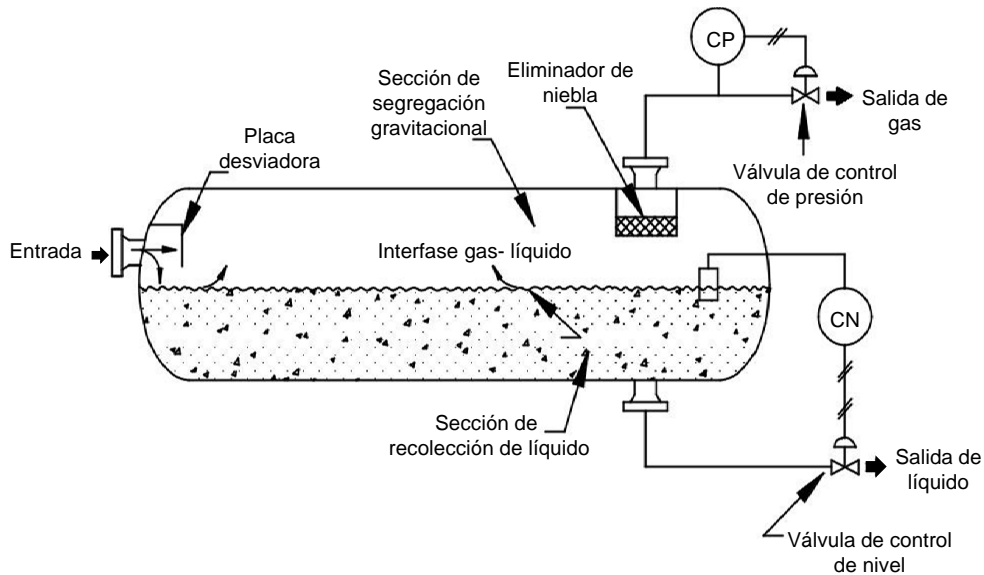
El gas que abandona la sección de segregación gravitacional contiene pequeñas gotas de líquido, generalmente menores de 100 a 140 micrones. Antes que el gas salga del separador pasa por una sección de coalescencia o extractor de niebla. Esta sección usa elementos de coalescencia para remover las pequeñas gotas de líquido que se encuentran en el gas y caen a la sección de recolección de líquido. Existen diversos extractores de niebla y se escogerá el adecuado dependiendo las características de la mezcla, entre los cuales están; el tipo veleta, malla y centrifugo (Arnold y Stewart, 2008).



**Figura 5.5. Extractores de niebla**

(Arnold y Stewart, 2008)

En la siguiente figura se muestran las partes internas de un separador.



**Figura 5.6. Secciones internas de un separador gas-líquido**

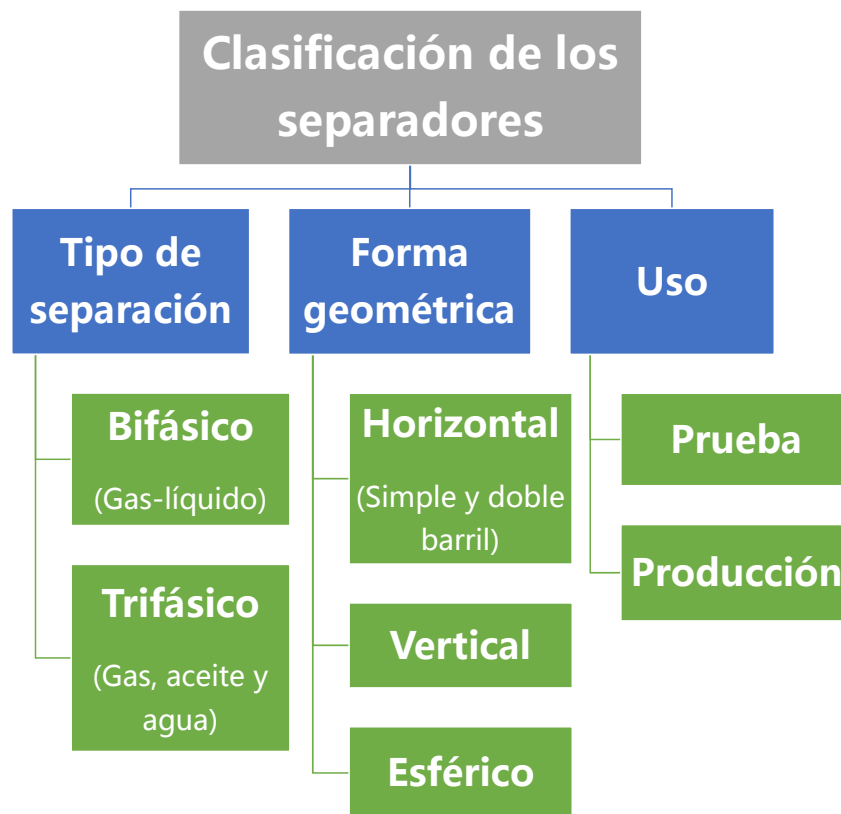
(Arnold y Stewart, 2008)

### 5.3. Tipos de separadores

La clasificación de los separadores gas-líquido se divide en tres categorías: tipo de separación, forma geométrica y uso. Su elección dependerá de diversos factores como: las características de la corriente de hidrocarburos proveniente del pozo, espacio disponible, transportes, costos. Teniendo cada uno sus pros y contras (Ikoku, 1984).

#### 5.3.1. Separador vertical

Este tipo de separador puede manejar una relación gas-aceite de baja o intermedia. Tiene capacidad para manejar grandes cantidades de bache líquido y arena. Minimiza la tendencia del líquido a ser vaporizado por la diferencia de distancia vertical que existe entre el nivel del líquido y la salida de gas. Por su forma geométrica ocupa poco espacio y es ideal para plataformas costa afuera. Es más costosos que los horizontales al igual que su transporte. Cuenta con un diámetro adecuado, para que las gotas que arrastra el gas puedan desprenderse. Se le puede colocar un dispositivo llamado como falso en la parte inferior para acumular solidos provenientes del pozo (Guo y Ghalambor, 2005).

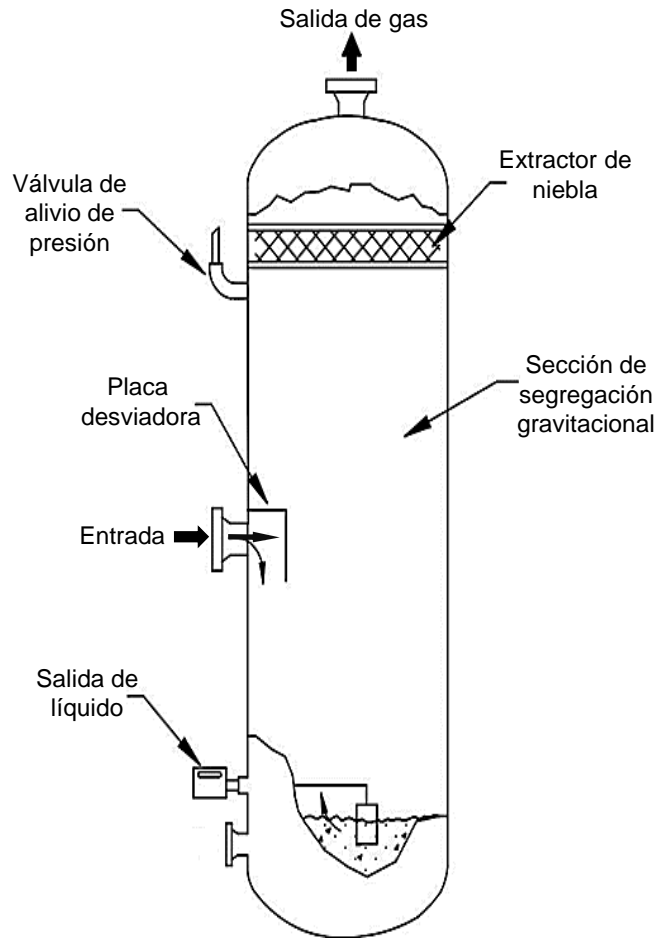


**Figura 5.7. Clasificación de separadores**

(Arnold y Stewart, 2008)

### Funcionamiento

La corriente del pozo entra tangencialmente al separador vertical y entra en contacto con el desviador de entrada generando la separación primaria, donde intervienen las fuerzas gravitacionales, centrífugas y de choque. El gas de la separación primaria viaja hacia la parte superior mientras que el líquido se deposita en la parte inferior en la sección de recolección de líquido. Una vez que se encuentra en equilibrio se libera el gas que estaba disuelto en el líquido. En la sección de segregación gravitacional ocurre la separación secundaria del gas, la cual depende del diámetro del separador, en esta sección, por medio de la gravedad, se remueven las partículas de líquido de la fase gas. Para remover las gotas de líquido de tamaño pequeño se utiliza un extractor de niebla el cual se encuentra en la parte superior del separador, este es el último proceso antes de que salga el gas del separador (Guo y Ghalambor, 2005).



**Figura 5.8. Separador vertical**

(Arnold y Stewart, 2008)

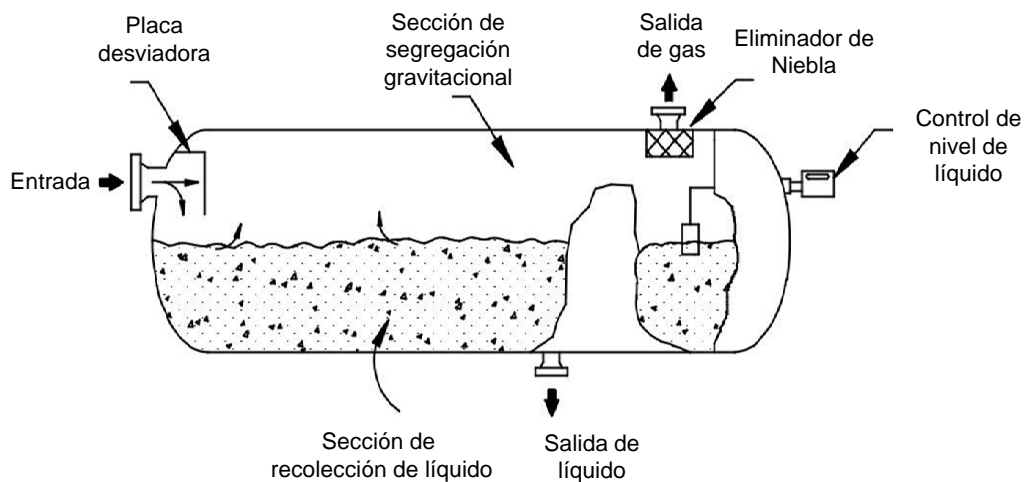
### 5.3.2. Separador horizontal

Este tipo de separador está diseñado para manejar una alta relación gas aceite. Tienen un menor precio en su fabricación y transporte en comparación con otros separadores. Se caracteriza por tener una mayor facilidad de instalación y mantenimiento. Puede manejar volúmenes grandes de gas. Requieren menor tubería para conectarse en campo. Pueden ser apilados, dependiendo las etapas que se requieran con el fin de optimizar espacio. Minimiza la turbulencia y generación de espumas. Ofrece mayor área de interfase. Se dividen en simple y doble barril (Kumar, 1987).

#### Funcionamiento del separador simple barril

La corriente de hidrocarburos proveniente del pozo entra al separador horizontal y esta entra en contacto con la placa desviadora que tiene un cierto ángulo de inclinación, lo que ocasiona una separación primaria similar a la que ocurre en los separadores verticales. La fuerza de gravedad hace que el líquido viaje hacia la zona de recolección de líquido donde

se da un tiempo de reposo para que el gas disuelto en el aceite se libere, después el gas y el vapor de aceite viajan a la sección de segregación gravitacional donde se recupera el líquido que no fue separado, por la placa desviadora, este líquido cae a la interfase gas líquido. Antes de que el gas deje el separador, pasa por un extractor de niebla que ocasiona la coalescencia del líquido (Kumar, 1987).

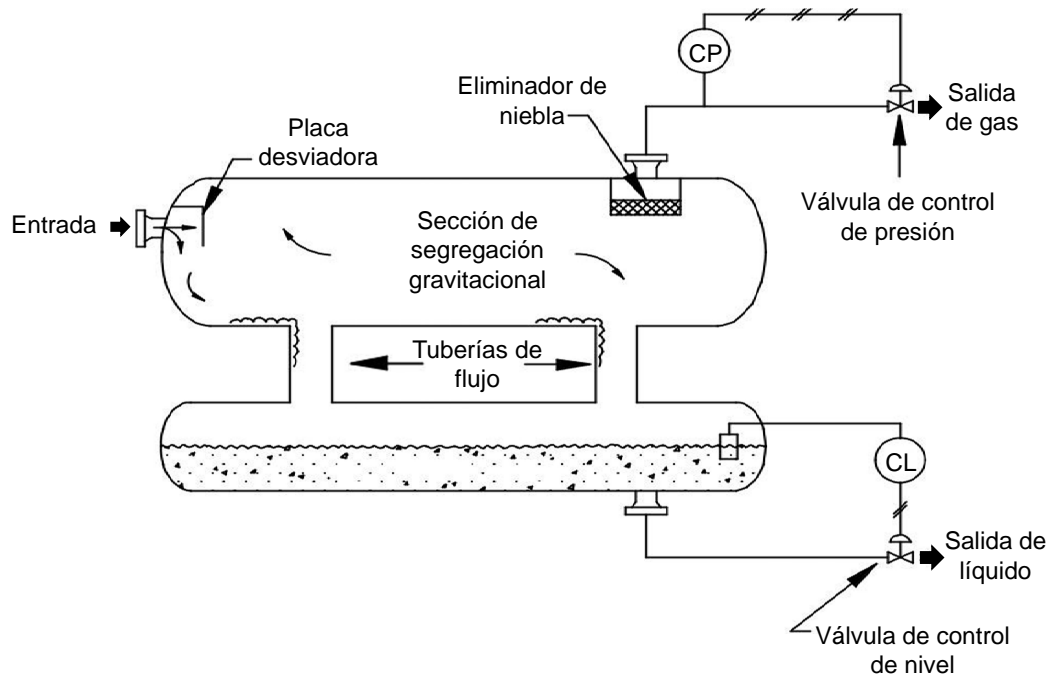


**Figura 5.9. Separador horizontal simple barril**

(Arnold y Stewart, 2008)

### **Funcionamiento del separador doble barril**

Este separador gas-líquido cuenta con dos barriles. En el barril superior se incorpora la corriente de hidrocarburos, la cual entra en contacto con la placa desviadora que hace que el líquido caiga al barril inferior donde se encuentra la sección de acumulación de líquido. El barril de la parte superior está lleno de deflectores que sirven para remover los líquidos de la corriente de gas. El líquido es expulsado por el barril inferior y el gas por el barril superior (Kumar, 1987).



**Figura 5.10. Separador horizontal doble barril**

(Arnold y Stewart, 2008)

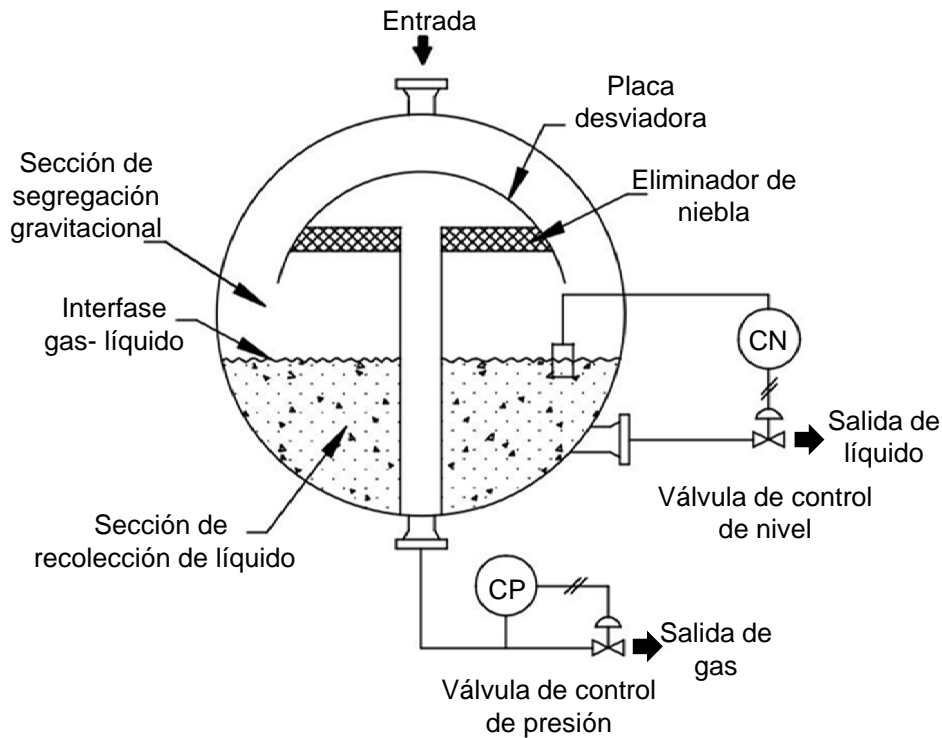
### 5.3.3. Separador esférico

Este tipo de separador está diseñado para manejar relaciones gas-aceite bajas a intermedias. Son de menor costo comparado con los separadores horizontales y verticales, aparte de ser más compactos. El control de líquido es crítico, por que tiene una sección de recolección de líquido reducida. Es complicado convertirlo en trifásico por su tamaño. En la práctica tienen las peores características, son muy difíciles de dimensionar y presentan problemas en la fabricación. Rara vez se utilizan en campo (Arnold y Stewart, 2008).

#### Funcionamiento

La corriente entra por la parte superior del separador y en seguida hace contacto con el deflector tangencialmente dividiendo la corriente en dos, ocurriendo la separación primaria. Posteriormente las dos corrientes se vuelven a juntar y el líquido cae en la sección de recolección de líquido. Las gotas de líquido que lleva el gas son removidas principalmente por la reducción de velocidad que arrastra el gas dentro del recipiente. El gas pasa por un eliminador de niebla para remover las gotas más pequeñas de líquido (Arnold y Stewart, 2008).



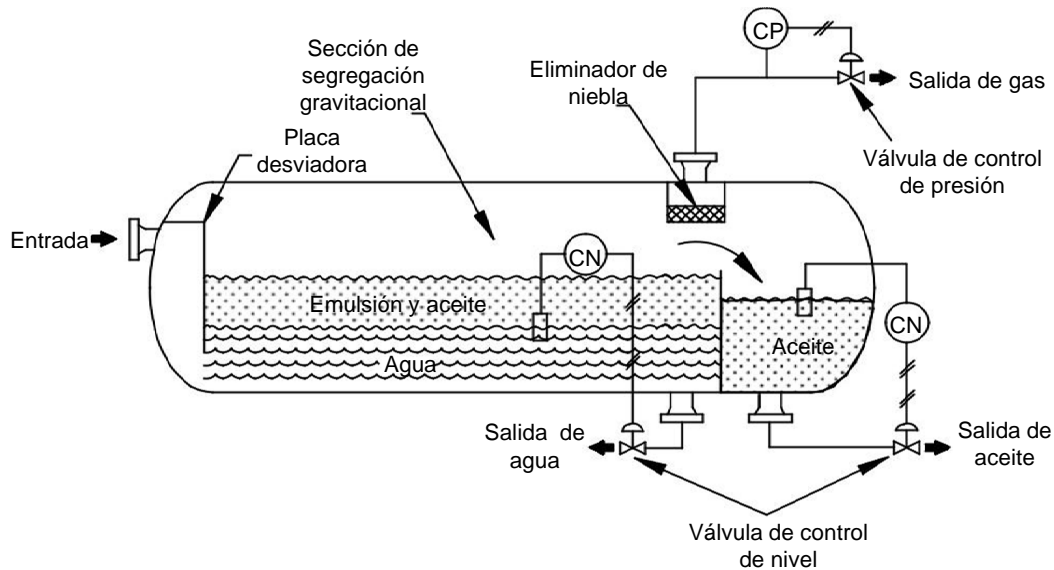


**Figura 5.11. Separador Esférico**

(Arnold y Stewart, 2008)

#### 5.3.4. Separadores trifásicos

Estos separadores están diseñados para separar gas-agua-aceite y contienen dos salidas de líquido. Por lo general son usados en pruebas de pozo y en donde ocurre una separación rápida de agua o condensado de la corriente proveniente del pozo. La separación en tres etapas se puede llevar a cabo en cualquier separador mediante la instalación de deflectores o controladores de nivel de interfaz. La separación trifásica es complicada en separadores esféricos por el espacio reducido que tienen (Guo y Ghalambor, 1987).



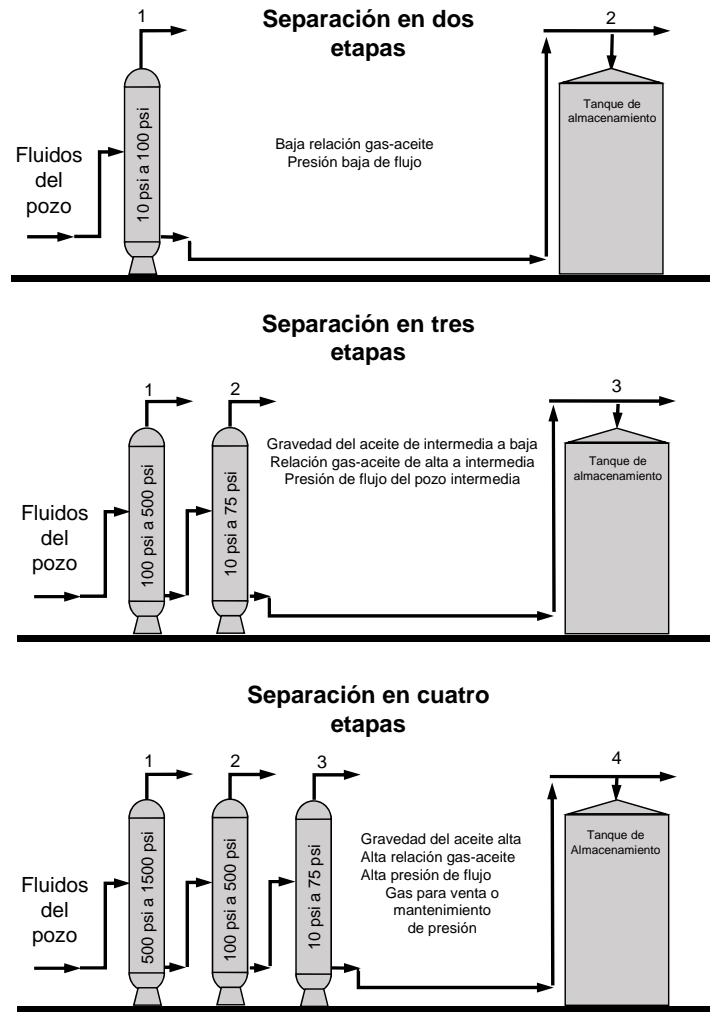
**Figura 5.12. Separador Trifásico**

(Arnold y Stewart, 2008)

#### 5.4. Etapas de separación

La separación flash en equilibrio ocurre en los equipos de separación de hidrocarburos debido a la reducción sucesiva de presión que ocurre en los separadores. El objetivo de la separación flash es separar los hidrocarburos líquidos y gaseosos de la corriente proveniente del pozo para obtener líquido estabilizado en el tanque. Cuando se habla de etapas de separación se dice que, dos etapas de separación implican un separador y un tanque de almacenamiento, en el caso de tres etapas de separación, se tienen dos separadores y un tanque de almacenamiento y así consecuentemente. El tanque por lo general es considerado como la última etapa de separación, porque es donde se alcanza el equilibrio.

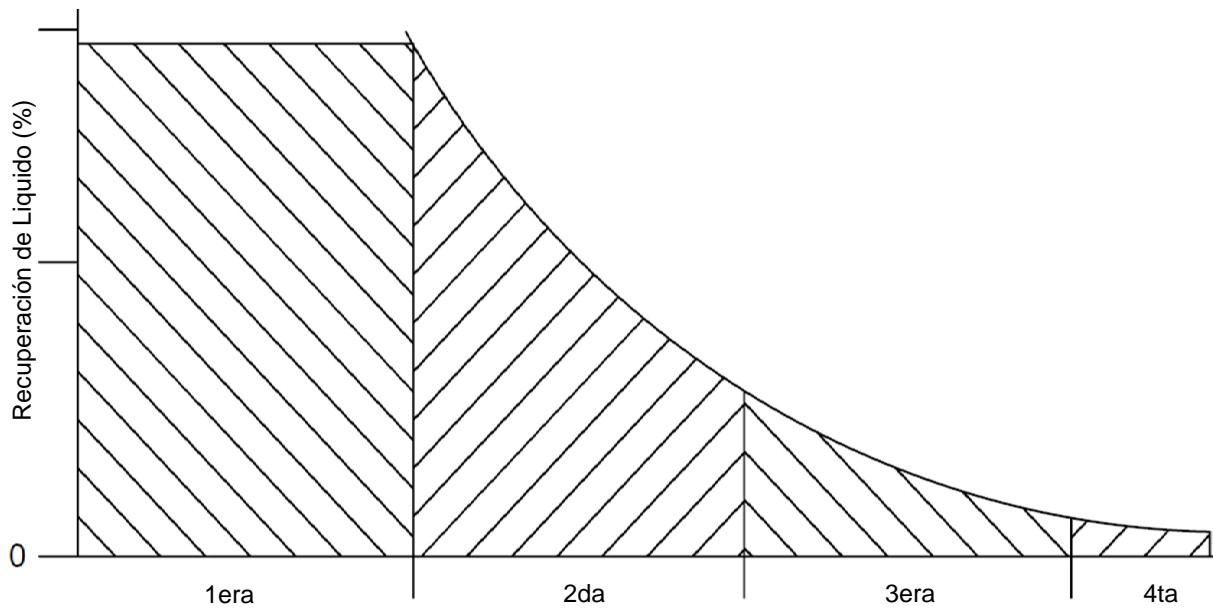
El propósito de las etapas de separación es reducir la presión de la corriente de hidrocarburos. Los hidrocarburos líquidos provenientes del pozo están a alta presión y usualmente contiene grandes cantidades de propano, butano y pentano licuado que será vaporizado conforme se pierde presión. La cantidad de líquido recuperado dependerá de la composición de la corriente del pozo, presión y temperatura. Entre menor sea la reducción de presión entre cada etapa, mayor será la recuperación de líquido (Arnold y Stewart, 2008).



**Figura 5.13. Separación en etapas**

(Arnold y Stewart, 2008)

Al agregar más etapas de separación, la recuperación de líquido por etapa es menor, tal como se muestra en la **Figura 5.14**. Al añadir una etapa de separación se deben analizar los costos del separador adicional, tubería, controles, espacio y compresores requeridos para determinar si es viable económicamente agregarla. Cada caso es diferente y se tendrá un número óptimo de etapas. En la mayoría de los casos, el número óptimo de etapas es difícil de determinar por las diferentes propiedades de los pozos y la declinación de producción que sufren. La **Tabla 5.1** es una guía aproximada de las etapas de separación necesarias, esta no incluye condiciones de tanque. Esta guía no sustituye los cálculos flash, estudios de ingeniería y criterio del ingeniero (Arnold y Stewart, 2008).



**Figura 5.14. Incremento en la recuperación de líquido vs. número de etapas**

(Arnold y Stewart, 2008)

**Tabla 5.1. Guía de etapas de separación**

(Arnold y Stewart, 2008)

Presión Inicial de Separación		Número de Etapas
(kPa)	(Psig)	
170-860	25-125	1
860-2100	125-300	1-2
2100-3400	300-500	2
3400-4800	500-700	2-3 <sup>2</sup>

<sup>2</sup>En flujos mayores a 650 m<sup>3</sup>/hr (100,000 bpd), se puede justificar un número mayor etapas.

La potencia requerida del compresión se ve reduce por la separación en etapas ya que parte del gas es capturado a una mayor presión, como se muestra en la siguiente tabla.

**Tabla 5.2. Efecto de la separación multietapa en los compresores**

(Arnold y Stewart, 2008)

<b>Efecto de la separación en etapas de una corriente rica en condensado</b>			
<b>Caso</b>	<b>Etapas de separación (psia)</b>	<b>Líquido producido (bopd)</b>	<b>Potencia Requerida (hp)</b>
Caso 1	1215; 65	8,400	861
Caso 2	1215; 515; 65	8,496	497
Caso 3	1215; 515; 190; 65	8,530	399

**Determinación de la presión de separación**

Arnold y Stewart (2008) consideran diversos factores para determinar la presión de separación en un sistema multicomponente. Para instalaciones que manejan menos de 50,000 bpd existen limitaciones practicas que ayudan a determinar las presiones. La presión mínima para una etapa de separación baja esta en un rango 25 a 50 psig. Esta presión probablemente permitirá que el aceite sea vertido en un equipo de tratamiento y que el agua llegue al sistema de tratamiento. Entre mas alta sea la presión de operación, menor sera la potencia del compresor para que el gas pueda ser comercializado. La potencia del compresor esta en función de presión absoluta de descarga dividida entre la presión absoluta de succión. Incrementando la presión del separador de baja presión de 50 psig a 200 psig se podría reducir 33 % la potencia del compresor. Sin embargo, también se puede añadir baja presión a los pozos restringiendo su flujo y permitiendo que más gas sea venteado a la atmósfera. Normalmente, la presión óptima de funcionamiento se encuentra entre 50 y 100 psig.

Para determinar la presión en los separadores de media presión se debe considerar que el gas sera comprimido, por lo generar se ocupan compresores en multiples etapas. Por razones prácticas, la determinación las presiones de operación del separador deben coincidir y ser ligeramente mayores que las presiones entre cada etapa del compresor. Una aproximación de la presión de funcionamiento del separador intermedio se determina con la siguiente expresión:

$$R = \left[ \frac{P_d}{P_s} \right]^{1/n} \dots \dots \dots (5.2)$$

donde

R= relación por cada etapa

P<sub>d</sub>= presión de descarga, psia

P<sub>s</sub>=presión de succión, psia

$n$  = número de etapas

Con el fin de minimizar la temperatura entre cada etapa, la relación máxima de compresión estará en un intervalo de 3.6 a 4.0. Eso significa que la mayoría las instalaciones de producción tendrán compresores de dos o tres etapas. Un compresor de dos etapas sólo permite el funcionamiento de un separador de media presión. Un sistema de tres etapas permite que uno de ellos opere a una presión de succión de segunda o tercera etapa o bien dos separadores intermedios que funcionen cada uno a una de las presiones de succión de los dos compresores. En instalaciones muy grandes es posible instalar un compresor por cada separador y operar tantos separadores de presión intermedia, mientras sea económico.

## 5.5. Rectificación del gas natural

Habiendo pasado la corriente de hidrocarburos por los separadores donde ocurre la separación gas-líquido, el gas de salida aun contiene cantidades de líquido de un tamaño razonable, por lo tanto la corriente debe pasar por otros dispositivos que mejoraran la calidad del gas natural.

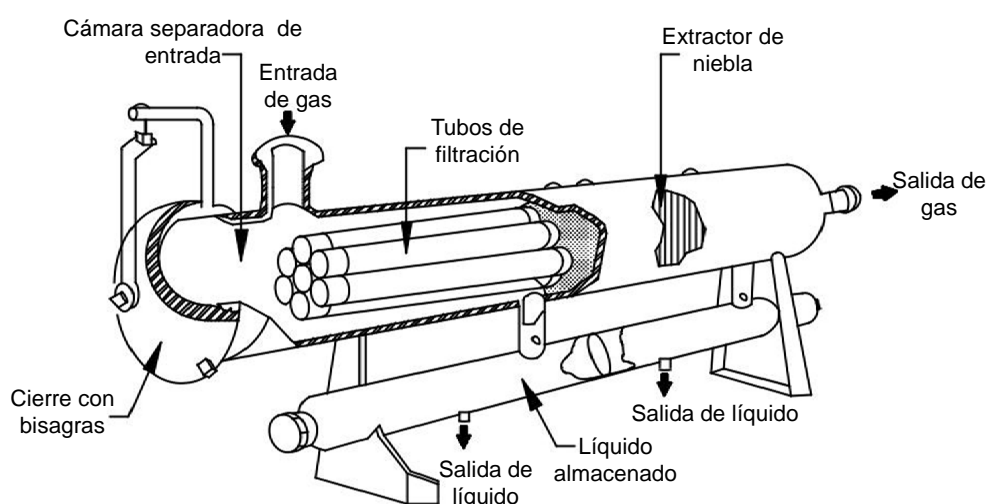
El líquido de la corriente de gas debe ser removido para:

- Prevenir el desgaste de equipos como compresores y turbinas.
- Prevenir la formación de hidratos.
- Proteger los quemadores y catalizadores.
- Reducir la emisión de contaminantes al medio ambiente.
- Prevenir un menor uso de glicoles y aminas.
- Prevenir problemas operacionales en los gaseoductos.
- Cumplir con las especificaciones de venta y almacenamiento.

### 5.5.1. Rectificadores de gas

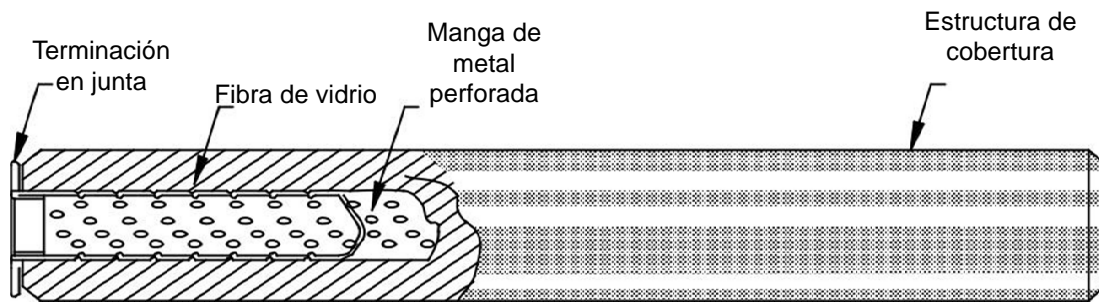
Los rectificadores de gas son separadores utilizados cuando existe una gran cantidad de gas y escaso líquido en la corriente. Las formas geométricas que presentan son horizontal y vertical. Se caracterizan por remover pequeñas cantidades de líquido o sólidos de la

corriente de gas. Por lo general se ocupan cuando las fuerzas centrífugas o gravitacionales no son suficientes. La configuración de los rectificadores dependerá de la eficiencia que se requiera y de los líquidos y sólidos que contenga la corriente de gas. El funcionamiento del rectificador de gas es muy parecido al del separador gas-líquido (Arnold y Stewart, 2008). La primera etapa de separación ocurre cuando el gas con líquido entra al rectificador y tiene contacto con los tubos de filtración, ocasionando la formación de gotas a partir del vapor de agua, a este proceso se le llama coalescencia. La segunda etapa de separación ocurre en los extractores de niebla donde se remuevan las gotas de líquido que han sufrido la coalescencia. Los rectificadores por lo general se encuentran antes de un compresor o estación de compresión. El diseño y el funcionamiento de los rectificadores dependerá de los elementos de filtración que contenga. Algunos elementos de filtración pueden remover 100% de partículas de líquido, cuando se tratan partículas de un micrón y medio micrón el 99% es removible. En la **Figura 5.15** se muestra un rectificador de gas de doble barril, constituido por un tubo de rectificación, cilindro de metal perforado, cilindro de fibra de vidrio de 1/2 pg de espesor rodeado por un cilindro perforado. En la **Figura 5.16** se muestra el tubo de filtración del rectificador, el cual hace que el gas fluya de afuera de la fibra de vidrio hacia el centro del metal perforado, se le coloca una fibra de vidrio de un micrón en ambos lados del tubo, previniendo que la fibra de vidrio pase a la corriente de gas (Arnold y Stewart, 2008).



**Figura 5.15. Rectificador de gas**

(Arnold y Stewart, 2008)

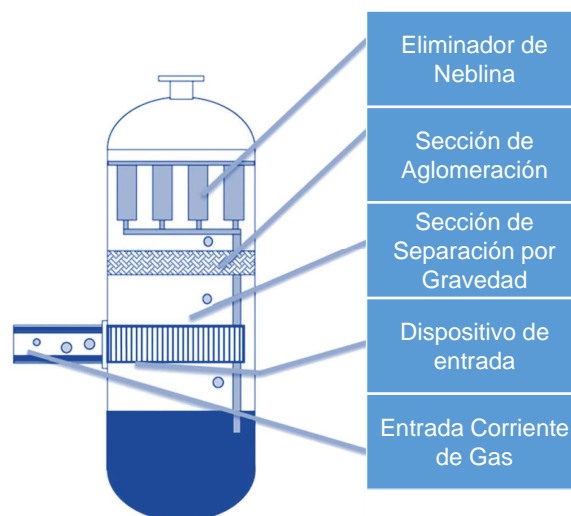


**Figura 5.16. Elementos del tubo de filtración**

(Arnold y Stewart, 2008)

### 5.5.2. Scrubbers ó depuradores

Son separadores de dos fases que generalmente se encuentran después de una etapa de separación y sirven para recuperar líquido de la corriente de gas. Debido a la separación gas-líquido que ocurre en el separador, la corriente de gas que entra al scrubber contiene muy pocas gotas de agua. Se ocupan cuando hay una alta relación gas-líquido. Existen scrubbers horizontales y verticales, pero los más usados son los verticales porque siempre se busca optimizar espacio. Es parecido a un separador solo que el depurador está diseñado para remover pequeñas cantidades de líquido de la corriente de gas. Los depuradores se deben ocupar en la separación secundaria y no en la primaria. Mejoran la calidad del gas antes de llegar a los compresores para evitar que estos sean dañados (Arnold y Stewart, 2008).



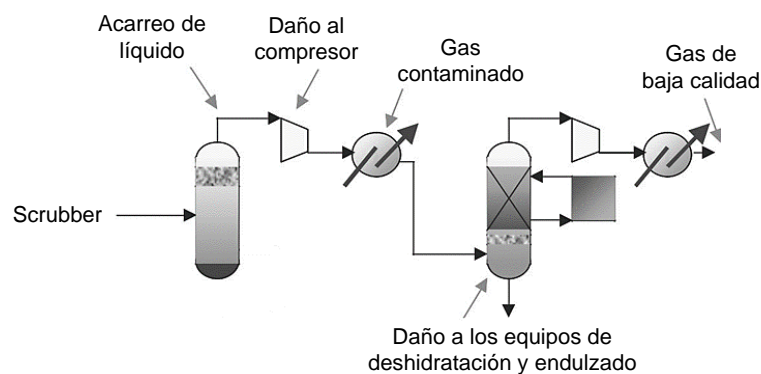
**Figura 5.17. Secciones del scrubber**

(Morillo et al., 2016)



Existen dos tipos de scrubbers, seco y húmedo. El tipo seco ocupa extractores de niebla y dispositivos internos parecidos a los que se encuentran en un separador con el objeto de generar coalescencia en las partículas de líquido. Los depuradores secos usan la fuerza centrífuga para la separación de sólidos y líquidos de la corriente de gas. Los depuradores húmedos pasan la corriente de gas por un baño de aceite u otro líquido para que los líquidos e impurezas queden adheridos a él. El aceite que se ocupa para lavar cae a una cámara de sedimentación donde los sólidos y los líquidos son depositados. El aceite limpio es recirculado, es muy importante que el aceite este limpio y que este al nivel óptimo para que exista una mayor eficiencia en la limpieza del gas. Los depuradores secos y húmedos son efectivos para partículas de 4 micrones (Arnold y Stewart, 2008).

En la **Figura 5.18** se muestra lo que sucede cuando un scrubber no tiene un óptimo funcionamiento.



**Figura 5.18. Mal funcionamiento del scrubber**

(Austrheim, 2006)

### 5.5.3. Slug catcher

El slug c atcher es un dispositivo de separación gas-líquido, empleado cuando la corriente presenta flujo bache. La función principal del slug c atcher es separar las gotas de líquido de la corriente de gas para mejorar su calidad. Es ocupado por lo general corriente abajo. Es muy eficiente cuando la corriente de gas lleva abundante cantidad de líquido, ya que realiza una excelente separación. Están constituidos por dos secciones, la primera, es donde ocurre la separación líquido-gas y la segunda es donde se acumula el líquido. Su dimensionamiento dependerán de la corriente de gas proveniente de los separadores. Existen tres tipos: vasija, de múltiples dedos y bucle almacenador (parking loop) (Wen et al., 2012). El tipo vasija es el más ocupado costa afuera por sus dimensiones. Maneja volúmenes menores a 100 m<sup>3</sup>, mientras que el tipo dedos múltiples o bucle almacenador pueden manejar

más de 1000m<sup>3</sup>. El costo de instalación de un slug catcher tipo vasija es menor que el de tipo dedos cuando se trata de gastos de 1000 bls. El tipo vasija se ocupa cuando la corriente no contiene abundante líquido. El tipo loop es usando cuando hay arrastre de líquido, estos cuentan con una sección de separación y almacenamiento, las cuales están separadas, la separación gas-líquido ocurre en el contenedor. Se puede identificar cuando un bache llega al contenedor por que ocurre un incremento en el nivel de líquido (Wen et al., 2012).

Los slug catcher más usados en la industria petrolera son el tipo vasija y tipo dedos, a continuación se mencionaran sus características.

### **Tipo vasija**

Estos equipos separan partículas de hasta 10 micrones de tamaño. Se emplean cuando hay abundante líquido y poco gas en la corriente de hidrocarburos. Por su geometría se pueden volver separadores trifásicos. Sus dimensiones y costos de fabricación aumentan cuando se requieren de un tamaño menor. La eficiencia es buena cuando maneja flujo tipo bache de 5 a 700 bls (Wen et al., 2012).

### **Tipo dedos**

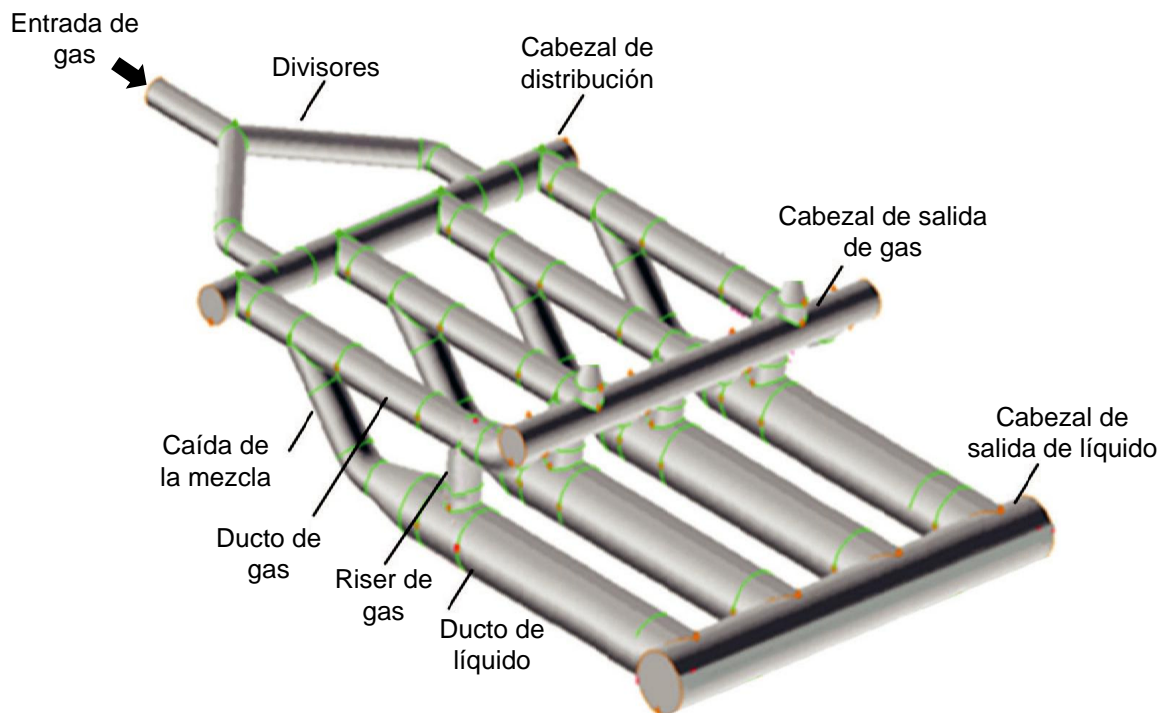
Estos equipos manejan grandes cantidades de flujo tipo bache. El tamaño de separación de partículas es de 50 micrones o más. Puede realizar separaciones de hasta cientos de miles de barriles de flujo bache. Es ensamblado en campo y conectado a los gaseoductos con facilidad (Wen et al., 2012).

#### **El tipo dedos esta constituido por:**

- Sección de entrada: en esta sección la corriente de gas con líquido entra al slug catcher, pasa por un divisor y posteriormente el líquido es recolectado por el cabezal para que pueda pasar a la siguiente sección.
- Sección de botella: esta dividido en sección primarias y secundaria. La primaria, abarca la separación gas-líquido corriente arriba de los risers de gas. El líquido separado del gas se encuentra aguas abajo del tubo ascendente. La sección secundaria está diseñada para eliminar inconsistencias cortas en el flujo de gas. Esta sección comprende también un cambio de elevación entre los risers de gas y la sección de almacenamiento que permite una clara distinción entre las fases líquida y gaseosa.
- Sección de salida de gas: esta sección incluye los risers de gas, cabezal de salida

de gas y la salida de gas. Los raisers se encargan de mejorar la calidad del gas a la salida y que el acarreo de líquido sea nulo.

- Sección de salida de líquido: el diámetro de salida de líquido debe ser del mismo diámetro de las botellas o hasta un 75 % menor para que pueda manejar los grandes volúmenes de líquido sin que se bloquee el flujo.



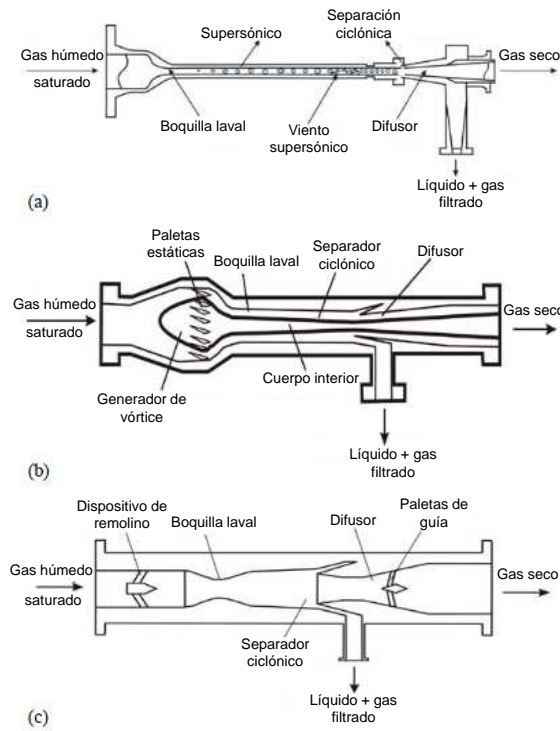
**Figura 5.19. Slug catcher**

(Journal of Petroleum Technology, 2012)

#### 5.5.4. Separador supersónico

El separador supersónico se utiliza para condensar y separar agua e hidrocarburos pesados del gas natural. Trabaja esencialmente con dos principios: expansión de gas y separación ciclónica. La idea fue patentada en 1989 por Stork Ingeniería de Producción, como el condi-ciclón, el objetivo de este método es remover agua de la corriente de gas inyectando aire a través de un tubo a velocidad supersónica (Kontt, 2000). Los separadores supersónicos previenen el problema de hidratos y eliminan la necesidad de usar inhibidores y sistemas de regeneración debido al pequeño tiempo de residencia en el dispositivo, dando facilidades en la instalación. Siendo un dispositivo estático, donde no hay partes rotativas permite tener alta fiabilidad y disponibilidad. Puede ser un equipo adecuado para plataformas. Los separadores supersónicos se dividen en dos estructuras. La primera, "Twister I",

cuenta con un dispositivo de generación de remolino colocado corriente abajo en la tobera supersónica. La segunda, "Twister II" ó 3-S (Separador Supersónico) en este separador el dispositivo de generación de remolino se instala en la entrada de la boquilla (Wen, Cao, Yang y Li, 2012).



**Figura 5.20. Separador supersónico: (a) Twister I, (b) Twister II, (c) 3-S**  
(Wen et al., 2012)

## 6. Compresión de gas

En este capítulo se presentan los compresores usados en la industria del gas, así como su clasificación, características, proceso de compresión y diseño de compresión. Entre las funciones más importantes de la compresión es proveer la suficiente presión al gas para ser transportado a los sistemas de transmisión y distribución.

### 6.1. Clasificación y tipo de compresores

Los compresores son máquinas que admiten gas a baja presión y lo expulsan a alta presión. Las principales razones de su uso son: caídas de presión durante el transporte de gas, insuficiencia de presión en el yacimiento y compresión de gas para reinyección. Las estaciones de compresión sirven para aumentar la presión del gas y pueda ser transportado a lo largo de cualquier tubería. Ikoku (1992) plantea que, por lo general se ocupan cinco estaciones compresión de gas.

- Estaciones de recolección o de campo: recolecta gas de pozos que no tienen la suficiente presión para enviar el gas a los sistemas de recolección o transmisión. La presión de succión que maneja esta estación va desde presiones por debajo de la atmosférica hasta 750 psig y volúmenes de miles hasta millones de pies cúbicos diarios.
- Estaciones de retransmisión o línea principal de carga: envían presión de refuerzo a las líneas de transmisión, manejan volúmenes altos de gas y operan con bajas relaciones de compresión, usualmente menores a 2. Trabaja a presiones de 200 a 1000 psig y algunas veces mayores a 1300 psig.
- Estaciones de reciclaje o represionamiento: son una parte esencial del procesamiento de gas y de los proyectos de recuperación secundaria, generalmente no están asociados al transporte de gas natural hacia el mercado. La presión de descarga es de 6000 psig.
- Estaciones de almacenamiento en campo: inyectan gas a pozos de almacenamiento. Descargan a una presión de 4000 psig, empleando relaciones de compresiones mayores a 4. El diseño de algunas estaciones de almacenamiento permite retirar el gas almacenado y forzarlo a entrar a líneas de alta presión. Requieren de un diseño de ingeniería preciso por su amplio rango presiones y volúmenes de operación.

- Estaciones de distribución: bombean gas del suministro principal hacia las líneas de mediana y baja presión, a una presión de 20 a 100 psig o 2500 psig en contenedores de almacenamiento.

Taylor (2006) menciona que los compresores por su uso se dividen en seis grupos: flash gas, gas life, reinyección, refuerzo (booster), recuperación de vapores y casinghead.

### **Compresores flash gas**

Son utilizado para comprimir gas flasheado de hidrocarburos líquidos, cuando el líquido fluye de una presión alta a una baja en los separadores. Los compresores flash de gas suelen manejar bajos gastos y producen altas relaciones de compresión.

### **Gas lift**

Son usados con frecuencia en instalaciones de manipulación de petróleo, donde se requiere comprimir los gases de formación y gas lift. El rendimiento va de medio a alto. Por lo general están instalados costa afuera.

### **Compresores de reinyección**

La reinyección de gas natural se emplea para aumentar o mantener la producción de petróleo. Suministran una presión de descarga a más de 10,000 psi. Se utilizan para almacenar gas natural en el subsuelo. Manejan grandes capacidades de compresión, altas potencias y bajas relaciones de flujo.

### **Compresores de refuerzo (booster)**

Al transportar gas a través de tuberías ocurren caídas de presiones debido a las pérdidas por fricción, por lo que son utilizados para restaurar la pérdida de presión. Su selección involucra evaluar aspectos económicos, la distancia entre cada estación de compresión y ciclo de vida de cada estación de compresión. También son utilizados en campos donde se experimenta un descenso en la presión. La mayoría de los compresores de refuerzo son impulsados por turbinas de gas, aunque el uso de motores cada vez es más frecuente. Los compresores reciprocantes de baja velocidad también son usados para transmitir el gas. Están diseñados para manejar altas tasas de rendimiento y bajas relaciones de compresión. El funcionamiento de refuerzo se puede aplicar a un compresor centrífugo de una etapa.

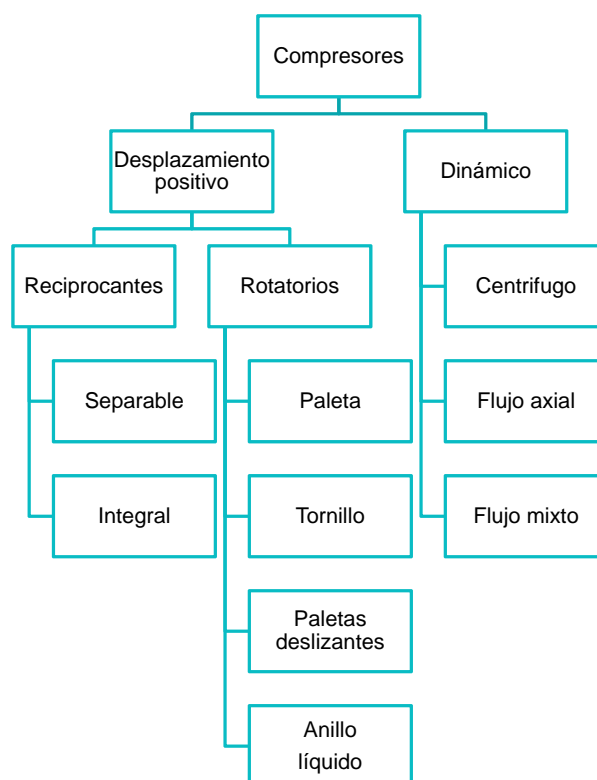
### Compresores de recuperación de vapor

Son utilizados para acumular gas de los tanques y otros equipos de baja presión. El gas procedente de estos compresores se dirige a un compresor gas flash, gas lift o de refuerzo para una compresión adicional. Se caracterizan por tener bajas presiones de succión, altas relaciones de compresión y bajas tasas de rendimiento.

### Compresores casinghead

Usualmente se emplean con bombas eléctricas sumergibles y bombas de varilla donde se requiere separar el gas de formación en el fondo del pozo y transportarlo a través del espacio anular. A menudo, la descarga del compresor se dirige a un compresor de refuerzo, gas flash o a un sistema de recolección de baja presión. Al igual que los compresores de recuperación de vapor los compresores casinghead operan con bajas presiones de succión, altas relaciones de compresión y las bajas tasas de rendimiento.

Por su principio de operación los compresores se clasifican en dos categorías: desplazamiento positivo y dinámicos.



**Figura 6.1. Clasificación de compresores**

(Taylor, 2006)

### 6.1.1. Desplazamiento positivo

Los compresores de desplazamiento positivo son unidades que almacenan gas sucesivamente en un contenedor o cámara de compresión para aumentar su presión. El aumento de presión o compresión se realiza de dos formas, reduciendo el volumen del gas en el recipiente o llevando el gas hasta la descarga y comprimiéndolo mediante el retroceso del sistema de descarga. Se dividen en dos tipos: rotatorios y reciprocantes (Kumar, 1987).

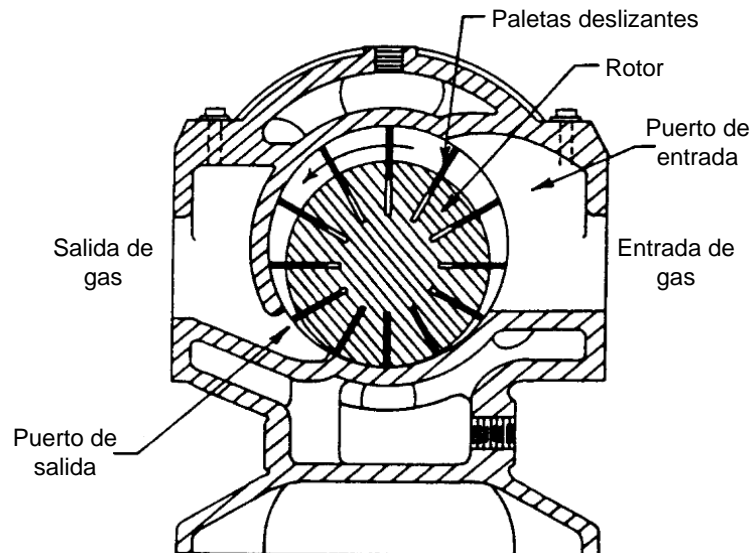
#### Compresores rotatorios

La compresión y desplazamiento de este tipo de compresores se realiza por medio de la acción positiva de los elementos de rotación que lo conforman. Ofrecen una presión diferencial baja, pero manejan grandes cantidades de gas a baja presión y tienen una potencia relativamente baja. Son fáciles de instalar, operar y mantener, son utilizados principalmente en sistemas de distribución donde la presión diferencial entre la succión y la descarga es mínima. Hay cuatro tipos de compresores rotatorios: paletas deslizantes, lóbulo recto de dos impulsores, pistón líquido y lóbulo helicoidal (tornillo). Los más usados en la industria son el compresor de paletas deslizantes y tornillo (Kumar, 1987).

#### Paletas deslizantes

Estos compresores tienen un rotor cilíndrico con ranuras longitudinales en las cuales se montan paletas deslizantes **Figura 6.2**. El rotor es colocado excéntricamente dentro de una cámara cilíndrica. Los espacios que se forman dentro de las paletas tienen la función de acumular fluido de un puerto de entrada fijo y descargarlo a un puerto de descarga fijo. Su funcionamiento es muy parecido al de un compresor recíprocante, pero este no tiene válvulas de admisión y descarga. Un compresor de paletas siempre comprime el gas a la presión de fábrica diseñada. Son usados regularmente para la compresión de aire y servicios de vacío. Su velocidad es moderada entre 600 y 1800 rpm. Puede manejar un gasto de 3,000 pcm de gas, con una presión de descarga máxima de 50 psig por cada etapa de compresión (Kumar, 1987).



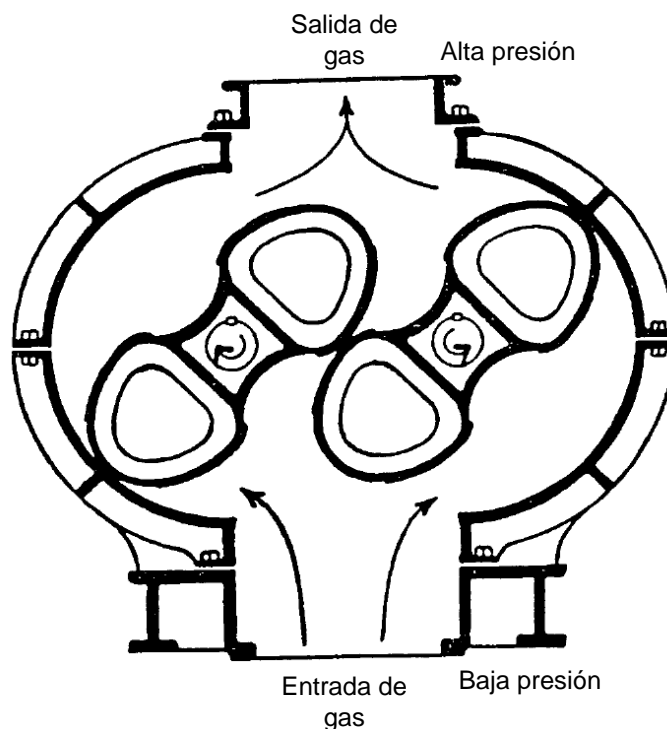


**Figura 6.2. Compresor de paletas deslizantes**

(Manning y Thompson, 1991)

### Lóbulo recto de dos impulsores

Estos compresores cuentan con dos impulsores o rotores montados simétricamente en un contenedor **Figura 6.3**. La forma geométrica de los rotores es parecida a un número ocho. Los dos rotores se entrecruzan y se mueven en direcciones opuestas. Uno de los rotores es activado directamente y el otro es activado por un tren de engranes. Manejan un gasto de 15,000 pcm, con una presión máxima de 20 psig o menor por cada etapa de compresión. Son dispositivos de baja velocidad y de alta inercia (Kumar, 1987).

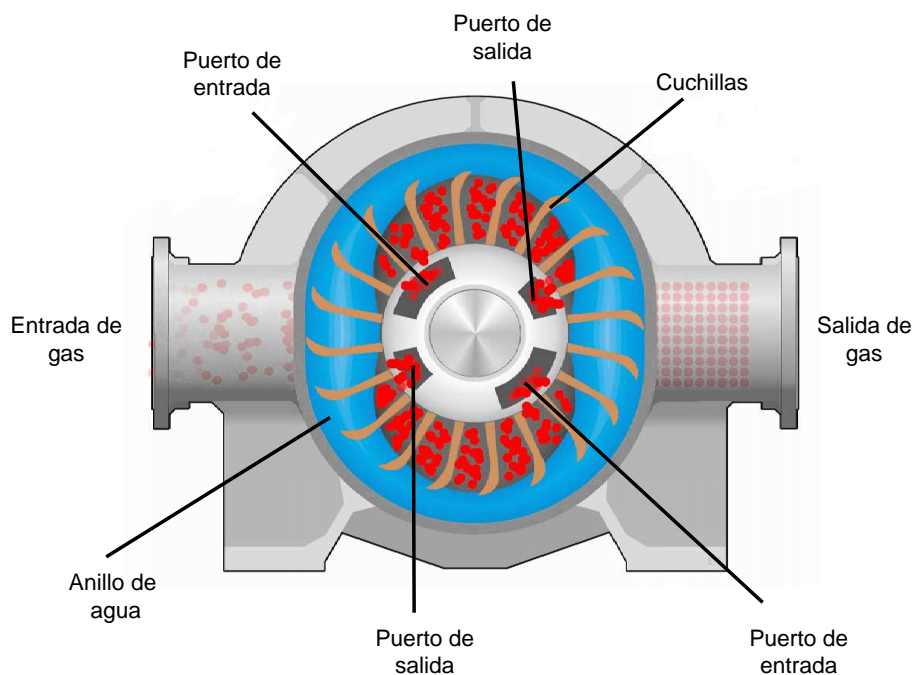


**Figura 6.3. Compresor de lóbulos rectos de dos impulsores**

(Manning y Thompson, 1991)

### Anillo líquido

Los compresores de anillo líquido usan agua u otro fluido como pistón para comprimir y desplazar el gas **Figura 6.4**. El rotor tiene cuchillas curvadas que arrojan el líquido empleado contra las paredes interiores del contenedor formando un anillo de líquido. La forma excéntrica del contenedor obliga al gas a fluir hacia la zona de compresión y después a la zona de descarga. Es ocupado cuando se presentan gases corrosivos. No son muy usados en la industria del gas natural (Manning y Thompson, 1991).



**Figura 6.4. Compresor de anillo líquido**

[Imagen de compresor de anillo líquido]. Recuperado de [http://www.gdnash.com/liquid\\_ring\\_compressors/](http://www.gdnash.com/liquid_ring_compressors/)

## Tornillo

También conocido como lóbulo helicoidal o espiral, es un dispositivo rotativo de desplazamiento positivo que comprime gas entre dos rotores helicoidales de las mismas dimensiones. Los compresores de tornillo no utilizan válvulas. Los dos rotores tienen ranuras y encajan en uno con el otro. La presión típica de descarga es de 150 psig por cada etapa de compresión con un gasto de gas de 3,000 pcm. Se utilizan principalmente para generar presiones moderadas y de vacío. En la industria del gas no tienen una aplicación relevante.

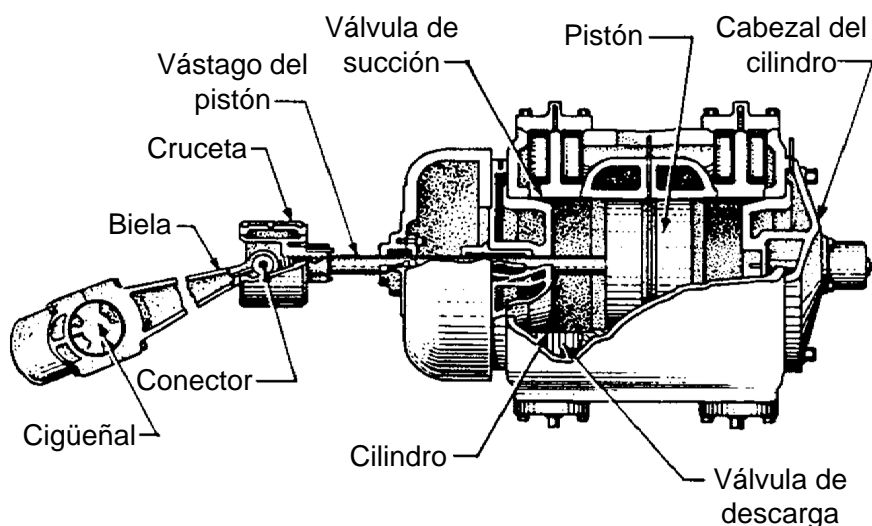


**Figura 6.5. Compresor de tornillo**

[Imagen de compresor de anillo tornillo]. Recuperado de <http://http://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn201.html>

### Compresores reciprocantes

Estos compresores son los más usados en la industria del gas. Son fabricados para cualquier capacidad y presión. Los compresores reciprocantes **Figura 6.6** tienen más partes móviles que un compresor centrífugo, ocasionándole una menor eficiencia y un mayor costo de mantenimiento. Los componentes de un compresor reciprocante son pistón, cabezal del cilindro, válvula de succión y descarga y las partes necesarias para convertir el movimiento rotatorio en reciprocante (biela, cruceta, conector y vástago del pistón). Maneja volúmenes de hasta 30,000 pcm y descarga a una presión de 10,000 psig. El compresor reciprocante más ocupado en la industria del gas es el de alta velocidad impulsado por una turbina de gas o motor eléctrico (Ikoku, 1992).



**Figura 6.6. Componentes del compresor reciprocante**

(Ikoku, 1992)

Por el tipo de compresión que realiza se dividen en dos: simple acción **Figura 6.7**, el pistón solo comprime en un extremo; doble acción **Figura 6.8**, comprime en ambos extremos del pistón.



**Figura 6.7. Compresor reciprocante de simple acción**

(Gomez, 2005)



**Figura 6.8. Compresor recíprocante de doble acción**

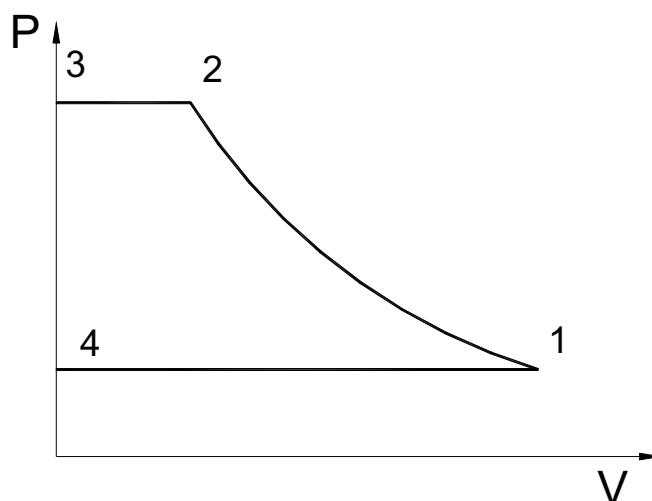
(Gomez, 2005)

El funcionamiento de las válvula de succión y descargar es el siguiente. La válvula de succión se abre cuando la presión en el cilindro cae por debajo de la presión de admisión. La válvula de descarga se abre cuando la presión en el cilindro es igual o mayor a la presión de descarga. El ciclo recíprocante consiste en cuatro pasos: compresión, descarga, expansión y succión (Manning y Thompson, 1991).

El ciclo ideal de compresión de un compresor recíprocante se muestra en la **Figura 6.9** donde los puntos:

- 4-1: aspiración de gas, a la presión  $p_1$  de entrada.
- 1-2: compresión de gas.
- 2-3: expulsión del gas comprimido, a la presión  $p_2$  de descarga.
- 3-4: caída brusca de la presión (al no quedar gas y moverse el pistón hacia el punto muerto inferior)

Inmediatamente después de 3-4 se abre la válvula de admisión y recomienza el ciclo.



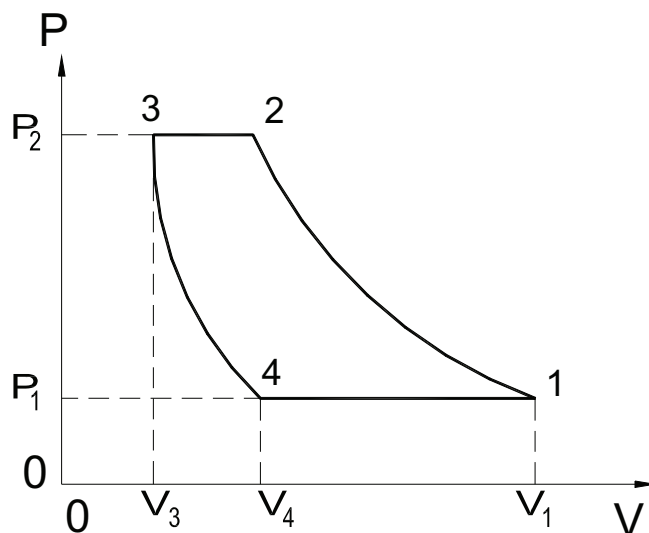
**Figura 6.9. Ciclo ideal de un compresor recíprocante**

(Gomez, 2005)

### Ciclo Real

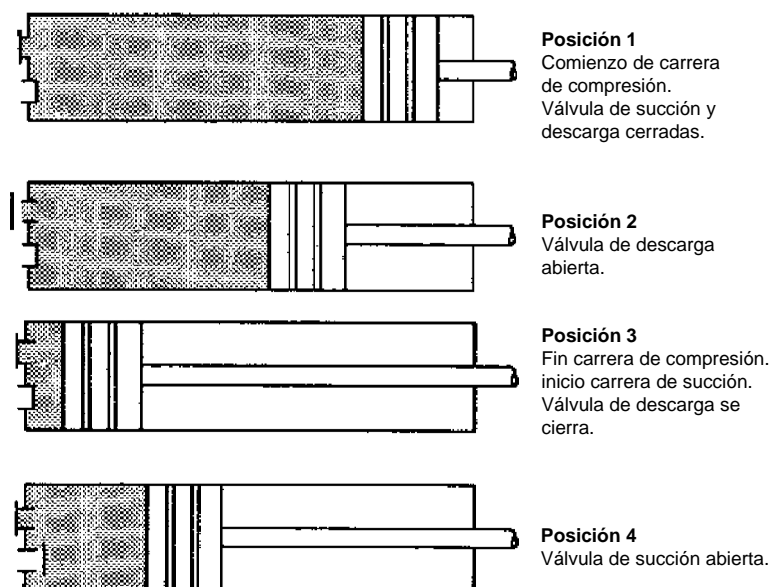
En el ciclo real, el pistón en el punto muerto superior no toca el final del cilindro (proceso 3-4) debido a que se quiere: prevenir imperfecciones en la construcción, desgaste en cojinetes y dilatación por efecto de la temperatura, es necesario este espacio para el movimiento

de apertura y cierre de válvulas. Por lo tanto, queda un espacio no barrido por el pistón, llamado espacio nocivo, este espacio queda ocupado por gas que no es expulsado como se muestra en la etapa 2-3 y después es expandido en la etapa 3-4. El diagrama del ciclo real se muestra a continuación:



**Figura 6.10. Ciclo real de un compresor recíprocante**

(Gomez, 2005)



**Figura 6.11. Posición del pistón durante compresión recíprocante**

(Ikoku, 1992)

Por su accionamiento los compresores recíprocos se dividen en dos: separables (alta velocidad) e integrales (baja velocidad). En los separables el dispositivo que acciona el compresor está separado de él. Tienen una velocidad de 900 a 1,800 rpm. Son fáciles de instalar, ofrecen un costo relativamente bajo, se mueven fácilmente a diferentes sitios gracias a sus dimensiones y son ocupados tanto en tierra como en mar. Los costos de mantenimiento son más altos comparado con los integrales. Los integrales se caracterizan por tener el mecanismo de accionamiento en el mismo sitio donde está el compresor. Funcionan a velocidades de entre 200 y 600 rpm. Se utilizan comúnmente en plantas de gas y gasoductos para generar mayor eficiencia. Requieren menos mantenimiento que las unidades separables. Por lo general son montadas en campo y requieren bases fuertes y un alto grado de supresión de vibración y pulsación (Taylor, 2006).

### 6.1.2. Dinámicos

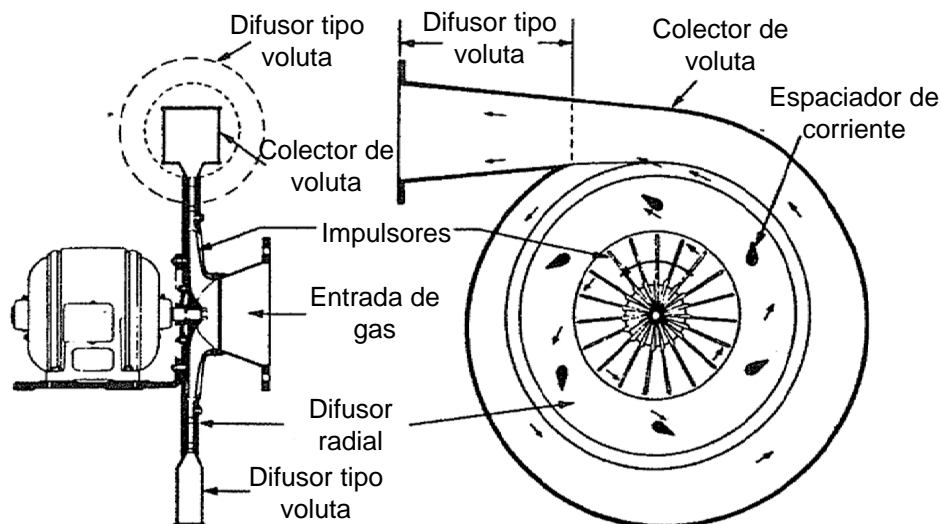
Los compresores dinámicos operan mediante la transferencia de energía formada en una serie de cuchillas giratorias hacia el gas. Estas cuchillas están formadas por rotores y estatores. Los rotores cambian la presión y momento del gas; los estatores convierten el momento en aumento de presión mediante la disminución de velocidad (Kumar, 1987).

#### Compresores centrífugos

En los compresores centrífugos **Figura 6.12** el flujo de gas es radial y la transferencia de energía es causada por impulsores mediante un cambio en las fuerzas centrífugas que actúan sobre el gas. El impulsor tiene paletas radiales o inclinadas hacia atrás situadas entre dos cubiertas. La acción mecánica de las paletas del impulsor hacen girar al impulsor rápidamente, haciendo pasar el gas a través de él. La velocidad generada se convierte en presión en el impulsor y difusor estacionario. Ofrecen alta capacidad de flujo por unidad de espacio y peso instalado, tienen buena fiabilidad y requieren mucho menos mantenimiento que otros compresores. Sin embargo, el rendimiento de los compresores centrífugos es afectado fácilmente por cambios en las condiciones del gas (Taylor, 2006).

Su dimensionamiento dependerá de la velocidad del flujo volumétrico en la entrada. La relación de compresión determina el número de etapas y el número de impulsores existentes. Los compresores centrífugos manejan un alto volumen de gas, tienden a tener una velocidad menor de 3,000 rpm, por el contrario, los compresores que manejan bajo volumen pueden operar a velocidades de hasta 30,000 rpm. Dependiendo de la aplicación, la poten-

cia variara de 500 caballos de fuerza (400 kW) a 50,000 caballos de fuerza (40 MW). Para su diseño el Instituto de Petroleo de América y API Standard 617 han producido un estándar industrial para su diseño y fabricación (Taylor, 2006).

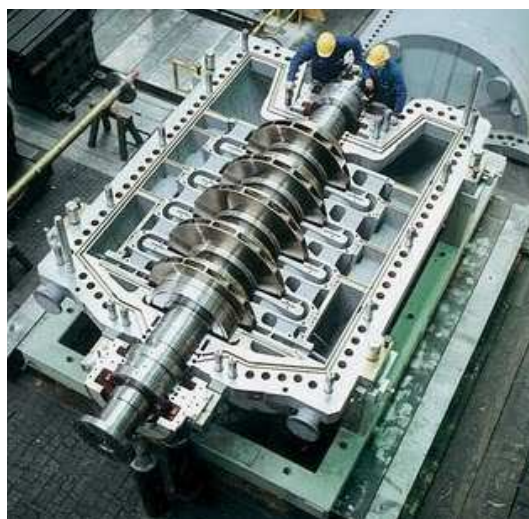


Las líneas muestran la dirección del gas

**Figura 6.12. Compresor centrífugo típico de una sola etapa**

(Beggs, 1984)

Los compresores centrífugos multietapa utilizan dos o más impulsores generando flujo en serie, cada uno cuenta con un difusor radial. El número de etapas depende del número de impulsores que tenga el compresor.



**Figura 6.13. Compresor centrífugo multietapa**

[Imagen de compresor centrífugo multietapa]. Recuperado de

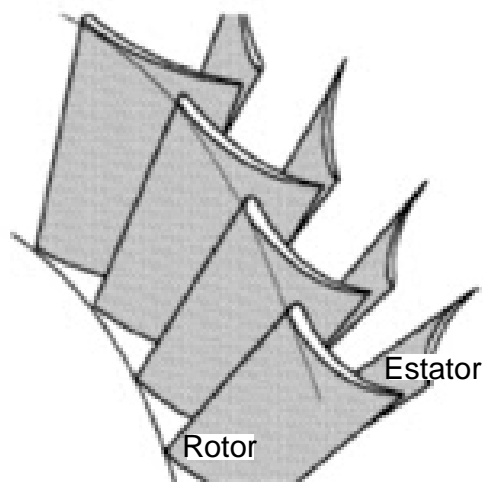
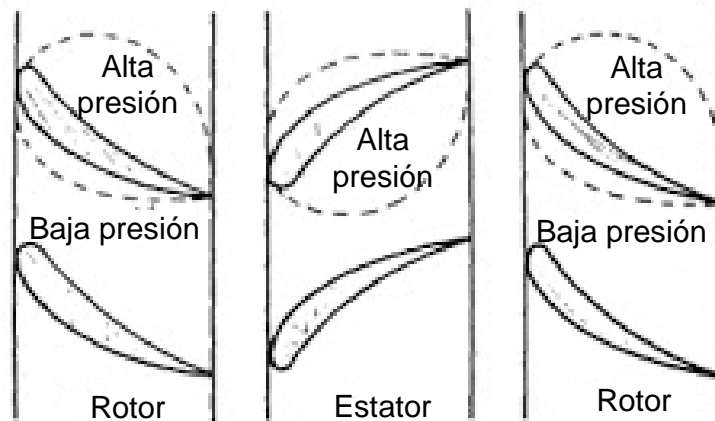
<http://tecnologia-compresores.blogspot.mx/2010/04/compresor-centrifugo.html>



## Flujo axial

En los compresores de flujo axial (**Figura 6.15**) la corriente de entrada y salida son paralelas al eje de rotación, al contrario de los compresores centrífugos. Cada etapa de compresión esta constituida por una hilera de álabes giratorios (rotor) y una hilera de álabes estacionarios (estator) **Figura 6.14**. El movimiento de los estatores y rotores se lleva acabo por medio de un rotor accionado por una turbina, los álabes crean baja presión en el lado convexo y alta presión en el lado cóncavo. El fluido al pasar por los álabes, sufre un aumento de velocidad sobre la parte convexa inicial del perfil después es reducida conforme el fluido llega a la salida, este proceso se desarrolla a lo largo de todas las etapas que componen el compresor (Kumar, 1987).

El estator también sirve para corregir la deflexión dada al fluido por los álabes del rotor y para que el fluido pueda entrar con el angulo correcto a la siguiente etapa. La última hilera de los álabes del estator actúan como alineadores de gas con el fin de minimizar la turbulencia y tenga salida a una velocidad axial uniforme. Su alta eficiencia se debe a los aumentos pequeños de presión que sufre entre cada etapa. A medida que el fluido avanza a través de las diferentes etapas del compresor la densidad del aire aumenta al igual que la presión. Para mantener constante la velocidad axial del aire a medida que se incrementa la densidad, desde el extremo de baja presión hacia el de alta presión existe una reducción gradual en el área anular de circulación de aire, entre el eje del rotor y el alojamiento del estator. La disminución del área anular de circulación se lleva acabo mediante al aumento del diámetro del rotor y disminución del diámetro de la carcasa o una combinación de ambas.



**Figura 6.14. Compresor axial (rotor y estator)**

[Imagen de compresor axial (rotor y estator)]. Recuperado de

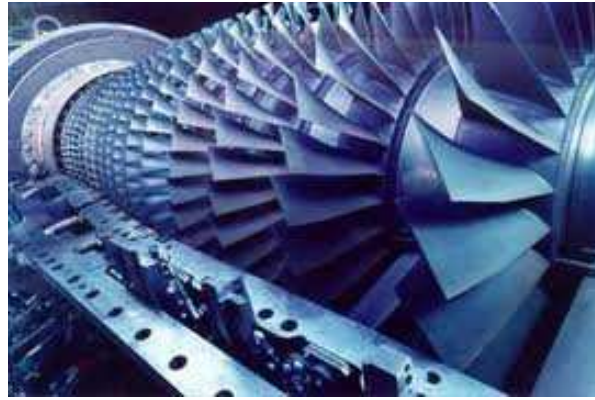
<http://turbomaquinastermicasct3412.blogspot.mx/p/compresores-axiales.html>

### Flujo mixto

El compresor de flujo mixto tiene un comportamiento parecido al de un compresor centrífugo y axial, combina las características de ambos. Su uso no es tan frecuente, sus dimensiones son grandes, así que solo se emplean de una etapa (Kumar, 1987).

Los siguientes factores se toman en cuenta para determinar que compresor se usara:

- Características de gas
- Relación de flujo
- Relación de compresión y presión de operación
- Temperatura de operación
- Impulsor del compresor



**Figura 6.15. Rotor de compresor flujo axial**

[Imagen de compresor axial (rotor y estator)]. Recuperado de

<http://termodinamicaymtg.blogspot.mx/2013/06/compresores-de-flujo-axial-axial-flow.html>

- Espacio disponible
- Uso del equipo
- Costos de operación y mantenimiento

### **Compresión en Múltiples Etapas**

Kumar (1987) plantea que una simple etapa de compresión tiene límites de compresión que dependerán del tipo de compresor usado, por lo que se recomienda la compresión multietapas para obtener mejor eficiencia. Algunos de los factores que se toman en cuenta para considerar una compresión multietapa son:

1. Temperatura de descarga- todo tipo de compresor.
2. Eficiencia de compresión- todo tipo de compresor.
3. Aumento de presión o presión diferencial- compresores dinámicos y de desplazamiento positivo.
4. Relación de compresión- compresor dinámico.
5. Efecto del espacio muerto- compresor recíprocante.

La compresión multietapas es empleada cuando se requiere aumentar la relación de compresión; al aumentar la relación de compresión decrece la eficiencia de compresión, se presentan problemas mecánicos y de temperatura. Los enfriados son usados entre cada etapa para mejorar la eficiencia de compresión y para disminuir la temperatura.

## 6.2. Proceso de compresión

Termodinámicamente el proceso de compresión se presenta de tres maneras: compresión isotérmica, compresión adiabática reversible o isentrópico y compresión politrópica (Kumar, 1987).

### Compresión isotérmica

El proceso de compresión isotérmica ocurre cuando la temperatura se mantiene constante durante el proceso de compresión. El comportamiento de presión-volumen está dado por:

$$p_1 V_1 = p_2 V_2 = C. \dots \dots \dots (6.1)$$

donde:

$p_1, p_2$  = presión del gas en el estado 1 y 2, respectivamente

$V_1, V_2$  = volumen del gas en el estado 1 y 2, respectivamente

$C$  = constante

### Compresión isentrópica

Se considera que el proceso es isentrópico o adiabático reversible (entropía constante) cuando el gas se comporta de manera ideal, no se agrega ni remueve calor y no hay fricción durante la compresión. Para este proceso el comportamiento de presión-volumen de compresión del gas es el siguiente:

$$p_1 V_1^k = p_2 V_2^k = C. \dots \dots \dots (6.2)$$

donde  $k$  es el exponente isentrópico, que se define como la relación de calor específico a una presión constante ( $C_p$ ) sobre el calor específico a un volumen constante ( $C_v$ ).

$$k = \frac{C_p}{C_v} \dots \dots \dots (6.3)$$

donde  $C_p$  y  $C_v$  están en Btu/lbmole.

En términos termodinámicos  $C_p$  para gases ideales está dado por:

$$C_p = \left( \frac{\partial h}{\partial T} \right)_p = f(T) \dots \dots \dots (6.4)$$

y  $C_v$  esta dado por:

$$C_v = \left( \frac{\partial u}{\partial T} \right)_v = \left( \frac{\partial h}{\partial T} \right)_p - R$$

$$= C_p - R = f(T) \dots \dots \dots (6.5)$$

por lo tanto:

$$C_v = C_p - R = C_p - 1,986 \dots \dots \dots (6.6)$$

donde

$h$ = entalpía molar específica, Btu/lbmole

$u$ = energía molar interna específica, Btu/lbmole

$T$ = temperatura, °R

$R$ = constante de los gases, 1.986 Btu/lbmole

así que,  $C_v$  y  $C_p$  están en función la temperatura cuando se trata de un gas ideal. Para gases ideales están en función de la presión y temperatura.

$$C_p, C_v = f(p, T) \dots \dots \dots (6.7)$$

y  $C_p - C_v$  están dadas por:

$$C_p - C_v = -T \frac{(\partial p / \partial T)_v^2}{(\partial p / \partial T)_T} \dots \dots \dots (6.8)$$

Entre mas compleja sea la estructura molecular, más alta sera el  $C_p$  del gas. Usando la ecuación 6.6,  $C_v$  puede eliminarse y  $k$  para gases ideales se expresa de la siguiente forma:

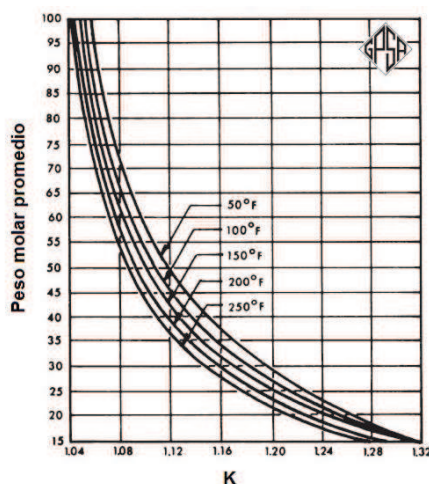
$$k = \frac{C_p}{C_p - 1,986} \dots \dots \dots (6.9)$$

Los valores de  $C_p$  varían con la temperatura y se podrán calcular con la **Tabla 6.1**.

**Tabla 6.1. Valores  $C_p$  a diferentes temperaturas**

Gas	Formula	PM	Temperatura						
			0°F	50°F	60°F	100°F	150°F	200°F	250°F
Metano	CH <sub>4</sub>	16.0143	8.23	8.42	8.46	8.65	8.95	9.28	9.64
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.070	11.44	12.17	12.32	12.95	13.78	14.63	15.49
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44.097	15.65	16.88	17.13	18.17	19.52	20.89	22.25
i-Butano	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.123	20.40	22.15	22.51	23.95	25.77	27.59	29.39
n-Butano	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.123	20.80	22.38	22.72	24.08	25.81	27.55	29.23
i-Pentano	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72.150	24.94	27.17	27.61	29.42	31.66	33.87	36.03
n-Pentano	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72.150	25.64	27.61	28.02	29.71	31.86	33.99	36.08
n-Hexano	iC <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86.177	30.17	32.78	33.30	35.37	37.93	40.45	42.94
Aire	-	28.962	6.94	6.95	6.95	6.96	6.97	6.99	7.01
Agua	H <sub>2</sub> O	18.015	7.98	8.00	8.01	8.03	8.07	8.12	8.17
Oxígeno	O <sub>2</sub>	31.998	6.97	6.99	7.00	7.03	7.07	7.12	7.17
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	28.013	6.95	6.95	6.95	6.96	6.96	6.97	6.98
Ácido sulfhídrico	H <sub>2</sub> S	34.08	8.00	8.09	8.11	8.18	8.27	8.36	8.46
Monóxido de carbono	CO	28.010	6.95	6.96	6.96	6.96	6.97	6.99	7.01
Dióxido de carbono	CO <sub>2</sub>	44.010	8.38	8.70	8.76	9.00	9.29	9.56	9.81

El calculo de  $k$  también se puede realizar con **Figura 6.16**.



**Figura 6.16. Gráfica PM vs. k**

(GPSA, 2008)

**Compresión Politrópica**

En condiciones reales los gases sufren de transferencia de calor y fricción (compresión politrópica), la expresión matemática es muy parecida a la adiabática solo cambia el coeficiente  $k$  por  $n$ :

$$p_1 V_1^n = p_2 V_2^n = C. \dots \dots \dots (6.10)$$

### 6.3. Diseño de compresión

Kumar (1987) menciona que los aspectos mas importantes a tomar en cuenta en el diseño de compresores son la: capacidad de compresión y potencia de compresión. El diseño de cada etapa de compresión se analiza de manera separada debido a las perdidas de presión, cambios en la temperatura entre los enfriadores, tubería y condensados y el cambio de volumen de gas. Existen tres métodos de diseño:

1. Expresiones analíticas (relaciones termodinámicas básicas)
2. Diagramas de Mollier (tablas de entalpía vs. entropía)
3. Estimación rápida (tablas del proveedor)

El método a usar dependerá de la precisión deseada y la cantidad de datos disponibles. Por lo general se añade un sobre diseño llamado factor de seguridad. El cual tiene la finalidad de prevenir daños, reparaciones o cambiado de equipo.

A continuación se detallara el procedimiento de diseño un compresor recíprocante y centrífugo de forma analítica.

#### 6.3.1. Compresor recíprocante

Kumar (1987) plantea que el primer paso a realizar en el diseño de compresores es determinar el numero de etapas de compresión. En compresores recíprocantes la relación de compresión es  $>4.0$   $r \leq 6.0$ . La óptima relación de compresión esta dada por la siguiente expresión:

$$r_{opt} = (r_t)^{1/n_s} = (p_d/p_s)^{1/n_s} \dots \dots \dots (6.11)$$

donde:

$r_{opt}$  = óptima relación de compresión por etapa

$r_t$  = relación de compresión total deseada

$n_s$  = presión de descarga final, psia

$p_d$  = presión de descarga final, psia

$p_s$  = presión de succión en la primera etapa, psia

Si se encuentran enfriadores entre cada etapa, la presión de entrada en cada etapa se

reduce un 3 %, quedando la expresión de la siguiente forma:

$$r_{opt} = (r/97)^{1/n_s} \dots \dots \dots (6.12)$$

**Capacidad de flujo**

La cantidad de gas que un compresor puede bombear depende del volumen de admisión del compresor y la eficiencia volumétrica. La capacidad de flujo del compresor se calcula con la siguiente ecuación:

$$q = \frac{\pi d^2 L S E_v}{4} \dots \dots \dots (6.13)$$

donde:

$q$ = capacidad de flujo

$d$ = diámetro del pistón

$L$ = longitud de carrera

$S$ = velocidad de compresión

$E_v$ = eficiencia volumétrica

En compresores de doble acción el volumen ocupado por la varilla debe ser considerado.

**Eficiencia volumétrica**

La eficiencia volumétrica se calcula de la siguiente forma:

$$n_v = 1 - A - C \left[ \frac{Z_1 r^{1/k}}{Z_2 - 1} \right] \dots \dots \dots (6.14)$$

donde

$A$ = factor por fricción, fugas, otros; usualmente esta entre 0.03 y 0.06

$C$ = espacio muerto, entre 0.04 y 0.16

$Z_1$ = factor de compresibilidad del gas a condiciones de succión

$Z_2$ = factor de compresibilidad del gas a condiciones de descarga

$r$ = relación de compresión,  $p_2/p_1$

$p_1$ = presión de succión

$p_2$ = presión de descarga

**Potencia ideal**

La potencia ideal del compresor recíprocante se calcula con la siguiente expresión:



$$IHP = \frac{3,0303q_{sc}p_{sc}T_1}{T_{sc}} \frac{k}{k-1} (r^{(k-1)/k} - 1), \dots \dots \dots (6.15)$$

una modificación de la ecuación anterior es:

$$IHP = \frac{3,0303q_{sc}p_{sc}T_1(Z_1 + Z_2)}{2Z_1T_{sc}} \frac{k}{k-1} (r^{(k-1)/k} - 1). \dots \dots \dots (6.16)$$

donde:

$q_{sc}$ = capacidad de flujo

$z_1, z_2$ = factor de compresibilidad del gas de succión y descarga, respectivamente

$T_1$ = temperatura de entrada, °R

$p_{sc}$ = presión a condiciones estandar, psia

$T_{sc}$ = temperatura a condiciones estandar, °R

$k$ = calor específico a condiciones de succión

La temperatura se puede eliminar de la ecuación anterior si el flujo de gas se mide a la temperatura de succión. Para calcular la potencia requerida también se pueden ocupar las gráficas de Mollier de entalpía vs. entropía, que dependeran de la gravedad específica del gas natural. La potencia ideal requerida se puede volver la potencia de freno requerida con la siguiente expresión, si se conoce la eficiencia:

$$BHP = \frac{IHP}{n} \dots \dots \dots (6.17)$$

Con los diagramas de Mollier también se puede calcular la potencia ideal, con las siguientes expresiones:

$$P = w/t = n_g(h_2 - h_1)/t \dots \dots \dots (6.18)$$

donde

$P$ =potencia requerida de compresión, Btu/day

$n_g$ =número de moles de gas comprimido

$t$ =tiempo de compresión, días

$h_1$ =entalpía del gas en la entrada, Btu/lbmole

$h_2$ =entalpía del gas en la descarga, Btu/lbmole

La potencia requerida tiene unidades de Btu/d, esta se puede convertir potencia ideal, como

se muestra en a continuación:

$$IHP = \frac{1,6376 * 10^{-5} n_g (h_2 - h_1)}{t} \quad (6.19)$$

**Longitud de carrera y velocidad de compresión**

La velocidad de compresión y longitud de carrera dependerán de la siguiente relación de capacidad de flujo:

$$q_{rc} = (\pi/4) d^2 L S n_v \dots \dots \dots (6.20)$$

donde:

$q_{rc}$ = capacidad del compresor recíprocante,  $ft^3/unidades\ de\ tiempo$

$d$ = diámetro del pistón, ft

$L$ = longitud de carrera, ft

$S$ = velocidad de compresor, carrera/unidad de tiempo

$n_v$ = eficiencia volumétrica

**6.3.2. Compresor centrífugo**

El calculo de la potencia ideal de un compresor centrífugo es muy parecido al de un compresor recíprocante solo se sustituye el exponente isentrópico  $k$  por el politrópico  $n$  (Kumar, 1987).

$$IHP = \frac{3,0303 q_{sc} p_{sc} T_1 (Z_1 + Z_2)}{2 Z_1 T_{sc}} \frac{n}{n - 1} (r^{(n-1)/n} - 1) \dots \dots \dots (6.21)$$

donde

$IHP$ = potencia teórica requerida de compresión, hp

$q_{sc}$ = flujo de gas, MMpcd medido a presión y temperatura estandar

$Z_1, Z_2$ = factor de compresibilidad del gas de succión y descarga respectivamente

$T_1$ = temperatura gas de entrada (succión), °R

En compresores centrífugos el trabajo requerido se expresa de la siguiente forma en hp (cabeza politrópica):

$$hp = \frac{1545 T_1 (Z_1 + Z_2)}{2 Z_1 M} \frac{n}{n - 1} (r^{(n-1)/n} - 1) \dots \dots \dots (6.22)$$

donde

$hp$ = cabeza politrópica, ft-lbf/lbm

$R$ = constante de los gases, psia-ft<sup>3</sup>/lbmole<sup>o</sup>R

$T_1$ =temperatura de entrada del gas, °R

$n$ = exponente politrópico

$r$ = relación de compresión

El gasto másico para la potencia ideal de un compresor centrífugo esta dado por la siguiente ecuación:

$$IHP = \frac{mhp}{33,000} \dots \dots \dots (6.23)$$

donde

$IHP$ = potencia ideal de compresión, hp

$m$ = flujo másico de gas, lbm/min

33,000=factor de conversión de ft-lbf/min a hp

La potencia de gas esta dada por:

$$GHP = \frac{mhp}{33,000n_p} \dots \dots \dots (6.24)$$

donde  $n_p$  es la eficiencia politrópica de compresión.

Las graficas de Mollier pueden ser empleadas si se asume una compresión isentrópica. El calculo de la potencia se debe de realizar con la siguiente expresión.

$$hp = \frac{77,8(\Delta h)n_p}{Mn_{sc}} \dots \dots \dots (6.25)$$

donde

$hp$ =cabeza politrópica, ft-lbf/lbm

$\Delta h$ =cambio isentrópico de entalpia determinado por los diagramas de Mollier, Btu/lbmole

$n_p$ = eficiencia politrópica

$n_c$ = eficiencia isentrópica

$M$ =peso molecular del gas, lbm/lbmole

**Potencia Actual**

La potencia de freno de un compresor centrífugo se calcula agregando al GHP, las perdidas

mecánicas e hidráulicas:

$$BHP = GHP + HPL_m + HPL_h \dots \dots \dots (6.26)$$

donde

$HPL_m$  = pérdidas de potencia mecánica

$HPL_h$  = pérdidas de potencia hidráulica

**Número de etapas**

El número de etapas esta dado por:

$$n_s = \frac{hp}{9,500} \dots \dots \dots (6.27)$$

**Velocidad de Compresión**

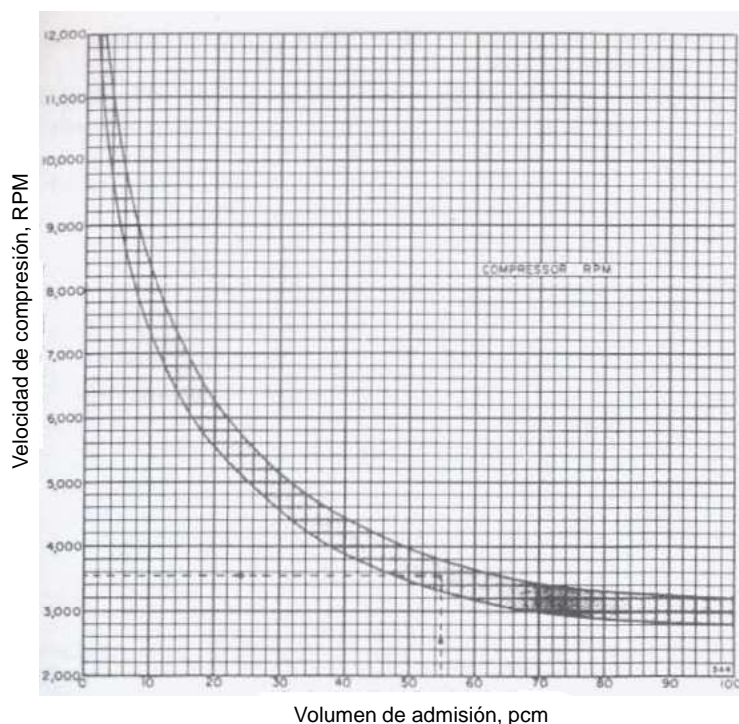
El rendimiento del compresor centrífugo depende en gran medida de la velocidad. La capacidad varía directamente con la velocidad, S, la potencia en la cabeza varía con el cuadrado de la velocidad y la potencia requerida varía con el cubo de la velocidad.

$$q \propto S$$

$$h_p \propto S^2$$

$$BHP \propto S^3$$

El calculo de la velocidad de compresión se realiza con la **Figura 6.17**, la gráfica esta en función del volumen de admisión.



**Figura 6.17. Velocidad de compresor centrifugo**

(Kumar, 1987)

**Ejemplo 6-1**

Un gas ha sido comprimido de 100 psia y 150°F a 2,500 psia. Determinar los parámetros de compresión ( $k$ ,  $Z$ ,  $\gamma_g$ ) al final de la succión. El gas tiene la siguiente composición (expresada en fracción mol):

Solución:

Comp.	$y_i$	$M_i$	$P_{ci}$	$T_{ci}$	$C_{pi}$
<b>C1</b>	0.9216	16.043	667.8	343.1	8.95
<b>C2</b>	0.0488	30.070	707.8	549.8	13.78
<b>C3</b>	0.0185	44.097	616.3	665.7	19.52
<b>i-C4</b>	0.0039	58.124	529.1	734.7	25.77
<b>n-C5</b>	0.0055	58.124	550.7	765.4	25.81
<b>i-C5</b>	0.0017	72.151	490.4	828.8	31.66

$$M = \sum y_i M_i = 17.737 \text{ lbm/lbmole}$$

por lo tanto,  $\gamma_g = M/28.97 = 0.0612$

$$P_{pc} = \sum y_i P_{ci} = 667.313, \text{ y } T_{pc} = \sum y_i T_{ci} = 363.831 \text{ } ^\circ\text{R}$$

por lo tanto,  $P_{pr} = P/P_{pc} = 100/667.313 = 0.150$

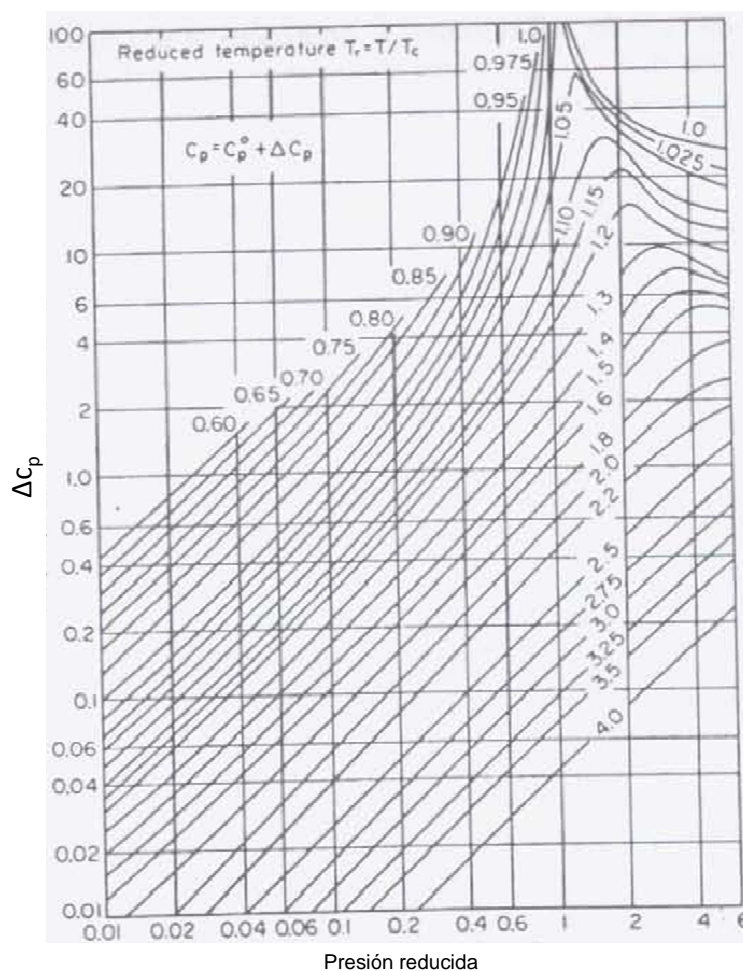
y  $T_{pr} = T/T_{pc} = (460 + 150)/363.831 = 1.677$

de la **Figura 3.1**, el factor Z de succión es= 1.0

$$c_p^0 = \sum y_i c_{pi} = 9.578 \text{ Btu/lbmole-}^\circ\text{R}$$

de la siguiente figura, para  $P_{pr}=0.150$  y  $T_{pr}=1.677$ ,  $\Delta c_p = 0.15 \text{ Btu/lbmole-}^\circ\text{R}$

por lo tanto,  $c_p = c_p^0 + \Delta c_p = 9.578 + 0.15 = 9.728 \text{ Btu/lbmole-}^\circ\text{R}$



**Figura 6.18. Velocidad de Compresor Centrifugo**

(Kumar, 1987)

de la ecuación 6.9

$$k = c_p / (c_p - 1.986) = 9.728 / (9.728 - 1.986) = 1.2565$$

**Ejemplo 6-2**

Con los datos del ejercicio anterior, calcular la relación de compresión y cuantas etapas de compresión recíprocante son necesarias: (a) sin enfriamiento y (b) con enfriamiento.

Solución:

(a) Sin enfriamiento

De la ecuación 6.11

$$r_{opt}=(p_d/p_s)^{1/n_s}=(2,500/100)^{1/5}=25^{1/5}$$

para  $n_s=1$ ,  $r=25$ , es demasiado alto e inaceptable,

para  $n_s=2$ ,  $r=5$ ,  $r$  es menor 6, es aceptable.

Por lo tanto se requieren dos etapas de compresión y tiene una  $r=5$ .

(b) Con enfriamiento

$$\text{Ocupando la caída de presión, } r_{opt}=(25/0.97)^{1/n_s}=25.733^{1/n_s}$$

repetiendo el procedimiento anterior, para  $n_s=2$ ,  $r=5.077$ , que es menos que 6, es aceptable.

Por lo tanto, se necesitan 2 etapas de compresión y una  $r=5.077$ .

### Ejemplo 6-3

Determinar la potencia de freno de forma analítica de un compresor reciprocante que comprime 5 MMpcd, usando los datos de los ejercicios anteriores, con enfriamiento y después de enfriamiento, enfriándolo a 150 °F. Asumiendo  $n=0.80$ .

Solución:

Ocupando la Ecuación 6.15

$$IHP = \frac{(3,0303)(5)(100)(150)(1,2565)}{(0,2565)(150)} (5,077^{0,2565/1,2565} - 1) = 2,919,1hp$$

Por lo tanto, BHP para la primera etapa=  $2,919.1/0.80=3,648.9$  hp y para la segunda etapa de compresión=3,648.9 hp.

### Ejemplo 6-4

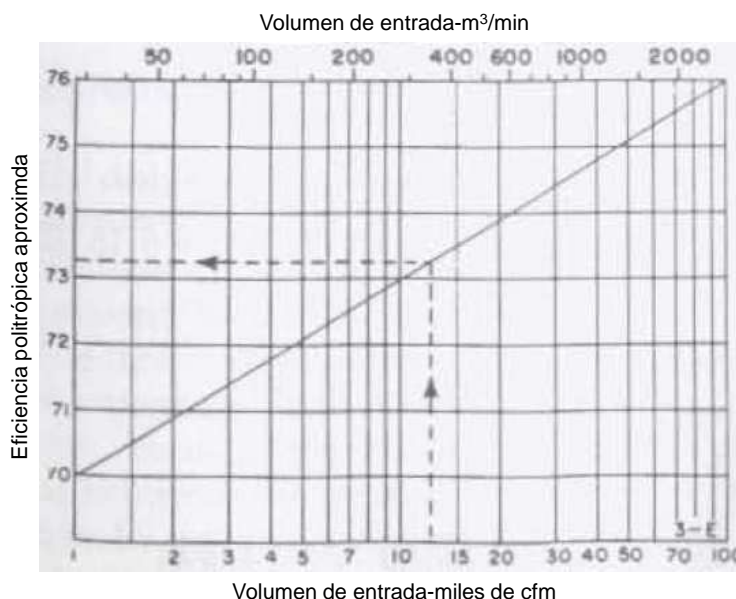
Determinar la potencia requerida de un compresor centrifugo de flujo directo sin enfriadores, que comprime 10 MMpcd de gas a condiciones de succión de 150 psia y 80 °F y presión de descarga de 500 psia. Asumiendo  $\gamma_g=0.60$ ,  $k=1.296$  y  $Z_1, Z_2= 1.0$ .

Solución:

$$r=500/150=3.333, M=(28.97)\gamma_g=(28.97)(0.60)=17.382 \text{ lbm/lbmole}$$

$$\text{capacidad de flujo}=10 \text{ MMcdf}=(10 \cdot 10^6)/(24 \cdot 60)=6,944.4 \text{ cfm}$$

de la siguiente figura,  $q=6,944.4$  cfm,  $n_p=0.725$



**Figura 6.19. Eficiencia de compresión politrópica**  
(Kumar, 1987)

de la ecuación

$$\frac{n - 1}{n} = \frac{k - 1}{kn_p} = \frac{0,296}{(1,296)(0,725)} = 0,315$$

de la ecuación 6.21,

$$h_p = \frac{(1,545)(460 + 80)}{(17,382)(0,315)} (3,333^{0,315} - 1) = 70,292,2 ft - lbm/lbm$$

la densidad del gas a condiciones de succión es igual a

$$\rho_1 = \frac{p_1 M}{Z_1 R T_1} = \frac{(150)(17,382)}{(1)(10,732)(540)} = 0,45 lbm/ft^3$$

por lo tanto el flujo másico es

$$m = q_1 \rho_1 = \frac{10 * 10^6 ft^3/d}{1,440 min/d} 0,45 \frac{lbm}{ft^3} = 3,125 lbm/min$$

de la ecuación 6.24,

$$GHP = \frac{(3,125)(70,292,1)}{(33,000)(0,725)} = 9,181,3 hp$$

usando la ecuación 6.26, asumiendo  $HPL_m=30$  hp y  $HPL_h=1\%$  de GHP

$$BHP = (1,01)(9,181,3) + 30 = 9,303 hp$$



## Conclusiones

1. El gas natural por su alto poder calorífico es una alternativa para la generación de energía, además de ser más amigable con el ambiente que los gases de combustión de los hidrocarburos líquidos.
2. Se documentó la importancia del gas natural en un contexto mundial y nacional.
3. Se presentaron y explicaron los equipos de separación gas líquido utilizados para eliminar las partículas de líquido en la corriente de gas previo proceso de compresión.
4. La separación gas-líquido es un proceso crucial en la comercialización de hidrocarburos. Su razón principal es obtener la mayor cantidad de líquido y gas ocupando diversas etapas de separación para mejorar su calidad y reducir costos en procesos posteriores.
5. El gas liberado de la separación gas-líquido aun contiene partículas considerables de líquido por lo tanto debe pasar por un rectificador de gas, scrubber, slugcatcher o separador supersónico para ser retiradas.
6. Los compresores centrífugos y reciprocantes son los mejores equipos para la compresión de gas natural, porque brindan la potencia necesaria para ser transportado a donde se requiera o para ser reinyectado al yacimiento.

## Referencias

- [1] Ahmed, T. 2007. *Equations of State and PVT Analysis*, primera edición. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- [2] Ahmed, T. 1989. *Hydrocarbon Phase Behavior*, primera edición. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- [3] Alexandri, R., Guerrero, L., Rodríguez, F. et al. 2016. *Prospectiva de Gas Natural 2016-2030*. México: SENER.
- [4] Arnold, K. y Stewart, M. 2008. *Surface Production Operations*, tercera edición. USA: Gulf Professional Publishing.
- [5] Austrheim, T. 2006. *Experimental Characterization of High-Pressure Natural Gas Scrubbers*. PhD tesis, Universidad de Bergen, Noruega (Septiembre 2006).
- [6] Beggs, H.D. 1984. *Gas Production Operations*, primera edición. Tulsa, Oklahoma: OGCI Publications.
- [7] Brown, R.N. 2005. *Compressors: Selection and Sizing*, tercera edición. Houston, Texas: Gulf Professional Publishing.
- [8] Boschee, P. 2013. Challenges in the Design of Separators. *Oil and Gas Facilities* **2** (06): 19-21. SPE-1213-0018-OGF.
- [9] Campbell, J. M. 1992. *Gas Conditioning and Processing. Vol I: The Basic Principles*, Norman, Oklahoma: Campbell Petroleum Series.
- [10] Chin, R.W., Asperen, V.V., Riesenber, J.M. et al. 2015. Scrubber Debottlenecking. *Oil and Gas Facilities* **4** (05): 23-26. SPE-1015-0022-OGF.
- [11] Garaicochea, F. y Bashbush, J.L. *Apuntes de Comportamiento de los Yacimientos*, primera edición. México: FI UNAM.
- [12] Gómez, J. Á. 1984. *Apuntes de Clase "Manejo de la Producción en la Superficie"*, primera edición. México: FI UNAM.
- [13] Guo, B. y Ghalambor, A. 2005. *Natural Gas Engineering Handbook*, primera edición. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.

- [14] Ikoku, C.U. 1992. *Natural Gas Production Engineering*, segunda edición. Malabar, Florida: Krieger Publishing Company.
- [15] Jahn, F., Cook, M., y Graham, M. 2008. *Hydrocarbon, Exploration and Production*, segunda edición. Elsevier Science.
- [16] Journal of Petroleum Technology. 2012. *Separation Technology Shrinks To Fit Subsea Development in Deep Water Better*, (Agosto, 2012).
- [17] Kohl, A. y Nielsen, R. 1997. *Gas Purification*, quinta edición. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- [18] Kolmetz, K. 2014. *Practical Engineering Guidelines for Processing Plant Solutions*, primera edición. Malasia: KLM Technology Group.
- [19] Lee, J. y Wattenbarger R.A. 1996. *Gas Reservoir Engineering*, primera edición. Norman, Oklahoma: SPE Text Book Serie.
- [20] McCarthy, K., Rojas, K., Niemann, M. et al. 2011. La geoquímica básica del petróleo para la evaluación de las rocas generadoras. *Oilfield Review. Verano de 2011* (23).
- [21] Maddox, R.N., Sheerar L.F., Erbar J.H. et al. 1982. *Gas Conditioning and Processing Volumen 3*, primera edición. Norman, Oklahoma: Campbell Petroleum Series.
- [22] Manning, F.S. y Thompson, R.E. 1991. *Oilfield Processing of Petroleum Volume One: Natural Gas*, primera edición. Tulsa, Oklahoma: PennWell Books.
- [23] Morillo, E., Asperen, V.V. y Baaren, S. 2016. Underperforming Gas Scrubbers. *Oil and Gas Facilities* 5 (02): 17-22. SPE-0416-0016-OGF.
- [24] Pedersen, K.S. y Christensen, P.L. 2007. *Phase Behavior of Petroleum Reservoir Fluids*, primera edición. Nueva York: Taylor & Francis Group.
- [25] Pirson, S.J. 1995. *Oil Reservoir Engineering*, primera edición. Nueva York: Mc. Graw-Hill Book Company.
- [26] Requena, J.L y Rodríguez, M.R. 2006. *Diseño y Evaluación de Separadores Bifásicos y Trifásicos*. Bc tesis, Facultad de Ingeniería Escuela de Ingeniería de Petróleo, Caracas (Julio 2006).

- [27] Rodriguez, E. 1986. *Apuntes de Geología del Petróleo*, segunda edición. México, CDMX: FI UNAM.
- [28] Rosales, A. y Falcon F. 1984 *Apuntes de Bombeo y Compresión*, primera edición. México: FI UNAM.
- [29] Sanchez Perez, C.E. 2012. *Decision Making Methodology for the Selection of Gas-liquid Separators*. MS thesis, Norwegian University of Science and Technology, Noruega (Junio 2012).
- [30] Speight, J.G. 2007. *Natural Gas A Basic Handbook*, primera edición. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- [31] Taylor, R. 2006. *Petroleum Engineering Handbook*, primera edición. Estados Unidos: Society of Petroleum Engineers.
- [32] Vergara Contreras, M.A. y Foucart, N. 2007. Selection Slug Catcher Type. SPE Latin American and Caribbean Petroleum Engineering Conference, Buenos Aires, Argentina, 15-18 April 2007. SPE-107293-MS.
- [33] Villavicencio Palacios, G. 2012. *Recolección, transporte y distribución del gas natural y el crudo*, cuarta edición. Santa Cruz, Bolivia: U VIRTUAL Centro de excelencia.
- [34] Wen, C., Cao, X., Yang, Y. et al. 2012. Supersonic Separators for Natural Gas Processing: Real Gas Effects. International Offshore and Polar Engineering Conference, Rodas, Grecia, 17–22 Junio. ISOPE-I-12-191.
- [35] Whitson, C.H. y Brulé, M.R. 2000. *Phase Behavior*, primera edición. Richardson, Texas: SPE Monograph Series.