

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

INGENIERÍA EN PRODUCCIÓN DE GAS

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERA PETROLERO
PRESENTA:
EDUARDO DE LA CRUZ GONZÁLEZ

DIRECTOR DE TESIS:
M. C. JOSÉ MANUEL REYES AGUIRRE

MÉXICO, D. F., ENERO 2007





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer en primer lugar a nuestro Padre Celestial por estar siempre conmigo y guiarme en todo momento, pero sobretodo, quiero agradecerle por la maravillosa familia que me dio. Este trabajo, es la culminación de una ardua etapa de estudios, no es sólo mío, sino de todos nosotros pues somos un equipo. Es por ello que dedico esta tesis a las personas que más quiero: Mi Familia.

A mis padres, pues gracias a ellos soy la persona que soy. Ustedes me han dado las herramientas que necesito para defenderme en la vida. Me han dado el mejor legado que me pudieron haber dado, mi educación. Ha llegado el momento de pagarles todo lo que han hecho por mí.

A mis hermanos y hermanas, por su apoyo incondicional y sin quienes esta vida sería triste y gris.

A mis sobrinos y sobrinas, por traer alegría a la casa con su presencia.

A mis amigos por estar conmigo en las buenas y en las malas y por hacer de la escuela un lugar mucho más interesante.

A mis profesores por transmitirme sus conocimientos y por su paciencia al hacerlo. No menciono a alguien en particular pues son muchas las personas a quienes estimo y no me gustaría omitir a alguien al hacerlo.

Por último, pero no por ello menos importante, quiero agradecerle a mi madre. Sin ti no hubiera podido llegar hasta aquí, eres mi ejemplo a seguir y mi inspiración. Ya que siempre creíste en mí dándome todo tu apoyo y confianza incondicionalmente desde el principio hasta el final sin reprocharme nada, te quiero mucho mamá.

Autorizo a la Dirección General de Bibliotecas de la UNAM a difundir en formato electrónico e impreso el contenido de mi trabajo recepcional.
NOMBRE: Edyaida de la Cruz
Corzo
FECHA: 27 Feb - 2007
FIRMA: [Firma]

ÍNDICE

CAPÍTULO	CONTENIDO	PÁGINA
1	GAS NATURAL	
1.1	INTRODUCCIÓN: GAS NATURAL.	01
	1.1.1 CLASIFICACIÓN	01
	1.1.2 PROPIEDADES FÍSICAS DEL GAS NATURAL	02
	1.1.3 PROPIEDADES QUÍMICAS DEL GAS NATURAL	02
1.2	ORIGEN DE FUENTES DE GAS NATURAL.	03
1.3	OTRAS FUENTES DE COMBUSTIBLES GASEOSOS.	03
	1.3.1 ARENAS COMPACTAS	03
	1.3.2 LUTITAS	04
	1.3.3 ACUÍFEROS GEOPRESIONADOS	04
	1.3.4 CARBÓN	05
1.4	YACIMIENTOS DE GAS NATURAL.	05
1.5	PRODUCCIÓN MUNDIAL DE GAS NATURAL.	07
	1.5.1 RESERVAS MUNDIALES DE GAS NATURAL	09
1.6	SISTEMAS DE PROCESO PARA GAS NATURAL.	10
2	COMPORTAMIENTO DE FASE.	
2.1	INTRODUCCIÓN: COMPORTAMIENTO DE FASE.	12
2.2	COMPORTAMIENTO DE FASE CUALITATIVO.	12
	2.2.1 SISTEMAS DE UN SOLO COMPONENTE	13
	2.2.2 SISTEMAS MULTICOMPONENTES	14
	2.2.3 DIAGRAMAS P, T, CON COMPOSICIÓN VARIABLE	16
	2.2.4 DIAGRAMAS COMPOSICIÓN-COMPOSICIÓN (p, CONSTANTE T, CONSTANTE)	17
	2.2.5 DIAGRAMAS PRESIÓN-COMPOSICIÓN (T, CONSTANTE)	18
2.3	COMPORTAMIENTO DE FASE CUALITATIVO CON EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR.	19
	2.3.1 CRITERIOS TERMODINÁMICOS PARA EL EQUILIBRIO.	20
	2.3.2 RELACIÓN DE EQUILIBRIO	20
	2.3.3 APROXIMACIÓN A LA PRESIÓN PARCIAL.	20
2.4	PRONÓSTICOS DEL COMPORTAMIENTO DE FASE.	21
2.5	APLICACIONES.	22

2.5.1	COMPORTAMIENTO DE FASE	22
2.5.2	SEPARACIÓN Y PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS.	24
2.5.3	TRANSPORTE Y PROCESAMIENTO DE GAS.	25
2.5.4	INGENIERÍA DE YACIMIENTO Y RECUPERACIÓN MEJORADA DE ACEITE.	25
3	PROPIEDADES DE GASES NATURALES	
3.1	INTRODUCCIÓN: PROPIEDADES DE GASES NATURALES.	27
3.2	ECUACIONES DE ESTADO, GAS IDEAL Y GAS REAL	28
3.2.1	GAS IDEAL	28
3.2.2	GAS REAL	30
3.3	DETERMINACIÓN DE LA PRESIÓN CRÍTICA Y LA TEMPERATURA CRÍTICA.	31
3.4	FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS Z.	35
3.4.1	MÉTODO DE STANDING-KATZ (MÉTODO GRÁFICO)	36
3.5	PROPIEDADES RELACIONADAS CON EL FACTOR Z.	38
3.5.1	DENSIDAD DEL GAS	38
3.5.2	FACTOR DE SÚPER COMPRESIBILIDAD	39
3.5.3	FACTOR DE VOLUMEN DE GAS	39
3.6	COMPRESIBILIDAD DE GASES.	40
3.7	VISCOSIDAD DE GASES.	41
3.7.1	CORRELACIÓN DE CARR Y COL. PARA GASES NATURALES.	42
3.7.2	CORRELACIÓN DE LEE Y COL. PARA GASES NATURALES	45
3.8	CALOR ESPECIFICO PARA GASES HIDROCARBUROS.	47
3.8.1	DETERMINACIÓN DE c_p	48
3.8.2	DETERMINACIÓN DE c_v	51
4	SEPARACIÓN Y LIMPIEZA DE GAS.	
4.1	INTRODUCCIÓN: SEPARACIÓN Y LIMPIEZA DEL GAS	53
4.2	EQUIPOS DE SEPARACIÓN.	54
4.2.1	SEPARADORES	54
4.2.2	SEPARADORES A BAJA TEMPERATURA	54
4.2.3	ELIMINADORES	54
4.2.4	DEPURADORES	55
4.3	TIPOS DE SEPARADORES.	55
4.3.1	SEPARADORES CONVENCIONALES.	55
4.3.2	SEPARADORES VERTICALES.	56

4.3.3	SEPARADORES HORIZONTALES	56
4.3.4	SEPARADORES ESFÉRICOS	57
4.3.5	SEPARADORES DE TRES FASES	57
4.4	PRINCIPIOS DE SEPARACIÓN.	58
4.4.1	MECANISMOS DE SEPARACIÓN.	58
4.4.2	SEPARACIÓN POR GRAVEDAD	58
4.4.3	SEPARACIÓN POR FUERZA CENTRÍFUGA	60
4.4.4	SEPARACIÓN POR CHOQUE	61
4.5	ETAPAS DE SEPARACIÓN.	61
4.5.1	SECCIÓN DE SEPARACIÓN PRIMARIA	61
4.5.2	SECCIÓN DE SEPARACIÓN SECUNDARIA	61
4.5.3	SECCIÓN DE EXTRACCIÓN DE NIEBLA	62
4.5.4	SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO DE LÍQUIDOS	62
4.6	FACTORES QUE AFECTAN LA SEPARACIÓN.	63
4.6.1	TAMAÑO DE LAS PARTÍCULAS DEL LIQUIDO	63
4.6.2	VELOCIDAD PROMEDIO DEL GAS	63
4.6.3	VELOCIDAD DEL GAS	63
4.6.4	PRESIÓN DE SEPARACIÓN	64
4.6.5	CAPACIDAD DE LOS SEPARADORES	64
4.6.6	TEMPERATURA DE SEPARACIÓN	64
4.6.7	DENSIDAD DEL LIQUIDO Y EL GAS	64
4.6.8	VISCOSIDAD DEL GAS	64
4.7	SEPARACIÓN A BAJA TEMPERATURA.	65
4.8	LIMPIEZA DEL GAS.	66
4.8.1	MÉTODOS PARA LIMPIAR EL GAS	66
4.8.2	INVASIÓN	68
4.8.3	FILTROS	69
4.8.4	DEPURADOR	68
4.8.5	PRECIPITACIÓN ELÉCTRICA	70
4.9	DISEÑO DEL SEPARADOR	70
4.9.1	DISEÑO DE UN SEPARADOR EMPLEANDO PRINCIPIOS BÁSICOS DE SEPARACIÓN	70
4.9.1.1	CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE GAS	70
4.9.1.2	CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE LÍQUIDO	72
4.9.2	CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO DE UNA VASIJA	73
4.10	CÁLCULOS FLASH.	75

5	SISTEMAS GAS-AGUA Y PROCESO DE DESHIDRATACIÓN.	
5.1	INTRODUCCIÓN: SISTEMAS GAS-AGUA Y PROCESO DE DESHIDRATACIÓN.	79
5.2	CONTENIDO DE AGUA EN GASES NATURALES.	80
5.2.1	APROXIMACIÓN DE PRESIONES PARCIALES	81
5.2.2	DIAGRAMAS EMPÍRICOS	82
5.2.3	CORRELACIÓN DE MCKETTA Y WEHE PARA GASES DULCES.	82
5.2.4	CORRELACIÓN DE CAMBELL PARA GASES DULCES Y AMARGOS.	83
5.3	HIDRATOS DEL GAS.	86
5.3.1	FORMULA DE LOS HIDRATOS	86
5.3.2	COMPORTAMIENTO DE FASE DE LOS HIDRATOS	87
5.3.3	CONDICIONES QUE GENERAN LA FORMACIÓN DE HIDRATOS	88
5.3.4	PREDICCIÓN DE LA FORMACIÓN DE HIDRATOS	89
5.3.5	MÉTODO APROXIMADO PARA GASES DULCES	90
5.3.6	PREVENCIÓN DE LA FORMACIÓN DE HIDRATOS	94
5.4	INHIBICIÓN DE HIDRATOS POR INYECCIÓN DE ADITIVOS.	95
5.4.1	TIPOS DE ADITIVOS	96
5.4.2	PREDICCIÓN DE LOS REQUERIMIENTOS DE UN INHIBIDOR	96
5.5	DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN.	96
5.6	DESHIDRATACIÓN POR ADSORCIÓN.	97
5.6.1	TIPOS DE ADSORBENTES	98
5.7	DESHIDRATACIÓN POR EXPANSIÓN POR REFRIGERACIÓN.	99
6	PROCESOS DE DESULFURIZACIÓN.	
6.1	INTRODUCCIÓN: PROCESOS DE DESULFURIZACIÓN	100
6.1.1	RAZONES PARA ELIMINAR EL H ₂ S Y CO ₂ .	101
6.2	PROCESOS DE ELIMINACIÓN.	101
6.2.1	CRITERIOS PARA LA SELECCIÓN DE LOS PROCESOS	102
6.3	PROCESOS DE ENDULZAMIENTO POR ADSORCIÓN DE UN SÓLIDO	103
6.3.1	PROCESOS DE ESPONJA DE HIERRO	103
6.3.2	TAMIZ MOLECULAR	103
6.4	PROCESOS DE ENDULZAMIENTO POR ABSORCIÓN FÍSICA EN UN LIQUIDO	104
6.4.1	PROCESOS DE ENDULZAMIENTO POR LAVADO CON AGUA	104
6.4.2	PROCESOS SELEXOL	105
6.5	PROCESOS DE ENDULZAMIENTO POR ABSORCIÓN QUÍMICA EN UN LIQUIDO.	106
6.6	PROCESOS DE ENDULZAMIENTO POR ABSORCIÓN QUÍMICA EN CARBONATOS	106

6.6.1 PROCESO HOLMES-STETFORD.	107
7 FLUJO DE PRODUCCIÓN DE GAS.	
7.1 INTRODUCCIÓN: FLUJO Y PRODUCCIÓN DE GAS	108
7.2 FUNDAMENTOS DEL FLUJO DE GAS.	108
7.2.1 TIPOS DE RÉGIMEN DE FLUJO DE UNA SOLA FASE Y ÉL NUMERO DE REYNOLDS	110
7.2.2 RUGOSIDAD DE LA TUBERÍA	112
7.2.3 FACTOR DE FRICCIÓN	113
7.2.4 FLUJO LAMINAR EN UNA SOLA FASE	113
7.2.5 FLUJO PARCIALMENTE TURBULENTO Y COMPLETAMENTE TURBULENTO EN UNA SOLA FASE	114
7.2.6 PRESIÓN DE TRABAJO PERMITIDA POR LAS TUBERÍAS	115
7.2.7 VELOCIDAD DE FLUJO PERMITIDA POR LAS TUBERÍAS	115
7.3 FLUJO HORIZONTAL	116
7.3.1 PRESIÓN PROMEDIO EN LAS TUBERÍAS DE GAS	117
7.3.2 EFICIENCIA EN TUBERÍAS (E)	118
7.4 FLUJO VERTICAL E INCLINADO DE GAS EN UNA SOLA FASE.	120
7.4.1 PRESIÓN ESTÁTICA EN EL FONDO DEL POZO (SBHP)	122
7.4.2 TEMPERATURA PROMEDIO Y EL MÉTODO DEL FACTOR Z	122
7.4.3 MÉTODO DE SUKKAR-CORNELL	123
7.4.4 FLUJO DE GAS A TRAVÉS DEL ESPACIO ANULAR	125
7.5 FLUJO DE GAS SOBRE TERRENO MONTAÑOSO	126
7.5.1 CORRECCIÓN ESTÁTICA	127
7.5.2 CORRECCIÓN POR FLUJO	128
7.5.3 MÉTODO GENERAL	129
7.6 FLUJO DE GAS A TRAVÉS DE RESTRICCIONES	133
7.7 PERFIL DE TEMPERATURAS EN SISTEMAS DE GAS FLUYENDO.	135
7.7.1 TEMPERATURA DE FLUJO EN TUBERÍAS DE PRODUCCIÓN.	135
8 FLUJO MULTIFASICO GAS-LIQUIDO.	
8.1 INTRODUCCIÓN: FLUJO MULTIFASICO GAS-LIQUIDO	137
8.2 MÉTODO APROXIMADO PARA SISTEMAS DE DOS FASES.	138
8.3 FLUJO MULTIFASICO.	140
8.3.1 CURVAS DE GRADIENTE DE PRESION PARA FLUJO HORIZONTAL, GAS-LIQUIDO.	144
8.3.2 CURVAS DE GRADIENTE DE PRESION PARA FLUJO VERTICAL, GAS-LIQUIDO.	145
8.3.3 POZOS DIRECCIONALES.	146

8.3.4	FLUJO A TRAVÉS DE ESTRANGULADORES	148
8.4	CARGA DE LIQUIDO EN POZOS DE GAS.	150
9	COMPRESIÓN DEL GAS.	
9.1	INTRODUCCIÓN: COMPRESIÓN DEL GAS	152
9.2	TIPOS DE COMPRESORAS.	153
9.2.1	COMPRESORAS RECIPROCANTES	153
9.2.2	COMPRESORAS ROTATORIAS	154
9.2.3	COMPRESORAS CENTRÍFUGAS	154
9.2.4	COMPRESORAS AXIALES	155
9.3	SELECCIÓN DEL COMPRESOR.	155
9.3.1	CARACTERÍSTICAS DEL GAS	155
9.3.2	GASTO	156
9.3.3	RELACIÓN DE COMPRESIÓN Y PRESIÓN DE OPERACIÓN	156
9.3.4	TEMPERATURA DE OPERACIÓN	156
9.3.5	MOTORES DE COMPRESORES	157
9.4	PROCESOS DE COMPRESIÓN.	157
9.4.1	COMPRESIÓN ISOTÉRMICA	157
9.4.2	COMPRESIÓN ISOTROPICA.	157
9.4.3	COMPRESIÓN POLITROPICA	158
9.5	FUNDAMENTOS DE DISEÑO DE COMPRESORES	160
9.5.1	MULTIETAPAS	160
9.5.2	MÉTODOS DE DISEÑO DE UN COMPRESOR	161
9.5.3	APROXIMACIÓN ANALÍTICA	161
9.5.4	DIAGRAMAS DE MOLLIER	162
9.5.5	GRAFICAS EMPÍRICAS	163
9.5.6	CALCULO DE LA POTENCIA AL FRENO REAL A PARTIR DE LA POTENCIA IDEAL	163
9.6	DISEÑO DE COMPRESORES RECIPROCANTES.	165
9.6.1	NUMERO DE ETAPAS	165
9.6.2	REQUERIMIENTOS DE POTENCIA	167
9.6.3	EFICIENCIA VOLUMÉTRICA	167
9.6.4	CALCULO DIRECTO DE LA POTENCIA AL FRENO	168
9.6.5	VELOCIDAD DEL COMPRESOR Y LONGITUD DE LA EMBOLADA	172
9.7	DISEÑO DE COMPRESORES CENTRÍFUGOS.	174
9.7.1	CALCULO DE LA POTENCIA REAL	175
9.7.2	NÚMERO DE ETAPAS	176
9.7.3	VELOCIDAD DEL COMPRESOR	176

10 MEDICIÓN DEL FLUJO DEL GAS.

10.1	INTRODUCCIÓN: MEDICIÓN DEL FLUJO DE GAS	179
10.2	FUNDAMENTOS DE MEDICIÓN.	180
10.2.1	ATRIBUTOS DE LOS DISPOSITIVOS DE FLUJO	180
10.2.1.1	EXACTITUD	180
10.2.1.2	ALCANCE	180
10.2.1.3	CAPACIDAD DE REPETICIÓN	181
10.2.1.4	LINEALIDAD	181
10.3	MÉTODOS DE MEDICIÓN.	181
10.3.1	ELEMENTO PRIMARIO DE MEDICIÓN	181
10.3.2	TUBO VENTURI	182
10.3.3	TUBO PITOT	182
10.3.4	TUBO DE DALL	182
10.3.5	BOQUILLA O TOBERA	182
10.3.6	PLACA DE ORIFICIO	182
10.4	MEDIDORES DE ORIFICIO.	183

11 ALMACENAMIENTO DE GAS Y TRANSPORTE

11.1	INTRODUCCIÓN: RECOLECCIÓN Y TRANSPORTE DE GAS.	193
11.2	SISTEMAS DE RECOLECCIÓN	193
11.3	FLUJO ESTACIONARIO EN REDES DE TUBERÍAS.	196
11.3.1	SISTEMAS SIMPLES.	199
11.3.2	SISTEMAS CON CICLOS	201
11.4	FLUJO TRANSITORIO EN TUBERÍAS	204
11.4.1	RELACIONES FUNDAMENTALES.	204
11.4.2	CONDICIONES INICIALES Y DE FRONTERA.	206
11.4.3	SOLUCIÓN NUMÉRICA	208

	CONCLUSIONES	210
--	---------------------	-----

	BIBLIOGRAFÍA	212
--	---------------------	-----

INTRODUCCIÓN

Gas natural. Es una mezcla de gases hidrocarburos, que se encuentra en el subsuelo, cuyo principal componente es el metano, el cual se encuentra en una proporción mayor al 80%; no siempre esta asociado al petróleo líquido. Puede contener impurezas tales como: bióxido de carbono CO₂, azufre S, nitrógeno N₂, ácido clorhídrico HCl, helio He y argón Ar.

Los primeros descubrimientos de yacimientos de gas natural fueron hechos en Irán entre los años 6000 y 2000 A.C. Estos yacimientos de gas, probablemente encendidos por primera vez mediante algún relámpago, sirvieron para alimentar los "fuegos eternos" de los adoradores del fuego de la antigua Persia.

También se menciona el uso del gas natural en China hacia el 900 A.C. Precisamente en China se reporta la perforación del primer pozo conocido de gas natural de 150 metros de profundidad en el 211 A.C. Los chinos perforaban sus pozos con varas de bambú y primitivas barrenas de percusión, con el propósito expreso de buscar gas en yacimientos de caliza. Quemaban el gas para secar las rocas de sal que encontraban entre las capas de caliza.

El gas natural era desconocido en Europa hasta su descubrimiento en Inglaterra en 1659, e incluso entonces, no se masificó su utilización. La primera utilización de gas natural en Norteamérica se realizó desde un pozo poco profundo en la localidad de Fredonia, estado de Nueva York, en 1821. El gas era distribuido a los consumidores a través de una cañería de plomo de diámetro pequeño, para cocinar e iluminarse.

A lo largo del Siglo 19, el uso del gas natural permaneció localizado, porque no había forma de transportar grandes cantidades de gas a través de largas distancias, razón por la que el gas natural se mantuvo desplazado del desarrollo industrial por el carbón y el petróleo.

En las próximas décadas, el mundo afrontará dos asuntos energéticos cruciales: la necesidad de contar con más electricidad y de disponer de más energía líquida para alimentar los motores de combustión interna. Estas nuevas necesidades surgen a raíz de un crecimiento esperado de la población mundial y de la creciente demanda de energía en los países en desarrollo. El gas natural desempeña un rol importante en lo que respecta a la satisfacción de esas necesidades, tanto en la generación de electricidad como en el suministro de más combustible para automóviles, aeronaves, camiones, autobuses, trenes y embarcaciones. Cuando la producción proveniente de campos petroleros convencionales alcance su punto máximo y comience a declinar, el mundo recurrirá al gas natural y al petróleo pesado para satisfacer la creciente demanda de combustible líquido. El gas natural será un favorito seguro porque puede ser utilizado como combustible en forma gaseosa o transformarse en líquido para reemplazar a la gasolina, el diesel o el combustible de las aeronaves.

La combustión del gas natural en cualquiera de las dos formas es menos perjudicial para el medio ambiente que la combustión de los combustibles líquidos refinados a partir del petróleo crudo convencional o del petróleo crudo pesado.

El gas natural como fuente de energía ofrece muchas ventajas:

- A diferencia del petróleo, el gas natural, no requiere de plantas de refinación para procesarlo, y obtener productos comerciales; por lo tanto es de bajo costo.
- Las impurezas que contiene son fácilmente separadas por simples procesos físicos; se puede decir que es un combustible limpio.

El gas natural es la tercera fuente de energía más importante del mundo, después del petróleo y el carbón.

Los suministros de gas natural son suficientes para satisfacer la demanda de las próximas cinco décadas. Según las estadísticas

La industria del petróleo y el gas ha hecho mucho menos en la exploración de gas natural que en la exploración de petróleo.

Recién ahora está comenzando a buscar gas natural en areniscas gasíferas de baja permeabilidad, vetas de carbón e hidratos de gas—no existe escasez de lugares para perforar ni faltan nuevas tecnologías para desarrollar esos recursos. Cuando la industria comience a enfocarse en el gas natural, podremos esperar que el volumen conocido de reservas de gas exceda con creces el actual volumen de reservas comprobadas. Se espera que dichos descubrimientos de reservas futuros aporten suficiente gas natural como para alimentar al mundo por muchas décadas más. No obstante, para poder llevar al mercado los nuevos suministros de gas, la industria debe perforar muchos más pozos y mejorar sustancialmente la tecnología, el transporte y la infraestructura. La capacidad de utilizar gas natural para la generación de electricidad o para combustibles líquidos dependerá del desarrollo de tecnología de conversión de gas a líquidos

La cuestión principal es cómo transportar al mercado los depósitos de gas natural existentes, en forma provechosa y a precios competitivos.

Esto conduce al concepto del ciclo del gas, que incluye todas las tecnologías y negocios requeridos para descubrir, desarrollar, producir, transportar, almacenar, distribuir y utilizar el gas natural. En las décadas futuras, nuestra industria necesitará incrementar sus capacidades de descubrimiento, desarrollo y producción de gas natural, concentrándose aún más en el transporte, almacenamiento, distribución y utilización de este recurso para garantizar que el producto llegue al mercado en forma eficaz y económica.

CAPITULO 1

GAS NATURAL.

1.1 INTRODUCCIÓN: GAS NATURAL.

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos saturados, en los cuales el carbono y el hidrógeno están químicamente unidos bajo la fórmula C_nH_{2n+2} , en donde los principales hidrocarburos gaseosos, citándolos en numero de carbonos que contiene son: metano (CH_4), etano(C_2H_6), propano (C_3H_8), butano (C_4H_{10}), etc. Contiene en algunos casos sustancias corrosivas o inertes como el Bióxido de Carbono, Ácido sulfhídrico, Nitrógeno, Helio, compuestas de azufre y esta saturado de vapor de agua, a las condiciones de temperatura y presión de separación, haciendo a este útil como combustible, ya que estas sustancias no son combustibles y actúan como simples diluyentes.

1.1.1 CLASIFICACIÓN.

Dependiendo de la concentración de los hidrocarburos menos volátiles (propano, butano, etc.), los cuales se recuperan fácilmente como productos líquidos.

Técnicamente el gas se clasifica en:

- Seco: es aquel que tiene menos de 2.4 a 7.2 barriles de gasolina por cada millón de pies cúbicos,
- Pobre: es aquel que contiene 2.4 a 7.2 barriles de licuables por cada millón de pies cúbicos día.

- Húmedo: es aquel que contiene más de 7.2 barriles por cada millón de pies cúbicos.
- Amargo: se le denomina así a aquel gas que contiene una alta concentración de azufre
- Dulce: aquel cuyo contenido de ácido sulfúrico, es menor de 23 mg. Por metro cúbico. (1 gramo 100 ft³)

1.1.2 PROPIEDADES FÍSICAS DEL GAS NATURAL.

Puesto que el gas es una mezcla variable y dado que las propiedades dependen de la composición, las propiedades del gas variaran según las diferentes fuentes de abastecimiento de las cuales se obtenga.

La gravedad específica, el poder calorífico, y la viscosidad son propiedades fundamentales, que juegan un papel importante en el gas, particularmente la viscosidad, en el flujo de gas a través de medios porosos tales como en yacimientos rocosos y tuberías.

1.1.3 PROPIEDADES QUÍMICAS DEL GAS NATURAL.

Como se menciona anteriormente la composición del gas natural varía considerablemente de campo a campo. Se efectúan análisis cromatográficos para conocer la composición del gas natural de las diferentes áreas y para conocer la concentración de los componentes para determinación del poder calorífico y por ende su energía calorífica.

1.2. ORIGEN DE FUENTES DE GAS NATURAL

Existen dos grupos de teorías (orgánicas e inorgánicas) que tratan de sustentar ó definir cual ha sido el origen de los hidrocarburos y que condiciones deben llevarse a cabo para que estos se acumulen en el subsuelo.

La teoría orgánica establece que los organismos vivientes están compuestos de carbohidratos, proteínas y lípidos (termino amplio que incluye todas las sustancias solubles en aceite e insolubles en agua, como grasas, ceras, ácidos grasos, pigmentos etc.), así como ligninas (sustancia que da fuerza tensil a las estructuras de las plantas, tales como los troncos de los árboles) en proporciones variadas.

Las teorías inorgánicas por su parte, postulan que el petróleo y gas se formaron mediante procesos inorgánicos reproducibles en el laboratorio; sin embargo, no han sido aceptadas por la mayoría de los investigadores.

1.3 OTRAS FUENTES DE COMBUSTIBLE GASEOSOS.

Además de los yacimientos de arena y caliza convencionales, las fuentes de gas natural incluyen: arenas compactas, lutitas compactas, acuíferos geopresionados y carbón.

1.3.1 ARENAS COMPACTAS.

Grandes cantidades de gas están atrapadas en la parte superior de formaciones de arena con porosidades dentro del rango del 5 al 15%, saturación de agua del 50 al 70%, y permeabilidades en el rango de 0.001 md. Muchas formaciones geológicas, especialmente en el área de las montañas rocosas de USA, contiene

dicho gas el cual no es posible extraerlo empleando métodos convencionales de fracturamiento.

Aquí es necesario desarrollar técnicas especiales de fracturamiento hidráulico para extraer el gas económicamente.

Tres técnicas importantes han sido propuestas: explosivos nucleares, explosivos químicos y fracturamientos hidráulicos masivos (MHF).

1.3.2 LUTITAS.

Las lutitas son generalmente ricas en materia orgánica, finamente laminadas con una permeabilidad del orden de 1 md. Las lutitas predominantemente compuestas de cuarzo con algo de caolinita, pirita, feldespatos y otros minerales, constituyen alrededor del 5% de todas las rocas sedimentarias en USA. En lutitas del devonico en el este de Kentucky y al oeste de virginia del oeste existen pozos productores de gas.

El perfil de producción exhibe una larga y lenta declinación. Las lutitas compactas son una fuente atractiva de gas y pueden contribuir muy significativamente a la producción de gas en los próximos años.

1.3.3 ACUÍFEROS GEOPRESIONADOS.

Salmueras a alta presión en acuíferos geopresionados, los cuales pueden formarse debido al rápido hundimiento, puede contener arriba de 40 ft³ estándar de gas natural por barril de agua en USA. Tales acuíferos geopresionados son localizados principalmente en una banda que se extiende de costa afuera y costa adentro de Texas a Florida a lo largo del golfo de México.

Se estimada de 2700 Tscf de reservas de gas (no probadas). Esta asociado dentro de esta región. Sin embargo la recuperación de este gas se ha desarrollado sin intención comercial.

1.3.4 CARBÓN.

El gas metano incluido en lechos de carbón mineral con profundidades menores a 3000 pies, se ha estimado 260 Tscf en USA. Sin embargo, solamente se pueden producir menos de 40 Tscf debido a problemas prácticos.

Otra fuente de generación de gas es la gasificación del carbón. El gas extraído del carbón generalmente tiene un valor de poder calorífico más bajo que el gas natural. La viabilidad comercial de la gasificación del carbón aun no es favorable.

1.4 YACIMIENTOS DE GAS NATURAL.

El gas se encuentra en estratos sedimentarios subsuperficiales compuestos de arenisca, caliza o dolomía. Un yacimiento de aceite siempre tiene alguna cantidad de gas asociado (algo de gas libre o gas en solución en el aceite) y algunos yacimientos pueden ser solamente de gas. Cada pozo en el yacimiento puede producir gas con una composición diferente y la composición de la corriente de cada pozo puede cambiar cada vez que se tiene una caída de presión en el yacimiento. Así el equipo de producción puede requerir ser modificado un tiempo a otro tiempo para compensar la composición alterada del gas

En resumen por su composición y cantidad de Btu, el gas natural es frecuentemente caracterizado en términos de su origen el subsuelo como sigue:

1. Gas asociado. Encontrado en yacimientos con ó sin cantidades mínimas de aceite crudo, el gas no asociado es típicamente rico en CH₄, pobre en componentes pesados
2. Gas disuelto o asociado. El gas en solución con el aceite crudo es nombrado gas disuelto, además el gas encontrado con el aceite crudo como casquete de gas es nombrado gas asociado. Típicamente al gas asociado es pobre en CH₄, pero rico en componentes pesados
3. gas condensado. El gas condensado tiene alta cantidad de hidrocarburos líquidos y puede ocurrir como gas en el yacimiento. La fuente más deseable es el tipo no asociado por que este puede ser producido a alta presión. El gas asociado o disuelto es separado del aceite crudo a baja presión de separador y además exige más gastos de compresión. El gas condensado representa una gran cantidad de gas asociado con el líquido como el gas asociado, como el tipo de gas disuelto ó asociado, pero requiere de costos similares de instalaciones de compresión y separación.

Los recursos del gas son a menudo clasificados en tres categorías:

1. **Reservas Probadas.** Son volúmenes de hidrocarburos evaluados a condiciones atmosféricas y bajo condiciones económicas actuales, que se estima serán comercialmente recuperables en una fecha específica.
2. **Reservas Probables.** Son aquellas reservas en donde el análisis de la información geológica y de ingeniería de estos yacimientos sugiere que son más factibles de ser comercialmente recuperables, que de no serlo.

3. **Reservas Posibles.** Son aquellos volúmenes de hidrocarburos cuya información geológica y de ingeniería sugiere que es menos segura su recuperación comercial que las reservas probables.

1.5 PRODUCCIÓN MUNDIAL DE GAS NATURAL.

La producción mundial de gas natural en los últimos años en principales países y regiones productoras, esta representada en la tabla 1.1 y las figuras 1,1 y 1.2...

La tabla 1.1 solo representa hasta el año 2004 ya que este documento se realizo en el año 2005 y es por eso que no se tiene información en los próximos años sobre la producción de gas de cada país.

		2001	2002	2003	2004 a
1	RUSIA	55,129	56,243	60,183	67,075
2	ESTADOS UNIDOS	55,819	54,105	55,836	55,057
3	CANADÁ	19,932	19,255	19,395	20,691
5	REINO UNIDO	10,938	10,114	11,160	10,984
4	HOLANDA	6,897	7,506	10,483	10,775
6	NORUEGA	7,672	7,450	7,106	8,536
7	ARGELIA	6,015	6,328	7,769	7,801
8	IRÁN	4,498	4,328	4,466	6,923
9	INDONESIA	6,346	5,756	5,558	5,947
10	ARABIA SAUDITA	4,023	4,155	4,899	5,154
11	MÉXICO	4,511	4,423	4,498	4,557
12	MALASIA	3,687	4,055	4,136	4,198

a. Período enero-marzo de 2004

FUENTE: OIL & GAS JOURNAL, junio de 2004.

Tabla 1.1 Producción de gas natural, en los principales regiones y Países productores.
Millones de pies cúbicos diarios

En forma grafica las cifras anteriores se presentan en la Fig. 1.1

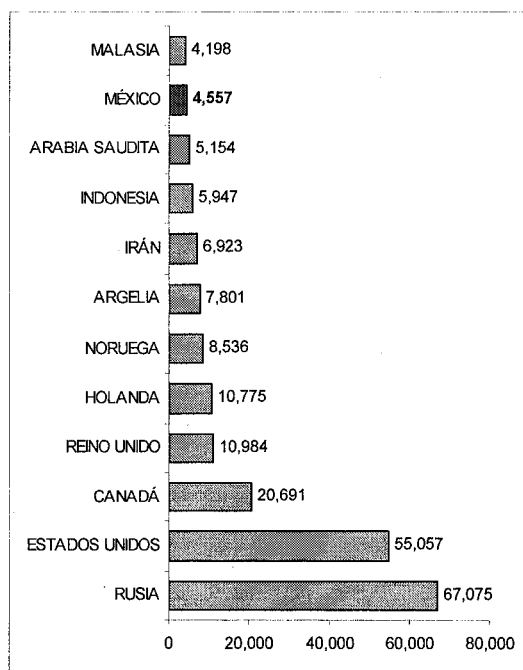


Fig. 1.1 Producción de gas natural, en los principales regiones y Países productores.
Millones de pies cúbicos diarios

La producción de gas natural en un periodo de tiempo, y por regiones representada por la figura 1.2.

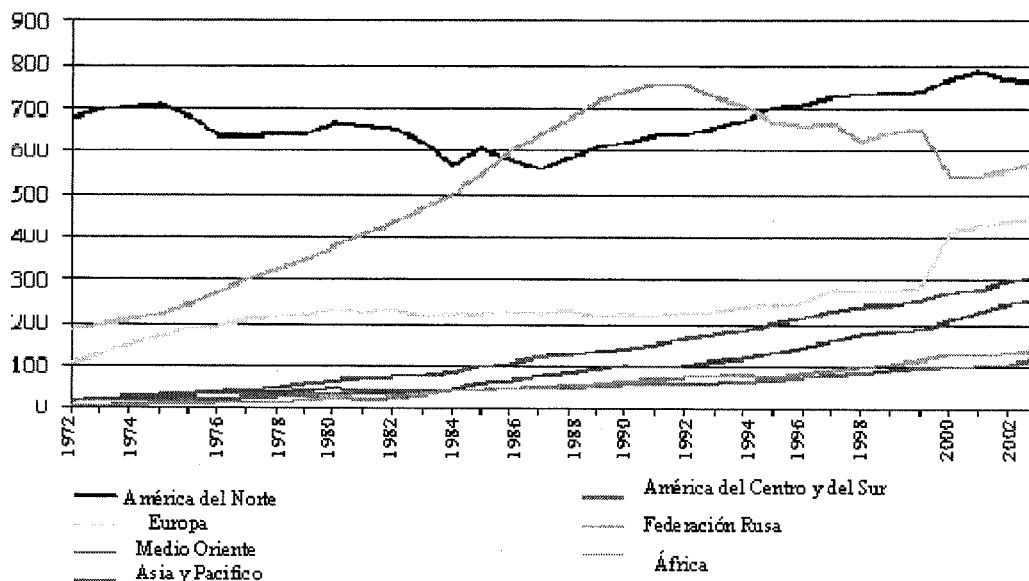


Fig. 1.2 Producción de gas natural en miles de millones de metros cúbicos período 1970-2003

1.5.1 RESERVAS MUNDIALES DE GAS NATURAL

Las reservas mundiales de gas natural, son muy importantes. Las reservas de gas natural son abundantes y ampliamente distribuidas por el mundo. Se estima que una cantidad significativa de gas natural queda aún por descubrir. Estas se representan en la siguiente figura 1.3.

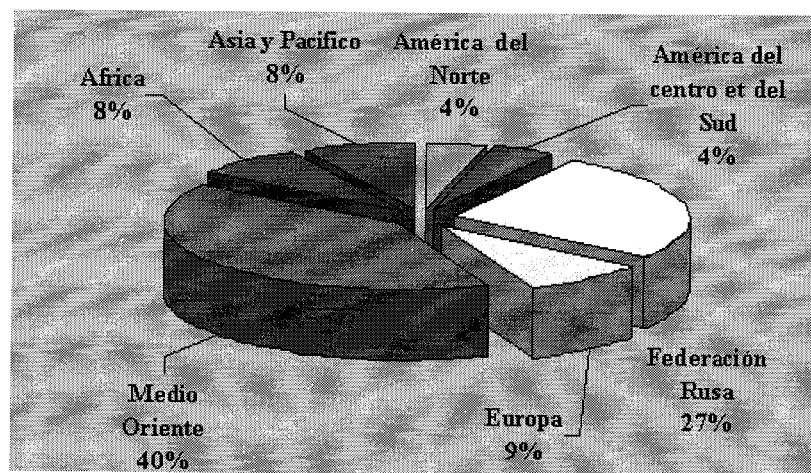


Fig. 1.3 Distribución de las reservas mundiales de gas natural

Volumen de reservas probadas de los principales países productores ha nivel mundial representado en la tabla 1.2

Reservas probadas de gas natural
Billones de pies cúbicos

		1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001
1	C.E.U.	1,977	1,977	1,977	1,977	1,980	1,980	1,977
2	IRAN	741	741	741	810	812	812	812
3	KATAR	260	250	250	300	300	300	394
4	ARABIA SAUDITA	186	186	190	190	204	204	213
5	E.A.U.	204	204	205	205	212	216	212
6	E.E.U.U.	162	164	165	167	167	164	167
7	ARGELIA	128	128	130	131	130	160	160
8	VENEZUELA	130	140	142	143	143	143	147
9	NIGERIA	120	109	105	115	124	124	124
10	IRAK	110	110	118	110	110	110	110
11	MALASIA	63	63	60	60	62	62	62
12	INDONESIA	64	69	72	72	72	72	72
13	HOLANDA	66	65	64	61	63	63	63
14	CANADA	79	67	69	65	64	64	61
15	KUWAIT	52	52	52	52	52	52	52
16	CHINA	59	59	41	41	40	46	46
17	LIBIA	46	46	46	46	46	46	46
18	AUSTRALIA	20	20	20	20	45	45	45
19	NORUEGA	71	46	46	52	41	41	44
20	EGIPTO	32	32	32	32	32	35	35
21	MÉXICO **	68	68	64	31	30	30	30
22	OMÁN	26	26	26	26	26	26	26

Tabla 1.2. Reservas probadas de los principales países productores ha nivel mundial.

1.6 SISTEMAS DE PROCESO PARA GAS NATURAL.

La Fig. 1-4 representa un sistema de procesamiento típico. Desde un punto de vista de diseño, el sistema total consiste de los siguientes módulos:

1. Yacimiento (flujo de gas y aceite a través del estrato subsuperficial)
2. Pozo (flujo de los fluidos del yacimiento a la cabeza del pozo y a la superficie)
3. Sistema de recolección (flujo de gas a través de la red de tubería empleada para recolectar el gas de varios pozos para su separación y procesamiento)
4. Separación (gas, aceite y agua generados por la corriente del pozo y sus componentes)
5. Medición (cantidad de gas y aceite de los separadores)
6. Acondicionamiento (remover los contaminantes del gas)
7. Recuperación de los líquidos.
8. Compresión ó licuefacción transporte en (pipas tren, tuberías, etc.)
9. Tuberías de transporte a sitios de consumo.

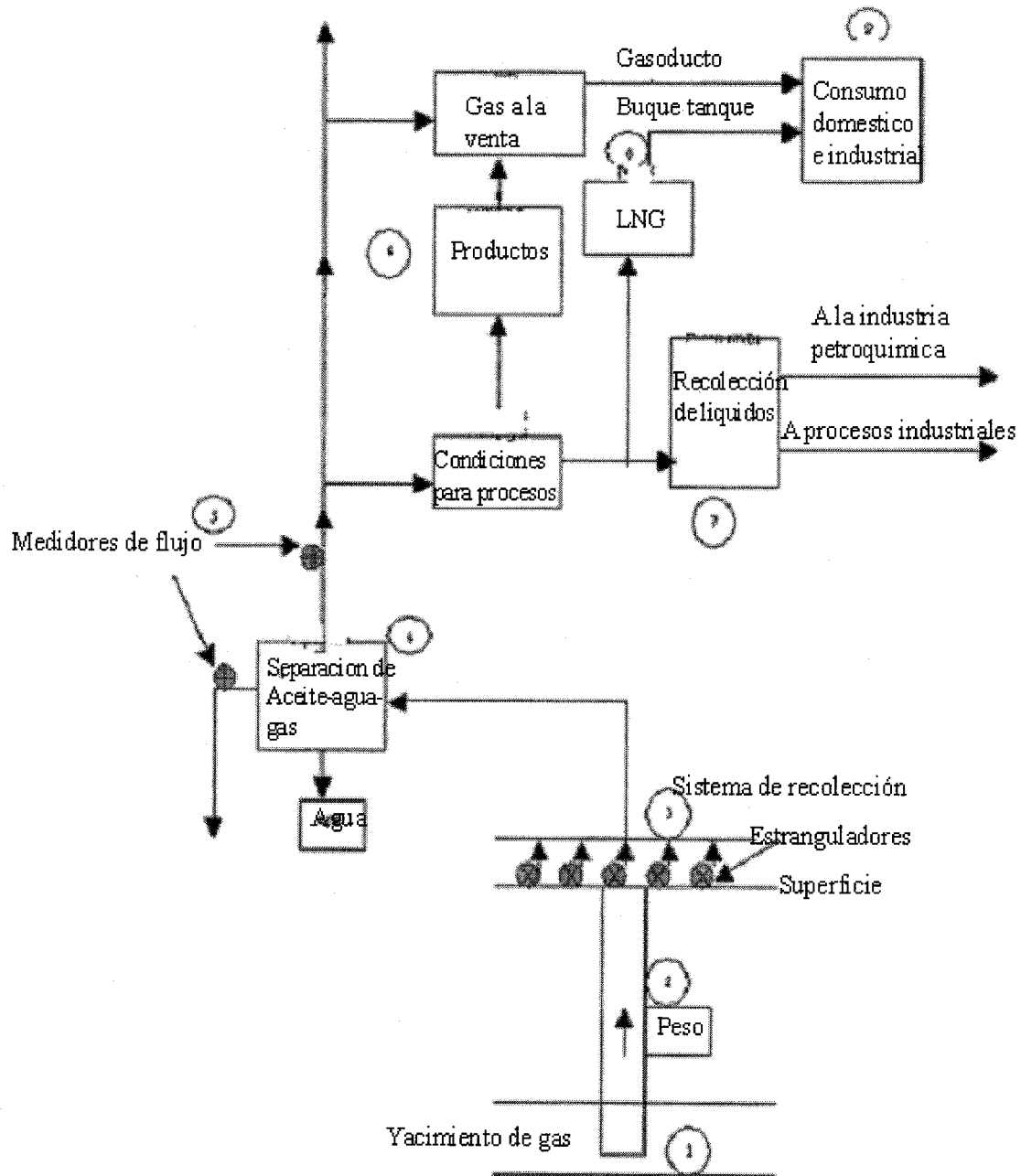


Fig. 1-4. Sistema típico de procesamiento gas.

CAPITULO 2

COMPORTAMIENTO DE FASE**2.1 INTRODUCCIÓN: COMPORTAMIENTO DE FASE.**

Fase es cualquier parte de un sistema que contiene una sustancia homogénea que físicamente es distinta y que esta separada por superficies fronterizas de otras partes del sistema.

Las propiedades exhibidas por cualquier sustancias dependen de su fase, sabiendo si esta en fase sólida, líquida o gaseosa. Las sustancias se pueden clasificar en dos tipos: Componente puro ó simple y multicomponente. Las relaciones del comportamiento de fase se pueden determinar de un análisis pVT (presión, volumen, temperatura), de laboratorio, o empleando métodos teóricos / empíricos, tales como las ecuaciones de estado. Estas relaciones son frecuentemente mostradas gráficamente como "diagramas de fase" para mejorar cualitativamente la comprensión. En este capítulo, se presentan algunos conceptos fundamentales del equilibrio de fases.

2.2 COMPORTAMIENTO DE FASE CUALITATIVO

Un diagrama de fase para sistema de un solo componente tiene tres ejes: p, V y T. Generalmente los diagramas de p-T solo son empleados para un sistema de un solo componente. Para sistemas multicomponentes, la composición de la mezcla se convierte en una variable adicional. Generalmente tres tipos de diagramas de

fase se emplean para mezclas: (a) presión vs. temperatura (p.T) teniendo la composición; (b) diagramas composición- composición, teniendo temperatura; y (c) diagrama presión-composición, teniendo la temperatura.

2.2.1 SISTEMAS DE UN SOLO COMPONENTE

La Fig. 2.1 muestra un diagrama típico de fase p, T, para un sistema de un solo componente. Las líneas de equilibrio, AB, BC y BD, indican la combinación de presión y temperatura a la cual dos fases existen en equilibrio.

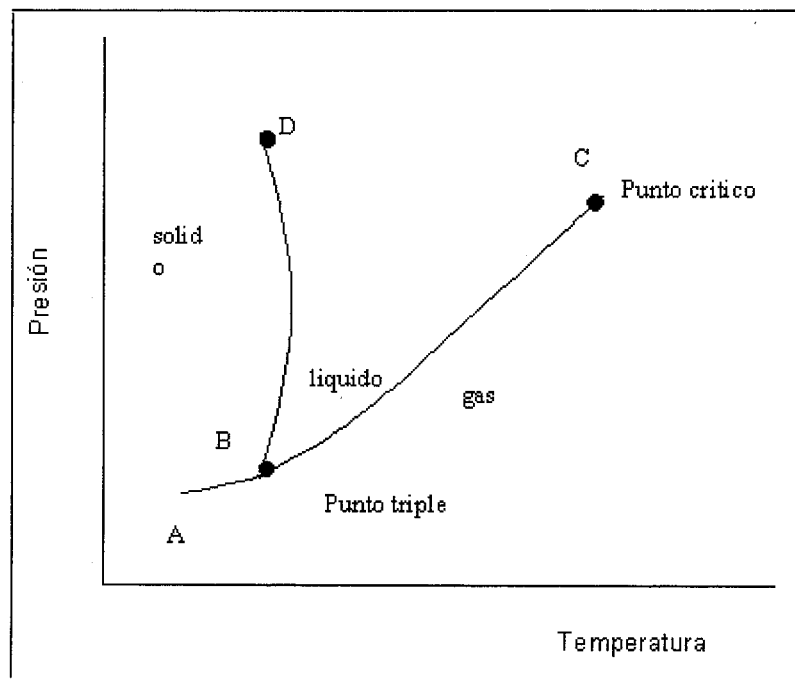


Figura 2.1 Diagrama presión-temperatura para un sistema de un solo componente.

La línea AB representa el equilibrio entre el gas y el sólido. La línea BD indica el equilibrio sólido-líquido. La línea BC es el equilibrio entre la fase líquido y gas. En el punto triple, B, las tres fases existen en equilibrio.

El equilibrio líquido-vapor en la línea (BC) inicia en el punto triple B, y termina en el punto crítico, C. En el punto crítico, la fase líquida y gaseosa se transforman indistintamente, y sus propiedades intensivas (que son independientes de la cantidad de fluidos, por ejemplos densidad, viscosidad), se hacen idénticas. La presión y la temperatura correspondiente al punto crítico son llamadas presión crítica, P_c , y temperatura crítica T_c .

1.- Temperatura crítica: Es la temperatura sobre la cual una sustancia no se puede licuar por la aplicación solamente de la presión.

2.- Presión crítica: Es la presión en la cual el gas existe en equilibrio con la fase líquida en la temperatura crítica. También se define como la presión de saturación correspondiente a la temperatura crítica.

2.2.2 SISTEMAS MULTICOMPONENTES

Diagramas p,T para una composición constante

Las figuras 2-2a y 2-2b muestran un diagrama de fase típico de p,T para un fluido del yacimiento. Este sistema tiene tres regiones: (a) una fase de aceite, en la región arriba de la curva de puntos de burbuja (p_b), (b) una fase gas, en la región hacia la derecha de la curva de puntos de rocío (p_r) y (C) la región de dos fases, la cual es la porción limitada por las curvas de (p_b) y (p_r). Las curvas p_b y p_r se interceptan y determinan el punto crítico C.

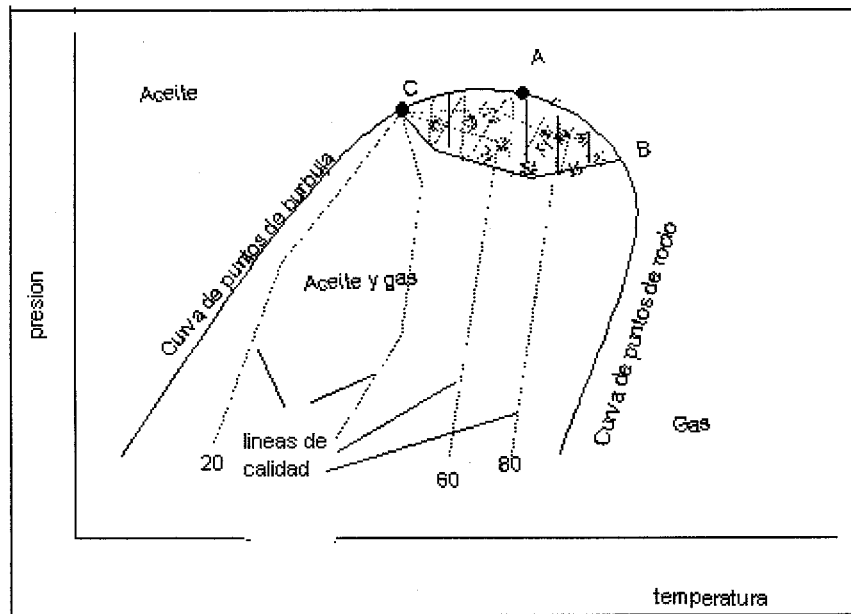


Figura 2-2a Diagrama presión temperatura para un fluido multicomponente.

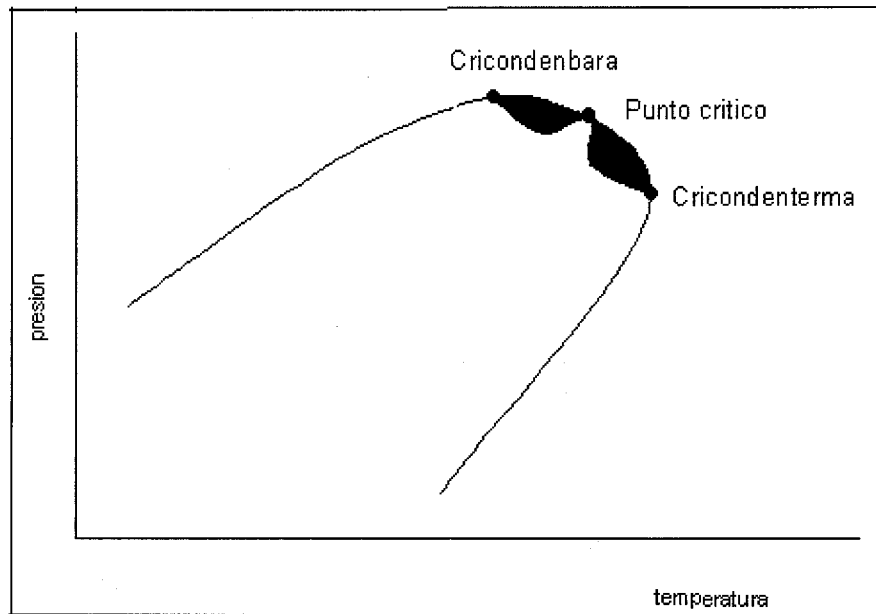


Figura 2-2b Diagrama de fase mostrando dos regiones retrogradadas.

El punto A representa la presión máxima a la cual el líquido y el vapor pueden existir en equilibrio. Esta presión es conocida como cricondenbara. Similarmente la

cricondenterma es definida como la temperatura máxima a la cual el líquido y el vapor pueden existir en equilibrio. Esto se indicado el punto B de la figura 2-2a.

La región sombreada CAB, de la Fig. 2-2a es llamada región retrograda. Para una mezcla natural de hidrocarburos, el punto critico ha sido siempre encontrado hacia la izquierda de la cricondenbara (compbell, 1984). Si el punto critico esta a la derecha de la cricondenbara, dos regiones retrogradas se pueden presentar como se muestra en la figura 2-2B.

2.2.3 DIAGRAMAS p,T CON COMPOSICIÓN VARIABLE

El caso que se discutió al inicio se refiere al estudio del diagrama de fases para una composición de un fluido dado, cuando el fluido de un yacimiento es producido, la presión decrece con el tiempo, por ejemplo, si nosotros comenzamos con un yacimiento de aceite, una región de dos fases eventualmente se encuentra a una presión a bajo de la curva del puntos de burbuja. Los componentes más pesados de los fluidos del yacimiento empiezan a vaporizarse, cambiando la composición de los fluidos del yacimiento. Siempre que los fluidos del yacimiento estén en la región de dos fases, la composición además cambia debido a la eliminación de los componentes selectivos en la fase móvil.

La figura 2-3 muestra un diagrama p,T para una mezcla binaria de etano (C_2H_6) y heptano normal. ($n-C_7H_{16}$). Se puede ver que con un cambio en la composición de la mezcla del 100% etano a un 100% n-heptano, la envolvente de fases cambia hacia la derecha. Esto muestra que la forma y localización de la envolvente de fase son dependientes de la composición. La línea punteada que traza una tangente a las envolventes de fase en su punto critico. El punto crítico para la

mezcla es una función de la composición, la mezcla con más de dos componentes tiene más de un punto crítico y el problema se hace más complejo.

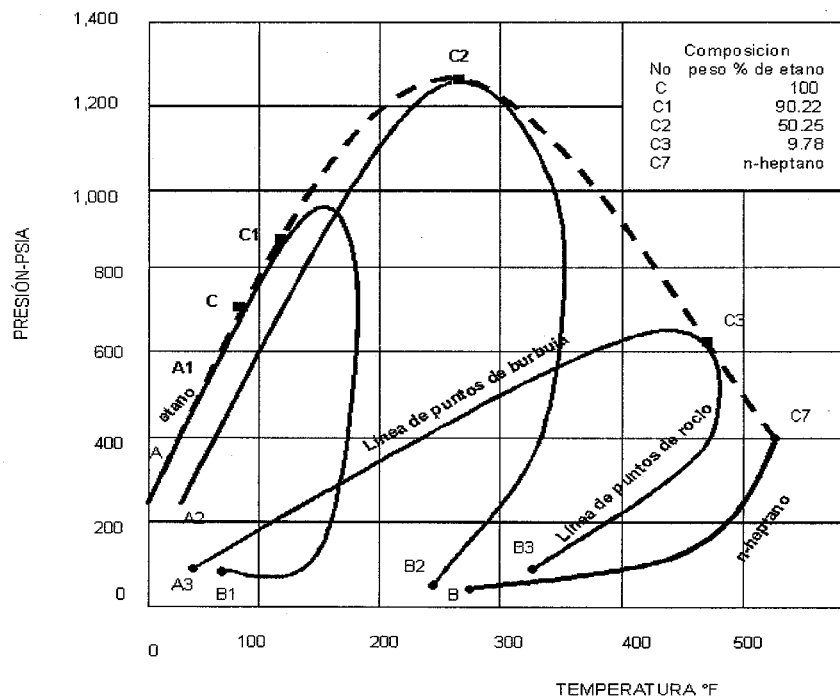


Figura 2.3 Diagrama presión-temperatura para un sistema etano-n-heptano

2.2.4 DIAGRAMAS COMPOSICIÓN-COMPOSICIÓN (p, CONSTANTE T, CONSTANTE)

Los diagramas ternarios son empleados como un método aproximado para representar el comportamiento de fase de una mezcla multicomponente. Estos diagramas representan el comportamiento de fase de una mezcla ternaria exacta; las mezclas con más componentes son aproximadas para tres pseudocomponentes, para sistemas de hidrocarburos. La Fig. 2-4 muestra un diagrama ternario típico para los fluidos del yacimiento. Cada esquina del

triángulo representa el 100% del componente indicado, el área del lado opuesto a la esquina representa el 0% del componente. La distancia entre una esquina y el lado opuesto es dividida en partes iguales que representan una fracción entre el 100% y 0% del componente

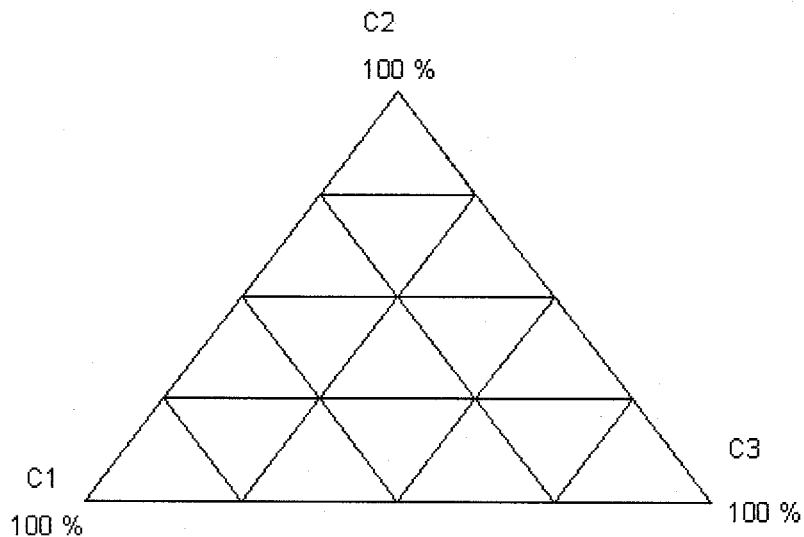


Figura 2.4 Diagrama típico de una mezcla ternaria

2.2.5 DIAGRAMAS PRESIÓN-COMPOSICIÓN (T, CONSTANTE)

Los diagramas presión-composición, son un método útil para exhibir los datos del comportamiento de fase. Estos diagramas son obtenidos para yacimientos de aceite. Tales diagramas son más fáciles de obtener que los diagramas ternarios, los cuales requieren obtener muestras en equilibrio y su composición, pero su aplicación es limitada, por que estos no ofrecen información general.

La Fig. 2-5 muestra un diagrama de presión-composición para un yacimiento de aceite como una función del porcentaje mole de metano en la mezcla.

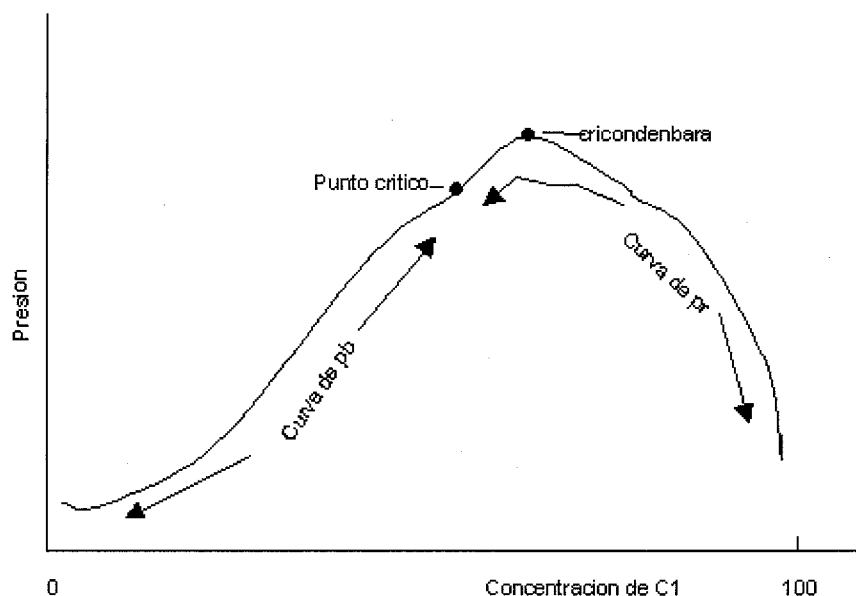


Figura 2-5 Diagrama presión composición para un fluido de un yacimiento

2.3 COMPORTAMIENTO DE FASE CUANTITATIVO CON EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR

En la mayoría de las operaciones en la producción de petróleo, es importante conocer las fases presentes con el fin de diseñar el sistema. En procesos y otras operaciones de postproducción, esto se requiere para el control de fases, para controlar las condiciones de operación, o seleccionar los componentes de vaporización o condensación. La región de una sola fase es relativamente fácil de definir, la región de dos fases es más difícil, se necesitan conocer parámetros adicionales tales como la relación gas-liquido, y la composición de ambas fases, como una función de la presión y la temperatura.

2.3.1 CRITERIOS TERMODINÁMICOS PARA EL EQUILIBRIO.

El equilibrio de fase es alcanzado cuando no hay transferencia neta de material de una fase a otra. Tal transferencia involucra un decremento en la energía total libre del sistema.

2.3.2 RELACIÓN DE EQUILIBRIO

EL coeficiente de distribución gas-Líquido, comúnmente se conoce como la relación de equilibrio gas-liquido ó la relación de equilibrio de vaporización, K_i , para un componente i , es una simple relación de la fracción mole en la fase vapor (y_i) y la fase líquido (x_i) a condiciones de equilibrio.

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (2.2)$$

Por lo tanto los valores de la relación de equilibrio se pueden determinar en el laboratorio. Para analizar las fracciones mole de los diferentes componentes en la fase gas y liquido.

2.3.3 APROXIMACIÓN A LA PRESIÓN PARCIAL.

Los valores de K se pueden expresar en términos de la presión parcial de los componentes. Se asume, que el gas obedece a la ley del gas ideal y se comporta como una mezcla ideal. Por lo tanto tal concepto es sólo aplicable a bajas presiones, sobre las 400 lb/pg².

En equilibrio, la presión parcial de un componentes i en la fase gas ($=P_{yi}$), es igual a la presión ejercida por la fases liquida ($=P_{vi}X_i$). Así, el equilibrio es:

$$k_i = \frac{p_{vi}}{p} \quad (2.3)$$

Donde p_{vi} es la presión de vapor del componente i a las condiciones de presión y temperatura de equilibrio. Esta aproximación es muy empleada como método práctico para determinar la constante de equilibrio.

2.4 PRONÓSTICOS DEL COMPORTAMIENTO DE FASE.

La predicción exacta de la envolvente de fase para un sistema multicomponente de hidrocarburos tales como el aceite o gas es casi imposible.

La necesidad de hacerlo experimentalmente, donde los resultados son imprecisos pueden ser peligrosos para los innumerables planes de: diseño y problemas de operación, Sin embargo, esto se hace necesario para emplear las correlaciones y métodos de predicción en algunos instantes donde tales estudios no se pueden desarrollar fácilmente.

Con un mínimo descubierto, es necesario un análisis composicional exacto del fluido del yacimiento. Estimando el punto crítico, la cricondeterma y la cricondenbara, entonces se puede emplear en conjunto con el equilibrio gas-liquido, calculando las curvas de punto de rocío y de burbuja. Para generar las curvas en la fase de equilibrio. A veces, solo una porción de la curva se puede necesitar.

2.5. APLICACIONES

2.5.1 COMPORTAMIENTO DE FASE

La Fig.2-6 muestra un diagrama de fase p-T para un fluido de hidrocarburos producidos naturalmente de una composición conocida. Considera cuatro yacimientos diferentes, con el mismo fluido, pero con condiciones iniciales diferentes representados por 1i, 2i, 3i y 4i. La línea vertical representa la declinación de la presión en el yacimiento a una temperatura constante. Las líneas curvadas representan los cambios de presión y temperatura impuestos sobre los fluidos del yacimiento conforme el fluido asciende a través del pozo y ambas la presión y la temperatura, declinan hasta las condiciones de producción en la cabeza del pozo. Los subíndices s y r denotan las condiciones superficie y de yacimiento respectivamente.

El yacimiento 1 pasa sobre la curva de punto de burbuja, es llamado yacimiento bajo saturado de aceite. También es llamado yacimiento de aceite negro.

El gas es producido a condiciones de superficie pero no se forma gas en el yacimiento hasta que la presión alcanza la presión del punto de burbuja. Físicamente, el aceite tiene una alta gravedad API y arroja pequeñas cantidades de gas donde contiene pequeñas cantidades de componentes ligeros.

Bajo el punto de burbuja la composición del fluido del yacimiento empieza a cambiar, el gas libre liberado inicialmente, eventualmente comienza a fluir hacia la cabeza del pozo incrementando las cantidades con una reducción en la presión. La relación gas-aceite (RGA) también se incrementa.

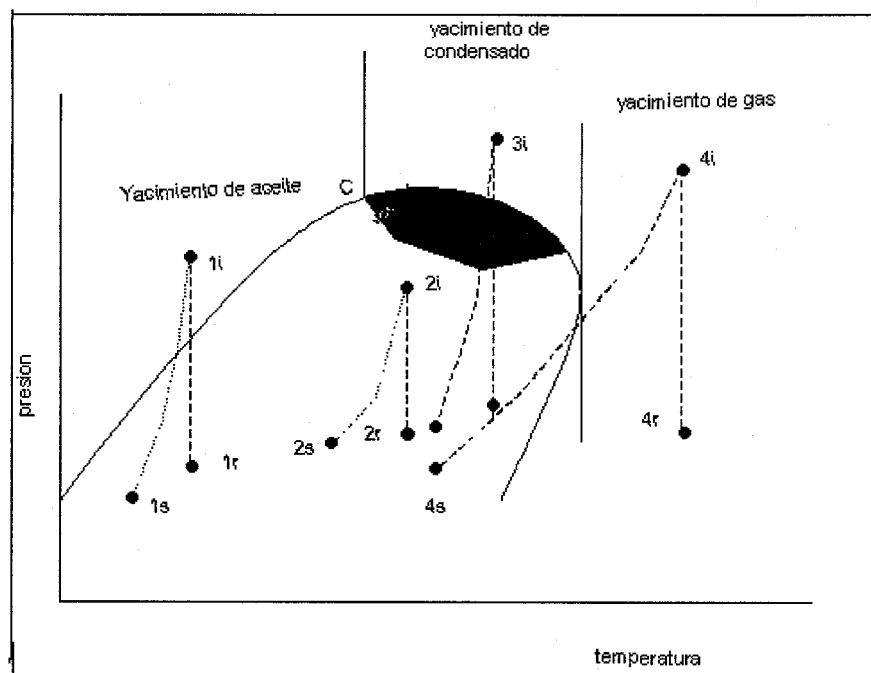


Figura 2.6 Diagrama típico de presión-temperatura para los fluidos del yacimiento

Yacimiento 2. Se presenta en la región de dos fases, es un yacimiento de aceite con un casquete de gas inicial. Con una declinación de presión, se incrementa la RGA, y la composición del fluido del yacimiento cambia.

Yacimiento 3. Ocurre en la región retrograda, es un yacimiento de gas y condensado. Una reducción de presión, inicia a condensar líquido hasta la curva de puntos de rocío. ¿Limpiando los espacios porosos del yacimiento?, una saturación crítica se requiere antes que fluya hacia la cabeza del pozo. Así, la RGA (en la superficie) se incrementa. Los compuestos intermedios que condensan el gas en la salida son muy valiosos y sus pérdidas es un asunto serio. Sin embargo, además conforme la presión es reducida, el líquido inicia a vaporizarse dentro de la fase gaseosa.

Yacimiento 4. Ocurre en la región de una sola fase gas, es un verdadero yacimiento de gas. Este generalmente se conoce como un yacimiento de gas

húmedo si $4s$ esta dentro de la región de dos fases y como un yacimiento de gas seco si $4s$ esta en la región de una sola fase. En este tipo de yacimientos, el yacimiento (punto $4r$) siempre esta en la región de una sola fase. Manteniendo el fluido del yacimiento una composición constante desde ahí no cambia la fase en el yacimiento.

La RGA de un yacimiento es un excelente indicador del tipo de yacimiento. Generalmente, un yacimiento es clasificado como un yacimiento de gas si la RGA $>100,00 \text{ ft}^3/\text{bl}$, como un yacimiento de aceite si la RGA $<5,000$ y como un yacimiento de gas y condensado si la RGA esta entre $5,000 - 100,000 \text{ ft}^3/\text{bl}$.

La relación entre la temperatura critica, T_c y la temperatura de yacimiento, T_y , determina si la condensación retrograda ocurra o no.

2.5.2 SEPARACIÓN Y PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS.

El diseño de un pozo productor e instalaciones superficiales depende de la naturaleza de los fluidos gas, aceite o las dos fases con una RGA dada, y la presencia de agua. Los hidrocarburos intermedios son los componentes más valiosos. Es altamente deseable no perder estos con el gas y para recuperar tanto liquido como sea posible de los hidrocarburos producidos. Para diseño y optimización operacional de aquellos sistemas. Donde la relación de fase es una función de la composición del fluido producido realmente nunca se puede diseñar un equipo que sea óptimo bajo todas las condiciones.

Solo hay recursos para diseñar a las condiciones promedio, excepto sobre la vida del campo, ó a los cambios de instalaciones en un mismo punto donde esto puede llegar hacer económicamente atractivo.

2.5.3 TRANSPORTE Y PROCESAMIENTO DE GAS.

Para eliminar lo más pesado del gas es necesario que el gas no condense líquidos, anticipando los cambios de temperatura y presión en el transporte, proceso y sistema de conducción. Para mejorar los cálculos, en la curva de punto de rocío para un fluido que se necesita conocer. La acumulación de líquido en los sistemas de tuberías, una presión adicional causa goteo en las líneas, y son generalmente indeseables porque causa inestabilidad para los cambios de fase como una función de la presión y temperatura, los equipos de proceso, nunca son operar en la frontera de la envolvente fase donde los cambios son pequeños en la presión, temperatura o composición y pueden causar grandes cambios en la relación gas-líquido.

2.5.4 INGENIERÍA DE YACIMIENTO Y RECUPERACIÓN MEJORADA DE ACEITE.

Los cálculos en la ingeniería de yacimientos, tales como las reservas estimadas del yacimiento, predicción y simulación empleando computadoras, se requieren datos creíbles del comportamiento de fase.

En ningún lugar esto es más crítico que en las técnicas de recuperación mejorada por miscibles donde detalladamente y una relación exacta de la fase de equilibrio se necesita conocer sobre un rango de condiciones.

El desarrollo de estos métodos depende de la habilidad del fluido inyectado para ser miscible, o ser capaz de generar la miscibilidad con el fluido de yacimiento.

El fluido inyectado necesita ser tolerado para los requerimientos dictados solamente por la fase en equilibrio.

CAPITULO 3

PROPIEDADES DE GASES NATURALES**3.1 INTRODUCCIÓN: PROPIEDADES DE GASES NATURALES**

Un gas se define como un fluido homogéneo de baja densidad y viscosidad. El gas no tiene volumen y forma determinada, sin embargo, cuando el gas se expande llena completamente el cilindro o tanque que lo contiene.

Las propiedades del gas cambian considerablemente respecto a las propiedades del líquido, principalmente debido a que las moléculas en el gas se encuentran más alejadas respecto a las moléculas en los líquidos. Por lo tanto, un cambio en la presión tiene un efecto mayor sobre la densidad de un gas que la que ejercería un líquido.

El conocimiento de las relaciones Presión-Volumen-Temperatura, pVT, y otras propiedades físicas y químicas de los gases, son necesarias para resolver problemas en la ingeniería de yacimientos de gas natural.

Las propiedades físicas de un gas natural se pueden obtener directamente por mediciones de laboratorio o por pronósticos a partir de la composición química de la mezcla de gases. En este último caso, los cálculos se basan sobre las propiedades físicas de los componentes individuales del gas y sus leyes físicas, frecuentemente referidas como *reglas de mezclado*, en las que se relacionan las propiedades de los compuestos a la mezcla de gas. Se describe el comportamiento de gases ideales y se deriva su ecuación de estado a partir de datos experimentales.

En este capítulo se consideran diversas ecuaciones de estado, EdS, para describir la relación entre el volumen molar de un gas V_m , y su presión, p , y temperatura, T . El término *ecuación de estado*, EdS, implica una expresión matemática en la que se relaciona el volumen respecto a la presión y temperatura.

3.2 ECUACIÓN DE ESTADO, GAS IDEAL Y GAS REAL.

Una ecuación de estado (EdS) es una expresión analítica que relaciona, la presión con la temperatura y el volumen. Una descripción adecuada de una relación pVT para fluidos hidrocarburos reales es básica para determinar los volúmenes de los fluidos y el comportamiento de fase de los fluidos petroleros, así como el pronóstico del comportamiento de los fluidos y para el diseño de instalaciones de separación en la superficie.

3.2.1 GAS IDEAL

Como punto inicial para derivar la ecuación de estado de gases reales, se considera un *gas teórico o hipotético* conocido como un gas ideal. En este capítulo se mencionará la ecuación de estado de un *gas ideal* a partir de datos experimentales (leyes de Boyle, Charles y Avogadro). Y posteriormente la forma de la ecuación para gases ideales se empleará como la base para desarrollar las ecuaciones de estado para gases reales.

Un gas ideal (perfecto) presenta las siguientes propiedades:

1. El volumen ocupado por las moléculas es insignificante en comparación con el volumen total ocupado por el gas.

2. No existen fuerzas de atracción y repulsión entre las moléculas y las paredes del contenedor en donde se aloja el gas.
3. Los choques entre las moléculas son perfectamente elásticas (no existiendo pérdida de energía interna durante los choques).

Las ecuaciones de Boyle, Charles y Avogadro se combinan para derivar la ecuación de estado para un gas ideal. La ecuación de estado que se conoce como la ley de los gases ideales, es:

$$pV = nRT = \left(\frac{m}{M}\right)RT, \quad (3.1)$$

En donde cada variable y constante en unidades de campo empleada en la industria petrolera son:

- p, es presión absoluta; lb/pg² abs.
- V, es volumen, ft³.
- T, es temperatura absoluta, °R
- n, es número de moles de gas, lbm-mol
- m, es masa de gas, lb
- M, es peso molecular, lb/lb-mole
- R, es Constante universal de los gases, e igual a
 $10.73 \left(\frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs ft}}{\text{lb-mol-}^\circ\text{R}} \right)$

Esta ecuación presenta valores prácticos limitados en cuanto a p y T, debido a que el gas no se comporta como un gas ideal. Sin embargo, en la práctica se ha observado que la ecuación describe el comportamiento de varios gases reales a presiones bajas.

3.2.2 GAS REAL

La magnitud de la desviación de un gas real a partir de las condiciones de un gas ideal incrementa conforme la presión y temperatura son altas y cuando la composición del gas varía en forma sustantiva.

La razón para justificar esta variación es que la ley de los gases ideales se derivó bajo la suposición de que el volumen de las moléculas es insignificante y de que no existe atracción y repulsión molecular entre ellas.

Actualmente se han desarrollado demasiadas ecuaciones de estado (EdS) con el objetivo de correlacionar las variables presión-volumen-temperatura para gases reales a partir de datos experimentales.

Una manera de escribir una ecuación de estado para gases reales es introduciendo el factor de desviación del gas, Z , dentro de la ecuación de estado para gases ideales,

$$pV = ZnRT \quad (3.2)$$

Z en la ecuación (3.2) es el factor de compresibilidad y es una cantidad adimensional. El factor de compresibilidad Z se define como la relación del volumen real ocupado por n -moles de gas condiciones dadas de presión y temperatura respecto al volumen ideal ocupado por n -moles de gas a las mismas condiciones de presión y temperatura (gases ideales), es decir,

$$Z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}} \quad (3.3),$$

en donde,

- V_{real} es el volumen de gas real, (L^3)

➤ V_{ideal} es el volumen de gas ideal, (L^3)

Para un gas ideal, el factor de compresibilidad es igual a la unidad ($Z = 1$). Para un gas real, el factor Z es mayor o menor que la unidad dependiendo de la presión, temperatura y de la composición del gas. (el factor Z no es constante).

3.3 DETERMINACIÓN DE LA PRESIÓN CRÍTICA Y LA TEMPERATURA CRÍTICA.

Para compuestos puros, las propiedades físicas se tienen datos disponibles. La tabla 3.1 muestra temperaturas críticas (T_{ci}) y presiones críticas (p_{ci}), y otras propiedades críticas de los compuestos típicos de los hidrocarburos. Para una mezcla, la regla de mezclado de Kay's se puede emplear para determinar las propiedades críticas efectivas.

$$p_{pc} = \sum y_i p_{ci} \quad (3.4)$$

y

$$T_{pc} = \sum y_i T_{ci} \quad (3.5)$$

donde p_{pc} , y T_{pc} , son la presión y la temperatura pseudo crítica para la mezcla, y y_i es la fracción mol del componente i en la mezcla. Estas propiedades son llamadas "pseudo" por que son solo una buena representación de las propiedades críticas de una mezcla.

componente	Peso molecular	Presión crítica	Temperatura Crítica (°R)	Factor de compresibilidad crítico (z_c)	Factor Acentrico (w)	Refracción Eykman mol (EMR)
CH ₄	16.043	667.8	343.1	0.289	0.0115	13.984
C ₂ H ₆	30.070	707.8	549.8	0.285	0.0908	23.913
C ₃ H ₈	44.097	616.3	665.7	0.281	0.1454	34.316
n-C ₄ H ₁₀	58.124	550.7	765.4	0.274	0.1928	44.243
i-C ₄ H ₁₀	58.124	529.1	734.7	0.293	0.1756	44.741
n-C ₅ H ₁₂	72.151	488.6	845.4	0.262	0.2510	55.267

i-C ₅ H ₁₂	72.151	490.4	828.8	0.273	0.2273	55.302
n-C ₆ H ₁₄	86.178	436.9	913.4	0.264	0.2957	65.575
n-C ₇ H ₁₆	100.205	396.8	972.5	0.263	0.3506	75.875
n-C ₈ H ₁₈	114.232	360.6	1023.9	0.259	0.3978	86.193
n-C ₉ H ₂₀	128.259	332.0	1070.4	0.251	0.4437	96.529
n-C ₁₀ H ₂₂	142.286	304.0	1111.8	0.247	0.4902	106.859
N ₂	28.013	493.0	227.3	0.291	0.0355	9.407
CO ₂	44.010	1070.9	547.6	0.274	0.2250	15.750
H ₂ S	34.076	1306.0	672.4	0.266	0.0949	19.828
O ₂	31.99	737.1	278.6	0.292	0.0196	8.495
H ₂	2.016	188.2	59.9	0.304	-0.2234	4.450
H ₂ O	18.015	3203.6	1165.1	0.230	0.3210	---

Tabla 3.1. Constantes físicas para los compuestos de un gas natural

Si la composición del gas (y_i) no se conoce se puede emplear la figura 3.1 (método de Brown) empleando la densidad relativa del gas para determinar la presión y la temperatura crítica. Se pueden hacer correcciones por presencia de compuestos no hidrocarburos. Thomas y col. toman datos de la Fig. 3.1 y otras fuentes para obtener las siguientes relaciones:

$$p_{pc} = 709.604 - 58.718 \gamma_g \quad (3.6)$$

$$T_{pc} = 170.491 - 307.344 \gamma_g \quad (3.7)$$

Donde γ_g es la densidad relativa del gas respecto al aire. Thomas y col. recomiendan el empleo de esta ecuación en un límite permitido de un 3% de H₂S, 5% de N₂ ó una impureza total del 7%, mas allá de estos límites el error en la presión crítica excede el 6%. Debe notarse que el método de la densidad relativa del gas ρ_g , para obtener la presión y temperatura pseudo crítica no es muy exacto.

El método de Brown (Fig. 3.1), se emplea de la siguiente manera. Teniendo el valor de la γ_g , con este valor entramos a la grafica y trazamos una vertical hacia arriba hasta interceptarla con la primera curva de diferentes gases,

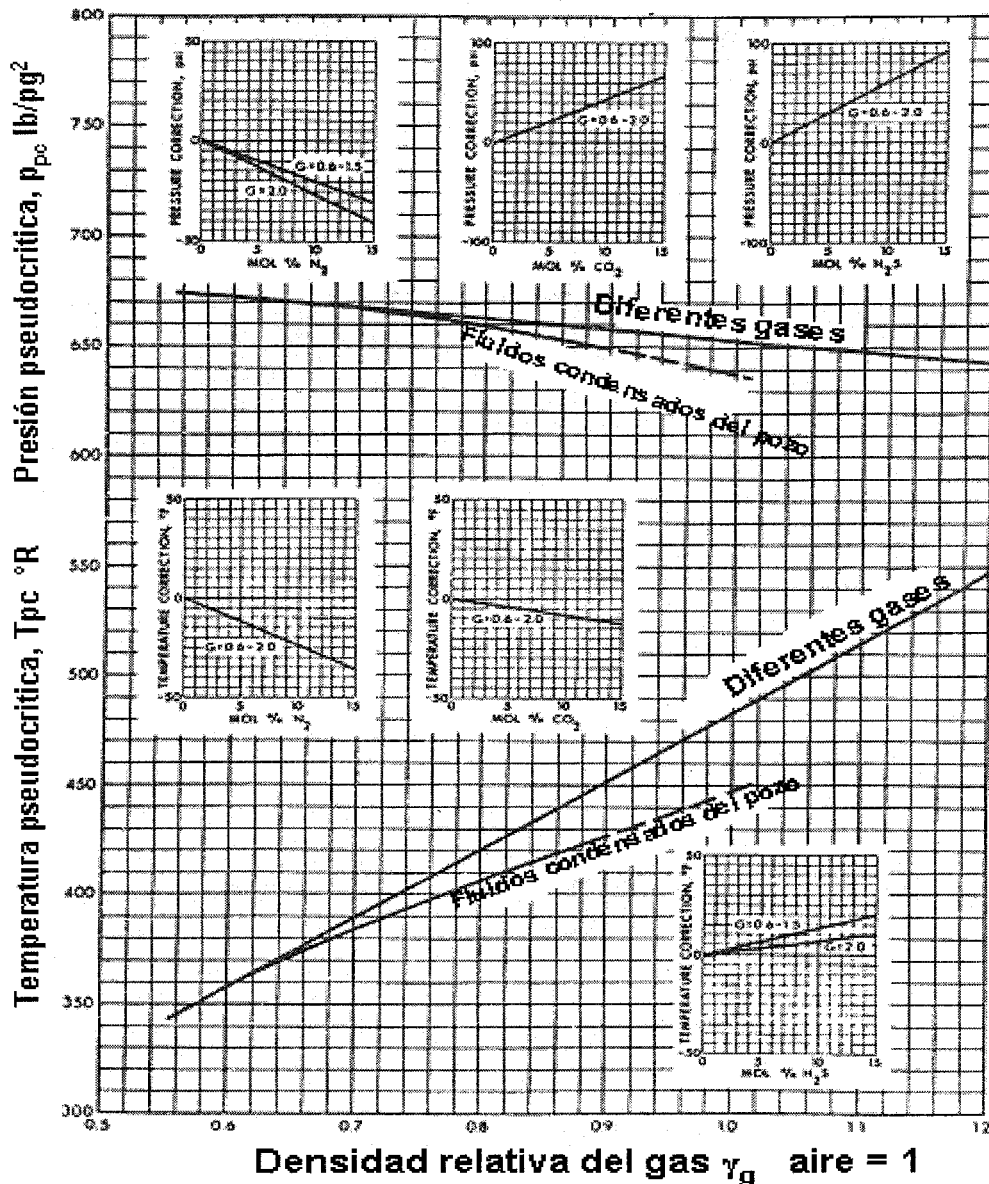


Figura 3.1 Propiedades pseudo críticas del gas natural y fluidos condensados (método de Brown)

Después de la intercepción trazamos una horizontal hasta encontrar el valor de T_c , después la vertical que habíamos trazado anteriormente, esta se prolonga hasta interceptarla con la segunda curva de diferentes gases, en esta intersección se traza otra horizontal hasta encontrar el valor de p_c . Dentro de la misma figura se

encuentran recuadros que se utilizan para hacer correcciones por impurezas de otros gases no hidrocarburos.

Ejemplo 3.1

De un análisis a un gas dulce, en % mole, se conoce lo siguiente $N_2 = 1.40$, $CH_4 = 93.0$, $C_2H_6 = 3.29$, $C_3H_8 = 1.36$, $n-C_4H_{10} = 0.37$, $i-C_4H_{10} = 0.23$, $n-C_5H_{12} = 0.10$, $C_6H_{14} = 0.08$ y $C_7H_{16}^+ = 0.05$. asumiendo que C_7^+ exhibe las mismas propiedades como el $n-C_9$.

Determinar la densidad relativa del gas, así como, la presión crítica y la temperatura crítica, para este gas, empleando (1) la regla de mezclado de Kay's, (2) el método de Brown y col. y (3) las ecuaciones de Thomas y col.

Solución.

componente	y_i	M_i	P_{ci}	T_{ci}
C_1	0.9300	16.043	667.8	343.1
C_2	0.0329	30.070	707.8	549.8
C_3	0.0136	44.097	616.3	665.7
$n-C_4$	0.0037	58.124	550.7	765.4
$i-C_4$	0.0023	58.124	529.1	734.7
$n-C_5$	0.0010	72.151	488.6	845.4
$i-C_5$	0.0012	72.151	490.4	828.8
C_6	0.0008	86.178	436.9	913.4
C_7^+	0.0005	128.259	332.0	1070.4
N_2	0.0140	28.013	493.0	227.3

$$M = \sum y_i M_i = 17.54$$

la densidad relativa del gas es: $\gamma_g = 17.54/28.97 = 0.6055$

Regla de mezclado de Kay

$$1. \begin{aligned} p_{pc} &= \sum y_i p_{ci} = 664.47 \text{ lb/pg}^2 \\ T_{pc} &= \sum y_i T_{ci} = 356.93 \text{ }^\circ R \end{aligned}$$

Método de Brown

2. De la Fig. 3.1,

$$\begin{aligned} p_{pc} &= 670 \text{ lb/pg}^2 \\ T_{pc} &= 360 \text{ }^\circ R \end{aligned}$$

Aplicando el factor de corrección de 1.4 % de N₂.

$$\begin{aligned} p_{pc} &= 670 - 5 = 665 \text{ lb/pg}^2 \\ T_{pc} &= 360 - 5 = 355 \text{ }^\circ R \end{aligned}$$

Método de Thomas

empleando la ecuación 3.6

$$p_{pc} = 709.604 - (58.718)(0.6055) = 674.05 \text{ lb/pg}^2$$

empleando la ecuación 3.7.

$$T_{pc} = 170.491 - (307.344)(0.6055) = 356.59 \text{ }^\circ R$$

3.4 FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS Z.

El factor de compresibilidad se define como la razón de volumen realmente ocupado por un gas a determinada presión y temperatura, al volumen que ocuparía si fuese perfectamente ideal.

$$Z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}} \quad (3.3)$$

Existen diversas maneras de calcular el factor de compresibilidad mediante expresiones matemáticas; sin embargo aquí se mencionan solo uno de los métodos para el cálculo del factor de compresibilidad, por ser los que aproximan mejor el valor con rangos mínimos de error.

3.4.1 MÉTODO DE STANDING-KATZ (MÉTODO GRÁFICO)

La Fig. 3.2 muestra la correlación de Standing-Katz para Z , como una función de la p_{pr} y T_{pr} para gases dulces, la ecuación $Z = f(p_r, T_r)$ y la regla de mezclado de Kay's son empleadas para las propiedades de la mezcla de gas. Estas graficas generalmente están disponibles para gases dulces con pequeñas cantidades de no hidrocarburos, tal como el nitrógeno.

La Fig. 3.2 se emplea de la siguiente manera. Una vez obtenida la p_{pr} , se encuentra el valor en la grafica y después trazamos una vertical hacia arriba donde se intercepta con la T_{pr} calculada una vez que se interceptaron estas dos, se traza una horizontal para encontrar el valor de Z .

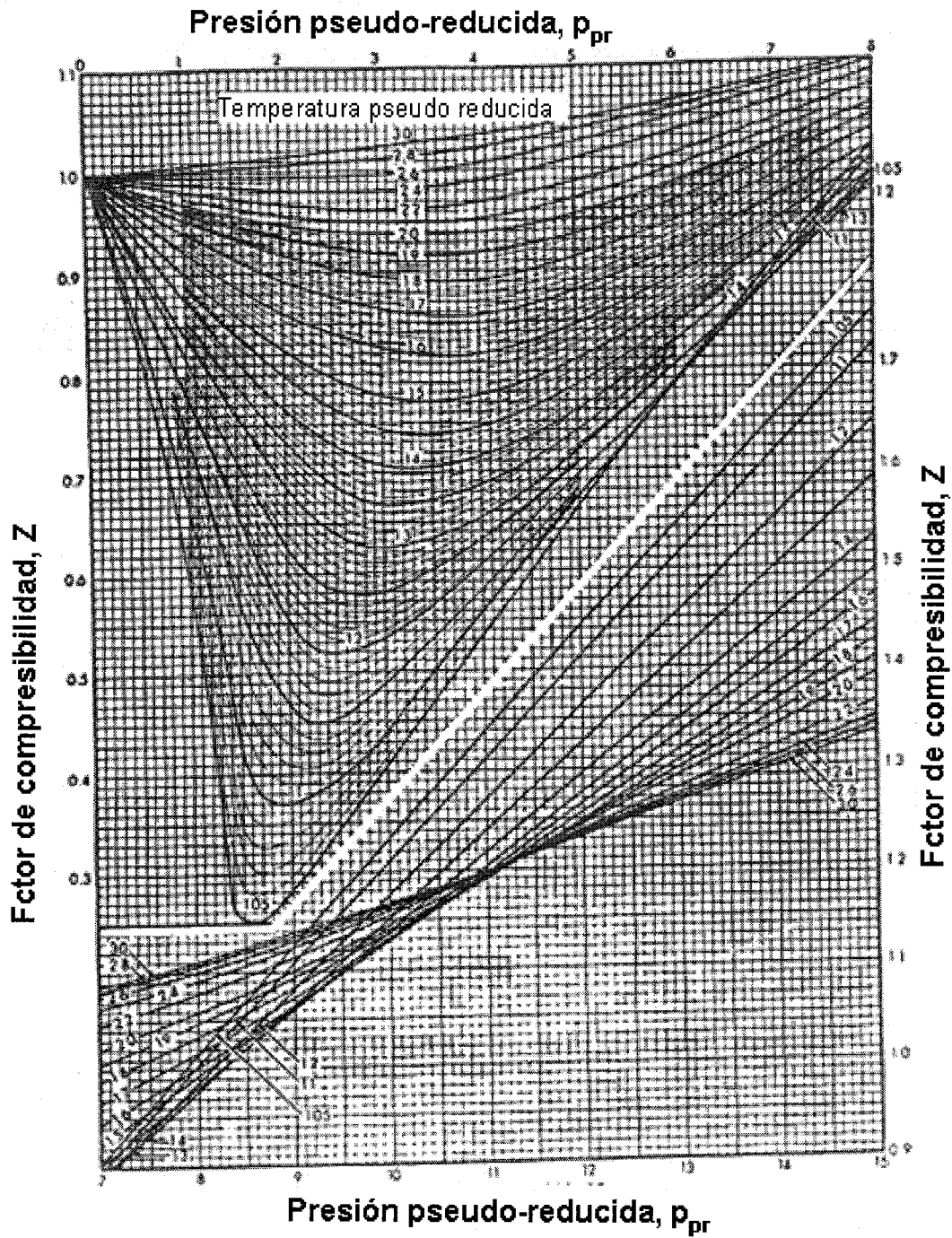


Figura 3.2. Factor de compresibilidad para gases naturales en función de la presión y temperatura reducida.

Ejemplo 3.2

Para la composición del gas dado en el ejemplo 3.1. Determinar el factor de compresibilidad Z , a 2000 lb/pg^2 y $200 \text{ }^\circ\text{F}$, empleando la grafica de Standing-Katz para Z ,

Solución:

Del ejemplo 3.1

$$p_{pc} = 664.47 \text{ lb/pg}^2 \quad \text{y} \quad T_{pc} = 356.93 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Así. } p_{pr} = 2000/664.47 = 3.010 \quad \text{y} \quad T_{pr} = (200+459.67)/356.93 = 1.848$$

Ahora con estos valores y empleando la grafica de la Fig. 3.2 el factor de compresibilidad $Z = 0.905$.

3.5 PROPIEDADES RELACIONADAS CON EL FACTOR Z.

Las propiedades del gas que se derivan del factor Z son, la densidad del gas, súper compresibilidad, factor de volumen de formación del gas y el factor de expansión.

3.5.1 DENSIDAD DEL GAS.

Empleando la ley de los gases, la densidad de los gases ρ_g , se puede calcular como:

$$\rho_g = \frac{M}{v} = \frac{pM}{ZRT} \quad (3.8)$$

Donde M es el peso molecular del gas; si p , esta en lb/pg^2 , T en $^\circ\text{R}$ y R en $(\text{lb/pg}^2 \cdot \text{ft}^3)/(\text{lbmole } ^\circ\text{R})$, entonces la ρ_g esta en lbm/ft^3 .

3.5.2 FACTOR DE SÚPER COMPRESIBILIDAD.

En varias aplicaciones tal como la medición de flujo de gas, el factor $1/Z^{0.5}$ es muy empleado. Este es llamado factor de súper compresibilidad, F_{pv} .

$$F_{pv} = \frac{1}{Z^{0.5}} \quad (3.9)$$

3.5.3 FACTOR DE VOLUMEN DEL GAS.

Aplicaciones en ingeniería de yacimientos, algunas veces relacionan los volúmenes del yacimiento a los volúmenes de la superficie. El factor de volumen de formación, B_g , definido como la relación del volumen acupado por una masa de gas a condiciones de presión y temperatura de yacimiento a un volumen ocupado a condiciones de superficie se utiliza generalmente. Si V , es el volumen ocupado a presión y temperatura de yacimiento y V' es el volumen a condiciones de superficie, entonces

$$B_g = (pZ'T')/(p'ZT) \quad (3.10)$$

En la practica en los campos de aceite, generalmente las condiciones estándar que se toman son 14.7 lb/pg² y 60 °F, a estas condiciones se puede asumir que Z es la unida. Por lo tanto B_g es:

$$B_g = 0.0283 ZT/p \text{ ft}^3 / \text{ft}^3 \text{ est} \quad (3.11)$$

El factor de expansión, E , es simplemente el reciproco del factor de volumen, B_g , así E , esta dado por:

$$E = (pZ'T')/p'ZT = 35.30 p/ZT \text{ ft}^3 \text{ est} / \text{ft}^3 \quad (3.12)$$

Ejemplo 3.3.

Para el gas dulce dado en el ejemplo 3.1, determina la densidad en lbm/ft^3 y el factor de volumen, a 2000 lb/pg^2 y 200°F .

Solución.

Del ejemplo 3.1, el peso molecular $M = 17.54$, a 2000 lb/pg^2 y 200°F , empleando la correlación de Standing-Katz en el ejemplo 2, el valor de $Z = 0.905$.

De la ecuación. 3.8

$$\rho_g = (2,000)(17.54) / [(0.905)(10.732)(459.64 + 200)] = 5.475 \text{ lbm/ft}^3$$

de la ecuación 3.11

$$B_g = (0.0283)(0.905)(459.67 + 200) / 2,000 = 0.008448 \text{ ft}^3 / \text{ft}^3 \text{ est}$$

3.6 COMPRESIBILIDAD DE GASES.

La compresibilidad de algunas sustancias es una medida del cambio de volumen en función de un cambio de presión. Esto, además se puede considerar como una medida en el cambio de densidad con la presión. La compresibilidad isotérmica, C , de alguna sustancia se define como:

$$C_g \cong -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial P} \right)_T \tag{3.13}$$

empleando la ley del gas ideal , $(\partial v / \partial p)_T = -nRT / p^2$ y la compresibilidad (C_g) para un gas ideal se puede escribir como:

$$C_g = -(p/nRT) (-nRT/p^2) = 1/p \tag{3.14}$$

Así, la compresibilidad de un gas ideal es simplemente igual al inverso de la presión. Con un incremento en la presión, la compresibilidad decrece. Para un gas real. C_g esta dada por:

$$C_g = 1/p - (1/Z)(\partial Z/\partial p) \quad (3.15)$$

3.7 VISCOSIDAD DE GASES.

La viscosidad de un fluido es una medida de la resistencia al flujo ejercida por un fluido. Se define como la relación de la fuerza de corte por unidad de área y el gradiente de velocidad local.

$$\mu = \left(\frac{F}{A} \right) / \left(\frac{dv}{dL} \right) \quad (3.16)$$

La viscosidad, μ , como se definió es llamada viscosidad dinámica, la relación de la viscosidad dinámica de un fluido y su densidad, se conoce como viscosidad cinemática, (ν), y se emplea en algunos problemas de flujo.

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (3.17)$$

La viscosidad generalmente se mide en centipoise (cp), 1 cp es igual a 0.01 g/(cm-seg) ó $6.72 \cdot 10^{-4}$ lbm/(ft seg). El método más aproximado para determinar la viscosidad, obviamente es medirla para un fluido bajo ciertas condiciones dadas. Esto sin embargo, generalmente no es posible. A continuación se describen algunos métodos para estimar la viscosidad.

3.7.1 CORRELACIÓN DE CARR Y COL. PARA GASES NATURALES.

La correlación de Carr y col. requiere solamente de la densidad relativa del gas (ó del peso molecular) para determinar la viscosidad. Este método es mucho mas empleado para determinar la viscosidad del gas natural. La correlación se presenta en forma grafica, como se muestran en las Fig. 3.3, 3.4 y 3.5. La Fig. 3.3 se emplea primero para determinar la viscosidad a una atmósfera de presión y alguna temperatura dada. Corrigiendo para compuestos no hidrocarburos N₂, CO₂ y H₂S. El efecto de estos componentes es incrementar la viscosidad. Entonces, la figura 3.4 y 3.5 se pueden emplear para corregir la presión. La figura 3.4 y 3.5 emplean el principio de estados correspondientes. $\mu = f(p_r, T_r)$

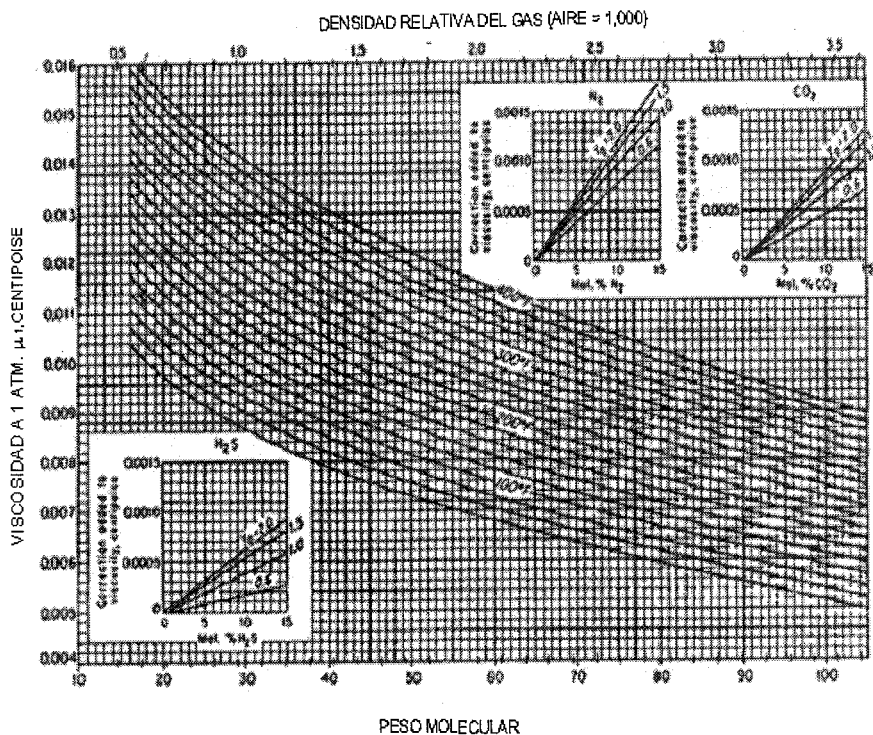


Fig. 3.3 Viscosidad de gases parafínicos a una atmósfera.

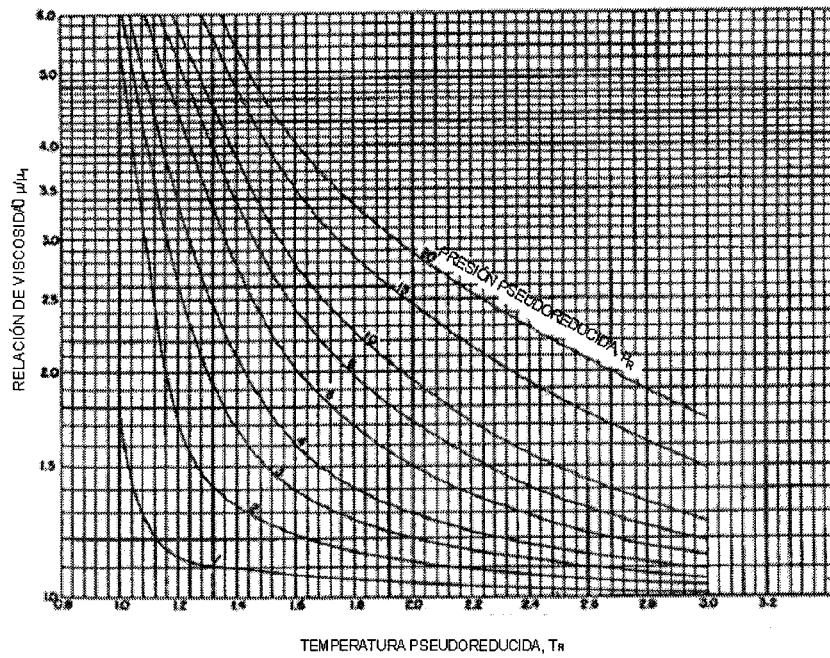


Fig.3.4 Relación de viscosidad vs. temperatura pseudoreducida

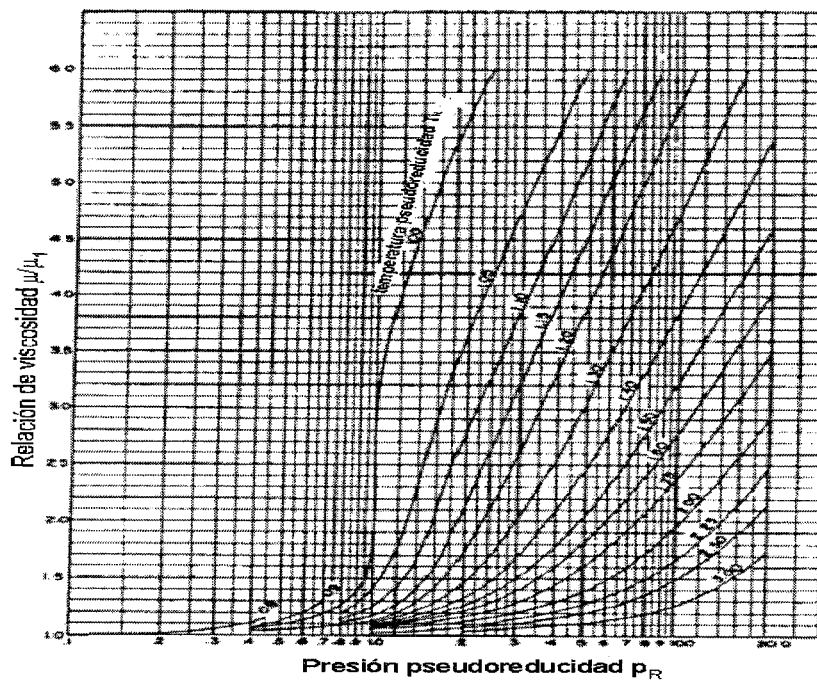


Fig.3.5. Relación de viscosidad vs. presión pseudoreducida.

Ejemplo 3.3

Determinar la viscosidad del gas dada en el ejemplo 3.1 a $2,000 \text{ lb/pg}^2$ y 200°F .

Solución.

Del ejemplo 3.1

$$M = 17.54, \quad \text{y} \quad \gamma_g = 0.6055$$

calculando la p_{pr} y la T_{pr} , se tiene :

$$p_{pr} = 3.010 \quad \text{y} \quad T_{pr} = 1.848$$

De la Fig. 3.3 se tiene $\mu_{1g} = 0.0128 \text{ cp}$.

El gas tiene 1.4 % de N_2 por lo cual el factor de corrección de la Fig. 3.3 es 0.00013 cp. Por lo tanto, la viscosidad correcta a una atmósfera es:

$$\mu_{1g} = 0.0128 + 0.00013 = 0.01293 \text{ cp}$$

de la Fig. 3.4 la corrección por presión es,

$$\mu_g / \mu_{g1} = 1.25$$

Así, la viscosidad del gas a $2,000 \text{ lb/pg}^2$ y 200°F es:

$$\mu_g = (1.25)(0.01293) = 0.0162 \text{ cp}$$

3.7.2 CORRELACIÓN DE LEE Y COL., PARA GASES NATURALES.

Lee y col., proporcionan una expresión analítica para la viscosidad que puede emplearse para propósitos de programación.

$$\mu_g = K \exp(X\rho_g^y) \quad (3.18)$$

Donde:

$$K = \frac{10^{-4}(9.4 + 0.02M)T^{1.5}}{209 + 19M + T}$$

$$X = 3.5 + 986/T + 0.01M$$

$$y = 2.4 - 0.2X$$

donde μ_g , en cp, ρ_g , en g/cm³, y T, en °R. La ecuación 3.17 reproduce datos experimentales con un máximo error de 8.99%. el problema con este método es que no hay corrección por impurezas tales como el N₂. CO₂ Y H₂S.

EJEMPLO 3.4

Determinar la viscosidad para un gas con la siguiente composición en % mol: C₁ = 90.5, C₂ = 7.2 y C₃ = 2.3, a 3000 lb/pg² y 540 °R empleando el método de Lee y col.

Solución:

Compuesto	y_i	M_i	p_c	T_c
C ₁	0.905	16.043	667.8	343.1
C ₂	0.072	30.070	707.8	549.8
C ₃	0.023	44.097	616.3	665.7

$$p_{pc} = \sum y_i p_{ci} = 669.50 \text{ lb/pg}^2 \text{ y } T_{pc} = \sum y_i T_{Ci} = 365.31 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$\text{entonces: } p_{pr} = 3000/669.50 = 4.481 \text{ y } T_{pr} = 540/365.3 = 1.478$$

de la Fig. 3.2 el factor de compresibilidad $Z = 0.78$.

de la ecuación 3.8 la densidad del gas

$$\begin{aligned} \rho_g &= (3,000)(17.697)/(0.78)(10.732)(540) = 11.745 \text{ lbm/ft}^3 \\ &= (11.745)(1.601846)10^{-2} = 0.18814 \text{ g/cm}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Ahora } K = 10^{-4} [9.4 + (0.02)(17.697)](540^{1.5}) / [209 + (19)(17.697) + 540] = 0.011278$$

$$X = 3.5 + 986/540 + (0.01)(17.689) = 5.50290$$

$$y = 2.4 - (0.2)(5.50290) = 1.29942$$

Empleando la ecuación 3.18 la viscosidad del gas a 3,000 lb/pg² y 540 °R es:

$$\mu_g = (0.011278) \exp((5.50290)(0.18814^{1.29942})) = 0.021 \text{ cp}$$

3.8 CALOR ESPECÍFICO PARA GASES HIDROCARBUROS.

Una de las cantidades termodinámicas básicas es el calor específico, definido como la cantidad de calor requerido para elevar la temperatura de una unidad de masa de una sustancia. Esta se puede medir a presión constante (c_p) ó a volumen constante (c_v), resultando dos valores distintos del calor específico en términos de cantidad, dentro de la termodinámica básica esta la entalpía (h) y la energía interna y los calores específicos, c_p y c_v pueden escribirse como:

$$c_p = \left(\frac{\partial h}{\partial T} \right)_p \quad (3.19)$$

y

$$c_v = \left(\frac{\partial u}{\partial T} \right)_v \quad (3.20)$$

Donde h es la entalpía (Btu/lb-mole), u es la energía interna (Btu/lb-mole), c_p es el calor específico a una presión constante (Btu/lb-mole-°R) y c_v es el calor específico a un volumen constante (Btu/lb-mole-°R).

También se tiene la siguiente relación: $c_p - c_v = R$

donde $R = 1.0986 \text{ Btu}/(\text{lbmole } ^\circ\text{R})$

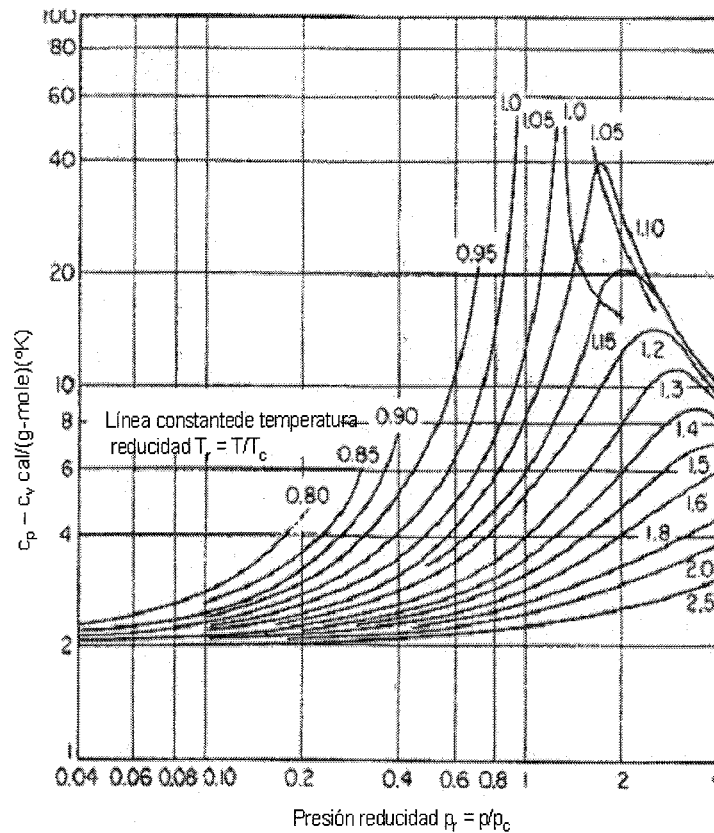


Figura 3.6. Grafica generalizada para la diferencia de capacidades caloríficas $c_p - c_v$, vs. p_{pr} y T_{pr} para gases reales.

Para un gas real, c_p y c_v , son una función de ambas la presión y la temperatura. Así para determinar la diferencia de $c_p - c_v$, podemos emplear la Fig. 3.6 que tiene la $c_p - c_v$, vs. p_r y T_r .

3.8.1 DETERMINACIÓN DE C_p .

La capacidad calorífica c_p a baja presión, se puede determinar principalmente por dos métodos: empleando la densidad relativa del gas, si la composición no se conoce y se emplea un promedio del peso molar si la composición del gas se conoce.

Hankinson y col., derivan la siguiente relación para calcular c_p en Btu/(lb mole °F), γ_g y una temperatura T (°F).

$$C_p^\circ = A + BT + C\gamma_g + D\gamma_g^2 + E(T\gamma_g) + FT^2 \quad (3.20)$$

Para un rango de temperaturas de 0 a 200 °F.

A = 4.6435, B = -0.0079997, C = 5.8425, D = 1.1533, E = 0.020603 y

F = 9.849(10⁻⁶)

y para. Un rango de temperaturas de 0 a 600 °F:

A = 3.7771, B = -0.0011050, C = 7.5281, D = 0.65621, E = 0.014609 y F = 0.0

Thomas y col., reportan un error promedio de 1.01 y 1.37% para un rango de temperaturas de 0 a 200 °F. y 0 a 600, respectivamente, con la ecuación 3.20.

El calor específico de la mezcla efectiva a una presión baja, C_p° , se puede determinar más exactamente empleando la regla de Kay's:

$$C_p^\circ = \sum_{i=1}^n y_i c_{pi}^0$$

Donde c_{pi}^0 , para algunos constituyentes del gas natural se pueden obtener de la figura 3.7

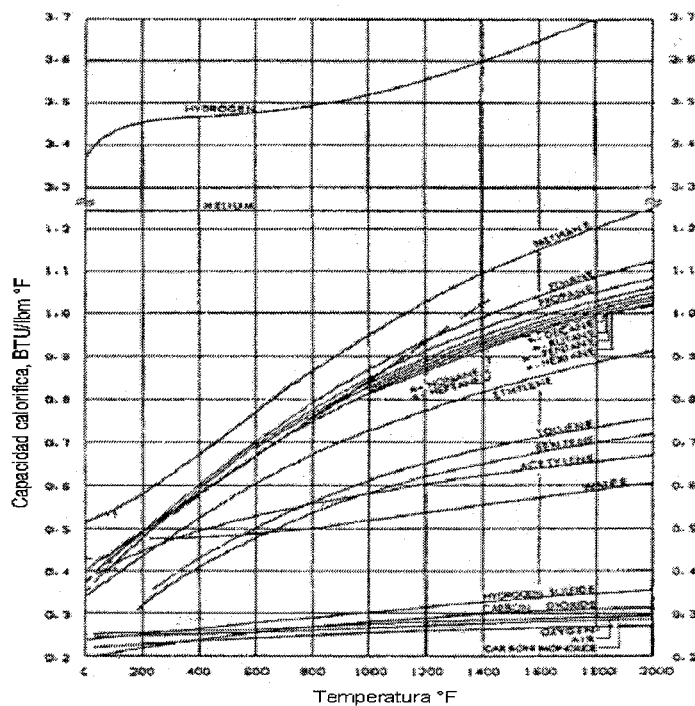


Figura 3.7 Capacidad calorífica del gas a una atmósfera C_p^0 como una función de la temperatura

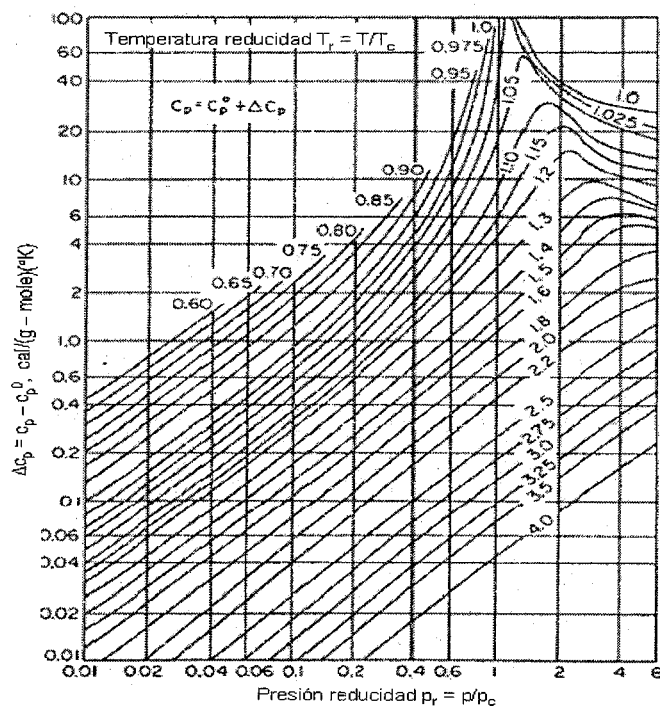


Figura 3.8. Corrección por presión isotérmica, $c_p - c_p^0$ para la capacidad calorífica de un gas

Para corregir la presión, la correlación de $c_p - c_p^0$ vs. T_r, p_r , mostrada en la Fig.3.7 se puede emplear.

3.8.2 DETERMINACIÓN DE C_v .

El calor específico a volumen constante, c_v , generalmente se determina indirectamente. Primero se calcula c_p , empleando alguno de los métodos anteriores. Entonces la Fig.3.6 se emplea para determinar $c_p - c_v$ y finalmente c_v se calcula.

Ejemplo 3.5

Determinar C_p^0 para la mezcla siguiente: $C_1 = 90.5$, $C_2 = 7.2$ Y $C_3 = 2.3$ A 540 °R, empleando: 1) el método de Hankinson y col. Y 2) el análisis de gas. Emplear el valor para C_p^0 del método del análisis de gas para determinar c_p y c_v a 3000 lb/pg² y 540 °R para este gas.

Solución:

Compuesto	y_i	M_i	p_c	T_c
C_1	0.905	16.043	667.8	343.1
C_2	0.072	30.070	707.8	549.8
C_3	0.023	44.097	616.3	665.7

$$p_{pc} = \sum y_i p_{ci} = 669.50 \text{ lb/pg}^2 \quad \text{y} \quad T_{pc} = \sum y_i T_{Ci} = 365.31 \text{ °R}$$

$$\text{entonces: } p_{pr} = 3000/669.50 = 4.481 \quad \text{y} \quad T_{pr} = 540/365.3 = 1.478$$

$$M = \sum y_i M_i = 17.697$$

Primero la densidad relativa del gas es: $\gamma_g = 17.697/28.97 = 0.6109$

De la ecuación 3.20:

$$\begin{aligned} C_p^\circ &= 4.6435 + (-0.0079997)(80.33) + (5.8425)(0.6109) \\ &+ (1.1533)(0.6109^2) + (0.020603)(80.33)(0.6109) \\ &+ (9.849)10^{-6}(80.33^2) = 9.075 \text{ Btu}/(\text{lbmole } ^\circ R) \end{aligned}$$

Segundo.

Compuesto	y_i	M_i	C_p° Btu/(lbm °F)	C_p° Btu/(lbmole °F)
C_1	0.905	16.043	0.530	8.503
C_2	0.072	30.070	0.425	12.780
C_3	0.023	44.097	0.425	18.741

Los valores de C_p° en Btu/(lbm °F) se obtienen de la Fig.3.7, y son transformados a Btu/(lbmole °F) multiplicados por el peso molecular M_i en lbm/lbmole. Así,

$$C_p^\circ = \sum y_i c_{pi}^\circ = 9.046 \text{ Btu}/(\text{lbmole } ^\circ F) = 9.046 \text{ Btu}/(\text{lbmole } ^\circ R)$$

Para determinar c_p y c_v de la Fig.3.8, utilizando una $p_{pr} = 4.481$, y $T_{pr} = 1.478$, la corrección de calor específico es:

$$(c_p - c_v) = 6.5$$

por lo tanto

$$c_p = 9.046 + 6.5 = 15.546 \text{ Btu}/(\text{lbmole } ^\circ R)$$

de la Fig. 3.6

$$(c_p - c_v) = 7.0$$

por lo tanto, $c_v = 15.546 - 7.0 = 9.546 \text{ Btu}/(\text{lbmole } ^\circ R)$

CAPITULO 4

SEPARACIÓN Y LIMPIEZA DE GAS.**4.1 INTRODUCCIÓN: SEPARACIÓN Y LIMPIEZA DE GAS.**

Los equipos de separación como su nombre lo indica, se utilizan en la industria petrolera para separar mezclas de líquido y gas. Las mezclas de líquido y gas se presentan en los campos petroleros principalmente por las siguientes causas:

- Por lo general los pozos producen líquido y gas mezclados en un sólo flujo.
- Hay tuberías en las que aparentemente se maneja sólo líquido ó gas; pero debido a los cambios de presión y temperatura que se producen a través de la tubería, hay vaporizaciones de líquido o condensación de gas, dando lugar a flujo de dos fases
- En ocasiones el flujo de gas arrastra líquidos de las compresoras y equipos de procesamiento en cantidades apreciables.

Las razones principales por las que es importante efectuar una separación adecuada de líquido y gas son:

- En campos de gas y aceite, donde no se cuenta con el equipo de separación adecuado y además el gas se quema, una parte considerable de aceite ligero que es arrastrado por el flujo del gas también es quemado, ocasionando grandes pérdidas, si se considera que el aceite ligero es el de más alto valor comercial.
- Aunque el gas se transporte a una cierta distancia para tratarlo, es conveniente eliminarle la mayor cantidad de líquido ya que este ocasiona

problemas, tales como: corrosión, abrasión del equipo de transporte, aumento en las pérdidas de presión, perdidas en la capacidad de transporte de las líneas.

- Como se menciona, el flujo de gas frecuentemente arrastra líquidos de proceso, como el glicol, los cuales se deben de recuperar ya que tienen un valor comercial considerable.

4.2.- EQUIPOS DE SEPARACIÓN.

En la industria petrolera, entre los equipos de separación aplicados con mayor frecuencia, están los siguientes:

4.2.1 SEPARADORES. Son equipos utilizados para separar corrientes de aceite y gas que provienen directamente de los pozos. Las relaciones gas-aceite de estas corrientes disminuyen en ocasiones, debido a las cabezadas de líquido que repentinamente se presentan, siendo estas más frecuentes cuando los pozos producen artificialmente.

4.2.2 SEPARADORES A BAJA TEMPERATURA. Estos dispositivos se utilizan para la separación de gas y condensados, a baja temperatura, mediante una expansión. Están diseñados para manejar y fundir los hidratos que se puedan formar al disminuir la temperatura del flujo.

4.2.3 ELIMINADORES. Estos dispositivos se utilizan para eliminar los líquidos hidrocarburos y agua de una corriente de gas de alta presión. Se utilizan

generalmente en los sistemas de separación a baja temperatura. Algunos eliminadores sólo separan el agua de la corriente de gas.

4.2.4 DEPURADORES. Son dispositivos que se utilizan para manejar corrientes con muy altas relaciones gas-líquido. Se aplican también para separar gotas muy pequeñas de líquido en corrientes de gas, ya que estas no son eliminadas generalmente por un separador ordinario. Dentro de este tipo específico de separadores están los depuradores de polvo y los filtros, que eliminan además las pequeñas gotas de líquido, el polvo arrastrado en las corrientes de gas. Es muy recomendable instalar depuradores antes de las compresoras con el fin de protegerlas de los daños que pueden causar las impurezas arrastradas por el gas.

4.3.-TIPOS DE SEPARADORES.

Los separadores pueden clasificarse por su forma y geometría en horizontales, verticales y esféricos, y para separar dos fases (gas y líquido) ó tres (gas, aceite y agua).

4.3.1 SEPARADORES CONVENCIONALES. Se acostumbra designar separadores convencionales a los separadores de dos fases en cualquiera de sus tres tipos: horizontales, verticales y esféricos. Los separadores horizontales pueden estar formados por un tanque horizontal, o bien por dos colocados uno encima de otro. A los primeros se les conoce como de simple barril, y a estos últimos como de doble barril.

Las ventajas y desventajas de cada tipo, se presentan a continuación:

4.3.2 SEPARADORES VERTICALES.

Ventajas:

- Es fácil mantenerlos limpios, por lo que se recomiendan para manejar flujos de pozos con alto contenido de lodo, arena ó cualquier otro material sólido.
- El control de nivel de líquido no es crítico, puesto que se puede emplear un flotador vertical, logrando que el control de nivel sea más sensible a los cambios.
- Hay menor tendencia de revaporización de los líquidos.

Desventajas.

- Son más costosos que los horizontales
- Son más difíciles de instalar que los horizontales.
- Se necesita un diámetro mayor que los horizontales para manejar la misma cantidad de gas

4.3.3 SEPARADORES HORIZONTALES.

Ventajas:

- Tienen mayor capacidad para manejar gas que los verticales
- Son más económicos que los verticales
- Son más fáciles de instalar que los verticales.
- Son muy adecuados para manejar aceite con alto contenido de espuma.
Para esto, donde queda la interfase gas-líquido, se instalan placas rompedoras de espuma.

Desventajas:

- No son adecuados para manejar flujos de pozos que contienen materiales sólidos como arena ó lodo, pues estos son difíciles de limpiar
- El control del nivel del líquido es más crítico que en los separadores verticales.

4.3.4 SEPARADORES ESFÉRICOS.**Ventajas:**

- Más barato que los horizontales ó verticales.
- Más compactos que los horizontales ó verticales, por que se usan en plataformas costa afuera.
- Son más fáciles de limpiar que los separadores verticales
- Los diferentes tamaños disponibles, lo hacen el tipo más económico para las instalaciones individuales de pozos de alta presión.

Desventajas:

- Tiene un espacio de separación muy limitado.

4.3.5 SEPARADORES DE TRES FASES.

Estos separadores, además de separar la fase líquida y gaseosa, separan el líquido en aceite y agua no emulsionada, por diferencia de densidades. Para esto se proporciona al líquido suficiente tiempo de residencia y se deposita en un espacio donde no hay turbulencia.

Los separadores de tres fases pueden ser verticales, horizontales y esféricos.

Además de las secciones y dispositivos con que cuentan los separadores de líquido y gas, el separador de tres fases tiene las siguientes características y accesorios especiales:

- a) Una capacidad de líquidos suficiente para proporcionar el tiempo de retención necesario para que separe el aceite y el agua.
- b) Un sistema de control para la interfase agua-aceite.
- c) Dispositivos de descarga independientes para el aceite y el agua.

4.4 PRINCIPIOS DE SEPARACIÓN.

En este capítulo se discuten los diferentes factores que gobiernan la separación de mezclas de gas y líquido y la forma en que afectan la eficiencia de los separadores.

4.4.1 MECANISMOS DE SEPARACIÓN. La separación de mezclas de gas y líquido, se logra mediante una combinación adecuada de los siguientes factores: gravedad, fuerza centrífuga y choque.

4.4.2 SEPARACIÓN POR GRAVEDAD. Es el mecanismo de separación que más se utiliza, debido a que el equipo requerido es muy simple. Cualquier sección ampliada en una línea de flujo, actúa como un asentador, por gravedad, de las gotas de líquido suspendidas en una corriente de gas. El asentamiento se debe a que se reduce la velocidad del flujo.

En los separadores el asentamiento por gravedad tiene lugar principalmente en la sección secundaria, que se conoce también como sección de asentamiento por gravedad.

Para calcular la velocidad de asentamiento, se puede establecer el siguiente balance de fuerzas que actúan sobre una partícula de líquido en una corriente de gas

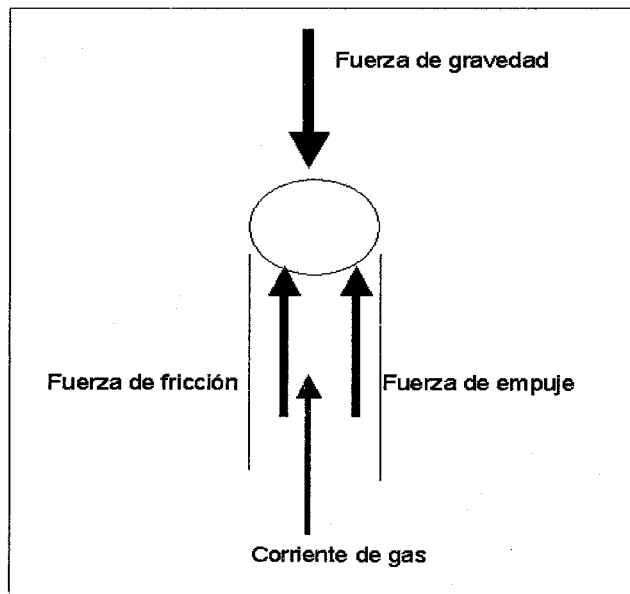


Figura 4.1 Fuerzas que actúan sobre una gota de líquido que cae contra una corriente de gas

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{fuera total actuando} \\ \text{sobre la partícula} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{fuerza de} \\ \text{gravedad} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{fuerza de} \\ \text{empuje} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{resistencia por} \\ \text{fricción} \end{array} \right\}$$

o sea,
$$F_t = F_g - F_e - F_f, \quad (4.1)$$

Sustituyendo cada termino por su valor, queda:

$$\frac{1}{gc} (\rho_p v_p) \frac{dv}{dt} = \frac{\rho_p v_p g}{gc} - \frac{\rho_p v_p g}{gc} - \frac{f A \rho_g v t^2}{2gc} \quad (4.2)$$

Dividiéndola entre $\rho_p v_p$ y tomando en cuenta que la velocidad de asentamiento es constante el primer miembro es cero. También considerando las gotas de líquido como partículas esféricas y rígidas, entonces despejando a v_t :

$$v_t = \left[\frac{4(\rho_p - \rho_g) dp g}{3f \rho_g \rho_p} \right] \quad (4.3)$$

4.4.3 SEPARACIÓN POR FUERZA CENTRÍFUGA. La fuerza centrífuga que se induce a las partículas del líquido suspendidas en una corriente de gas, puede ser varios cientos de veces mayor que la fuerza de gravedad que actúa sobre las mismas partículas

La ley de Stokes se puede aplicar al proceso de separación centrífuga, sustituyendo g por la aceleración debida a la fuerza centrífuga (a), entonces:

$$v_t = \frac{a dp (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu_g} \quad (4.4)$$

considerando que v_t es constante en magnitud e igual a v_m y que:

$$F_c = \frac{m_p v_m^2}{r} \quad (4.5)$$

combinando la ecuación anterior con las expresiones $F_c = m_p a$ y $S = 2 \pi r N$, entonces:

$$a = \frac{2\pi N v_m^2}{S} \quad (4.6)$$

sustituyendo 4.6 en 4.4 y despejando dp , tenemos:

$$dp = \left[\frac{9 \mu_g S}{\pi N v_m (\rho_p - \rho_g)} \right]^{1/2} \quad (4.7)$$

Con la ecuación 4.4, se puede calcular el tamaño de las partículas del líquido que se puede separar por fuerza centrífuga.

4.4.4 SEPARACIÓN POR CHOQUE. Este mecanismo de separación es tal vez el que más se emplea en la eliminación de las partículas pequeñas de líquido suspendidas en una corriente de gas. Las partículas de líquido que viajan en el flujo de gas, chocan con obstrucciones donde quedan adheridas.

4.5. ETAPAS DE SEPARACIÓN.

Un separador consta de las siguientes secciones:

- Sección de separación primaria.
- Sección de separación secundaria.
- Sección de extracción de niebla.
- Sección de almacenamiento de líquidos.

4.5.1 SECCIÓN DE SEPARACIÓN PRIMARIA. La separación en esta sección se realiza mediante un cambio de dirección de flujo. El cambio de dirección se puede efectuar con una entrada tangencial de fluidos al separador ó bien, instalando adecuadamente una placa desviadora a la entrada. Con cualquiera de las dos formas se le induce una fuerza centrífuga al flujo, con la que se separa grandes volúmenes de líquido.

4.5.2 SECCIÓN DE SEPARACIÓN SECUNDARIA. En esta sección se separa la máxima cantidad de gotas de líquido de la corriente de gas. Las gotas se separan

principalmente por la gravedad por lo que la turbulencia del flujo debe ser mínima. Para esto, el separador debe tener suficiente longitud. En algunos diseños se utilizan veletas o aspas alineadas para reducir aún más la turbulencia, sirviendo al mismo tiempo como superficie colectora de gotas de líquido.

4.5.3 SECCIÓN DE EXTRACCIÓN DE NIEBLA. En esta sección se separan del flujo de gas, las gotas pequeñas del líquido que no se lograron eliminar en la sección primaria y secundaria del separador. En esta parte del separador se utiliza el efecto de choque y/o la fuerza centrífuga como mecanismos de separación. Mediante estos mecanismos se logra que las pequeñas gotas de líquido, se colecten sobre una superficie en donde se acumulan y forman gotas más grandes, que se drenan a través de un conducto a la sección de acumulación de líquidos ó bien caen contra la corriente de gas a la sección de separación primaria.

4.5.4 SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO DE LÍQUIDOS. En esta sección se almacena y descarga el líquido separado de la corriente de gas. Esta parte del separador debe tener la capacidad suficiente para manejar los posibles baches de líquido que se puedan presentar en una operación normal. Además debe tener la instrumentación adecuada para controlar el nivel del líquido en el separador.

Aparte de las cuatro secciones antes descritas, el separador debe tener dispositivos de seguridad tales como: una válvula de seguridad, un tubo desviador de seguridad y controles de contrapresión adecuados.

Cuando se conoce los tipos de flujo de la mezcla de gas y líquido que va al separador, tal como la frecuencia de los baches de líquido en pozos de bombeo, se deben hacer cambios en el diseño y tamaño de las partes del separador. Sin embargo es recomendable que el separador se diseñe de la forma más simple posible, para facilitar su limpieza y mantenimiento.

4.6. FACTORES QUE AFECTAN LA SEPARACIÓN.

A continuación se describen, algunos de los principales factores que afectan la eficiencia de la separación de gas y líquido.

4.6.1 TAMAÑO DE LAS PARTÍCULAS DEL LÍQUIDO. El tamaño de las partículas suspendidas en el flujo de gas, es un factor importante en la determinación de la velocidad de asentamiento en la separación por gravedad y en la separación por fuerza centrífuga. También es importante en la determinación de la distancia de paro, cuando la separación es por choque.

4.6.2 LA VELOCIDAD PROMEDIO DEL GAS. La velocidad promedio del gas en la sección de separación secundaria, corresponde a la velocidad de asentamiento de una gota de líquido de cierto diámetro, que se puede considerar como el diámetro base.

4.6.3 VELOCIDAD DEL GAS. Generalmente los separadores se diseñan de tal forma que las partículas de líquidos mayores de 100 micras, se deben separar

del flujo de gas en la sección de separación secundaria, mientras que las partículas más pequeñas en la sección de extracción de niebla.

4.6.4 PRESIÓN DE SEPARACIÓN. Es uno de los factores más importantes en la separación, desde el punto de vista de la recuperación de líquidos. Siempre existe un a presión óptima de separación para cada situación en particular.

4.6.5 CAPACIDAD DE LOS SEPARADORES. La capacidad de los separadores también es afectada por la presión de separación. Al aumentar la presión, aumenta la capacidad de separación de gas y viceversa.

4.6.6 TEMPERATURA DE SEPARACIÓN. En cuanto a la recuperación de líquidos, la temperatura de separación interviene de la siguiente forma: a medida que disminuye la temperatura de separación, se incrementa la recuperación de líquidos en el separador.

4.6.7 DENSIDAD DEL LÍQUIDO Y EL GAS. Las densidades del líquido y el gas, afectan la capacidad de manejo de gas de los separadores. La capacidad de manejo de gas de un separador, es directamente proporcional a la diferencia de densidades del líquido y del gas e inversamente proporcional a la densidad del gas.

4.6.8 VISCOSIDAD DEL GAS. El efecto de la viscosidad del gas en la separación, se puede observar de las formulas para determinar la velocidad del asentamiento

de las partículas del líquido. Se deduce que a medida que aumenta la viscosidad del gas disminuye la velocidad de asentamiento y por lo tanto, disminuye la capacidad de manejo de gas del separador.

4.7. SEPARACIÓN A BAJA TEMPERATURA.

En muchos yacimientos los hidrocarburos se producen a una presión mucho mayor que la que se requiere a la entrada de las líneas de transmisión. En tales situaciones, se recomienda utilizar un sistema de separación a baja temperatura para sacar al gas que se separa a alta presión. Mediante este sistema se induce a la corriente de gas una caída de presión, con lo que se logra un abatimiento en la temperatura de separación.

Las ventajas que se obtienen cuando se utiliza un sistema de separación a baja temperatura, en vez de un sistema de separación común, son los siguientes:

- Se incrementa la recuperación de líquido (gas licuado)
- Se reduce el contenido de agua en el gas y por lo tanto, también disminuye el punto de condensación (rocío) del vapor de agua contenido en el gas.
- El incremento en la recuperación de líquidos puede pagar en corto tiempo el costo de equipo necesario.

El sistema de separación a baja temperatura es particularmente atractivo cuando la presión del yacimiento es alta y se espera que se mantenga en ese rango por un periodo de tiempo del orden de tres años o mayor.

Un separador a baja temperatura puede ser de 4 diferentes formas: vertical, horizontal, esférico o en forma de T invertida.

4.8. LIMPIEZA DEL GAS.

La limpieza del gas es importante para los sistemas de tuberías de transmisión con el fin de reducir los problemas de operación y maximizar la eficiencia de operación. Esto es muy importante en otros instantes tal como para las etapas de gas y para su venta al consumidor. La limpieza del gas además es necesaria para prevenir contaminación en procesos corriente abajo en procesos tales como la deshidratación y el endulzamiento. Algunas limpiezas ocurren inicialmente en la cabeza del pozo, teniendo goteros, filtros etc., otra fase de limpieza es llevado a cabo dentro del separador gas-líquido. Generalmente la limpieza del gas es requerida antes de llevarlo a plantas de proceso y antes de empezar algún proceso.

La limpieza del gas involucra la eliminación de dos tipos de materiales: (1) sólidos gruesos y líquidos y (2) sólidos pequeños y líquidos.

4.8.1 MÉTODOS PARA LIMPIAR EL GAS. Existen diferentes técnicas para la separación de líquidos y partículas sólidas del gas, tal como la de la densidad relativa del gas, acción centrífuga, invasión, filtración, depuración y precipitación electrostática. La Fig. 1, muestra un rango de aplicaciones de estos métodos en términos del tamaño de las partículas que se van a eliminar. (1 Micrón = 10^{-4} cm.)

Generalmente se requiere mantenimiento para proporcionar una capacidad de eliminación. Así, métodos con mayor capacidad de eliminación de partículas generalmente requieren un mantenimiento más elaborado. Los métodos de limpieza que emplean un dispositivo de separación física (elementos de limpieza, filtros, etc.).

Una vez que los elementos de limpieza deban acumular esta capacidad, tres posibles resultados se presentan los cuales son dañinos en el proceso de limpieza.

1. Las partículas que entran son desviadas por el elemento de limpieza y entran a la corriente de gas limpio.
2. La presión diferencial transformada es demasiado alta y puede causar una ruptura o una dislocación del elemento de limpieza.
3. El elemento de limpieza puede convertirse en una impregnación que pueda interrumpir el flujo completamente.

Por lo tanto, un apropiado mantenimiento, es necesario para estos dispositivos.

Algunos métodos de limpieza de gas se describen a continuación.

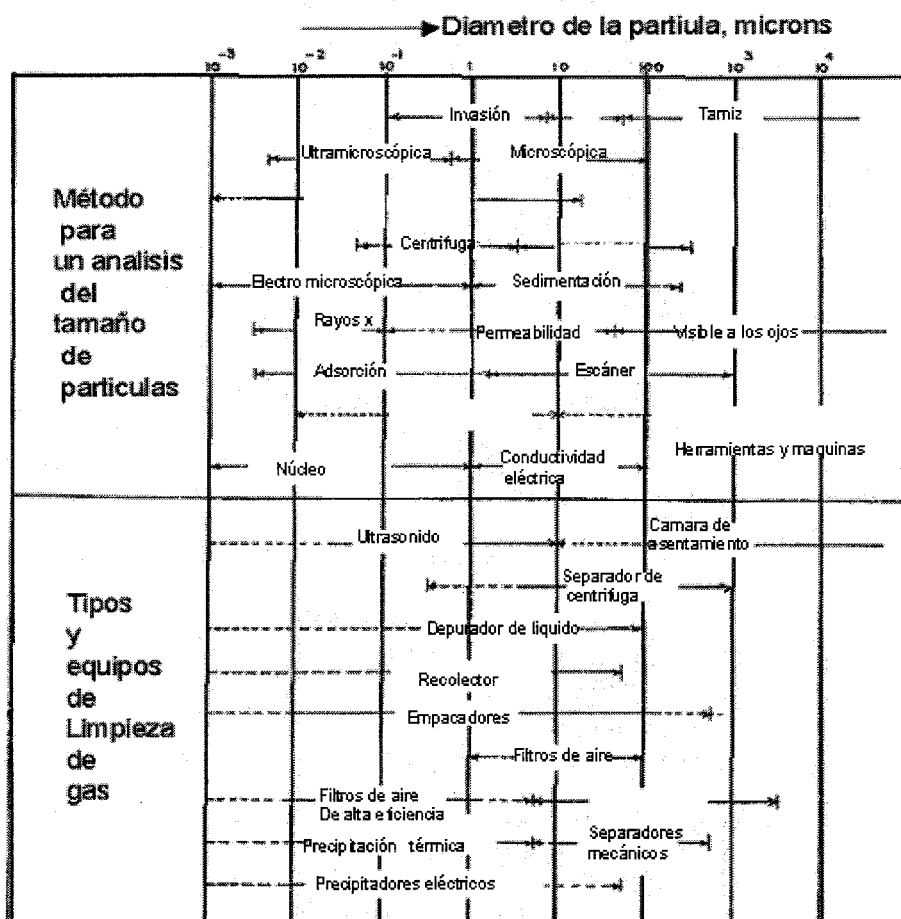


Figura 4.1. Métodos de limpieza de gas y su rango de aplicaciones

4.8.2 INVASIÓN.

Existen diferentes tipos de separadores de invasión. La sección de extracción de niebla en el separador de aceite y gas, emplea dos tipos básicos del método de invasión: almohadilla de malla de alambre y un extractor de niebla tipo paleta.

Un separador de malla de alambre es de 4 a 6 μg . El espesor de la paleta es muy delgado (un diámetro de 0.003 a 0.011 μg). La estructura de la maya tiene un volumen de espacio grande (97 a 99%). La almohadilla se mantiene en posición horizontal, respecto al flujo de vapor hacia arriba. Las gotas del líquido invaden el alambre y se juntan para unirse con otras gotas hasta que su tamaño es grande, lo

suficiente para que las gotas viajen a través de los espacios vacíos, entonces las gotas pasan al fondo de la malla por las fuerzas de tensión superficial. Aquí se juntan otra vez para un tamaño mayor hasta que puedan romper la tensión superficial y la fuerza resultante de flujo de gas hacia arriba.

Para las gotas del líquido la malla de alambre es eficiente, puede eliminar gotas menores de 4 Microns de tamaño y tiene una alta capacidad de manejo.

El diseño tipo paleta emplea un complejo arreglo de platos de metal, llamados paletas, con una bolsa de recolección de líquido. El extractor de niebla tipo paleta es mantenido tal que la corriente de gas es horizontal a través de las paletas. Durante este flujo, un cambio de dirección se induce varios tiempos, resultando una acción centrífuga que ayuda a la invasión primaria de los mecanismos de separación en eliminar el líquido fino atrapado en el gas. Las gotas son forzadas a entrar en la bolsa de recolección, fuera del flujo de gas y se drena por gravedad.

4.8.3 FILTROS. Tradicionalmente estos se emplean para eliminar partículas sólidas, para emplear un filtro medio que permita solo el paso de gas. Un filtro de bolsa, empleando la estructura entrelazada ó una estructura de filtro comprimido para la filtración media, son muy empleados.

4.8.4 DEPURADOR. Un depurador se define como un equipo que emplea un líquido que ayuda a eliminar las partículas del gas. Es similar a un separador, excepto que el depurador se diseña para separar volúmenes pequeños de gas y líquido, puede emplear algún fluido, como el aceite para una mayor eficiencia para eliminar las partículas del gas.

4.8.5 PRECIPITACIÓN ELÉCTRICA. Estas unidades inducen una carga eléctrica que atrae partículas sólidas. Un fuerte campo electrostático provee que el gas se ionice hasta un cierto grado.

Las partículas suspendidas se ionizan parcialmente, el gas se carga y migra bajo la acción del campo eléctrico aplicado. El gas es retenido por más tiempo para que las partículas migren a la superficie de recolección.

4.9. DISEÑO DEL SEPARADOR.

Los aspectos de diseño encontrados por el ingeniero petrolero solo involucran la elección del tamaño de un separador óptimo para las instalaciones de un campo dado. El tamaño de un separador es esencial, dado en términos de la capacidad de gas y la capacidad del líquido del separador. Otros parámetros tales como la presión de rocío a través del separador, son especificados para un diseño dado por el fabricante.

4.9.1 DISEÑO DE UN SEPARADOR EMPLEANDO PRINCIPIOS BÁSICOS DE SEPARACIÓN.

4.9.1.1 CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE GAS. La correlación de Souders – Brown, se emplean para calcular la capacidad del gas de un separador gas-líquido. La capacidad del gas a condiciones estándar q_g , generalmente se reporta en MMscfd. Así la ecuación es:

$$q_g = \frac{2.40 D^2 K_p (\rho_l - \rho_g)^{0.5}}{Z(T + 460) \rho_g^{0.5}} \quad (4.8)$$

donde:

q_g , es la capacidad del gas a condiciones estándar, en MMscfd

p , es la presión de operación, en lb/pg²

T , es la temperatura de operación, en °F

Z , es el factor de compresibilidad a condiciones de operación

K , coeficiente de separación.

ρ_l , densidad del liquido a condiciones de operación lbm/ft³

ρ_g , densidad del gas a condiciones de operación lbm/ft³

La ecuación 4.5 puede emplearse para calcular el diámetro de un separador requerido para manejar el gasto dado o calcular el gasto de gas que pueda manejar un separador de un tamaño dado. El área requerida de un extractor de niebla, A_m , se puede obtener de la siguiente forma:

$$A_m = q_g / v_m \quad (4.9)$$

Donde v_m , es la velocidad del gas a través del extractor de niebla.

Algunos coeficientes de separación se presentan a continuación

Tipo de separador	Rango de K	Valores de K más empleados
Vertical	0.06-0.35	0.117 sin extractor de niebla 0.167 con extractor de niebla
Horizontal	0.40-0.50	0.382 con extractor de niebla
esférico	-----	0.35 con extractor de niebla

4.9.1.2 CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE LÍQUIDO. La capacidad de líquido de un separador depende del volumen de separador disponible para líquido y el tiempo de retención del líquido dentro del separador. Entonces:

$$W = 1440V_L/t \quad (4.10)$$

donde:

W, es la capacidad de líquido en bl/d

V_L , es el volumen de asentamiento en bl.

T, es el tiempo de retención en minutos.

El volumen de asentamiento del líquido se puede calcular de la siguiente manera:

- $V_L = 0.1399 D^2 h$ para un separador vertical
- $V_L = 0.1399 D^2 (L/2)$, para un separador horizontal de un solo tubo.
- $V_L = 0.1399 D^2 L$, para un separador horizontal de doble tubo
- $V_L = 0.0466 D^3 (L/2)^{0.5}$, para un separador esférico.

Donde h, es el peso de la columna del líquido arriba del fondo de la salida del líquido del separador vertical, en pies.

L, es la longitud del separador, en pies.

Para una buena separación, un tiempo de retención suficiente, t, se debe proveer.

De la experiencia del campo los siguientes tiempos de retención son sugeridos:

Separador gas-aceite	1 min.
Separador gas-aceite-agua a alta presión	2-5min
Separador gas-aceite-agua a alta presión	5-10min >100°F
	10-15min >90°F
	15-20min. >80°F

4.9.2 CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO DE LA VASIJA. Algunos de los factores básicos que se consideran en el diseño de un separador son:

1. Relación longitud-diámetro, L/D, para un separador vertical u horizontal.
2. Para un separador vertical, la interfase liquido-gas debe tener menos de 2 pies en el fondo y 4 pies en la tapa de la vasija.
3. Para un separador horizontal. La alimentación entra justamente arriba de la interfase vapor-gas que pueda estar fuera del centro, para permitir una capacidad mayor de gas o de líquido.

En la práctica nuevas técnicas de diseño violan estos principios. Por lo tanto, un separador vertical es menor de 6 pies y el diámetro de un separador horizontal es menor de 26 pulgadas y están disponibles y estos se utilizan exitosamente.

Ejemplo 4.1.

Un separador va a operar a $1,000 \text{ lb/pg}^2$, y se requiere que maneje una corriente con un gasto de gas de 7 MMscfd , a una $\text{RGL} = 40 \text{ bl/MMscf}$. Determine el tamaño del separador requerido para un 1) un separador vertical, 2) un separador horizontal de un solo tubo y 3) un separador esférico. Asumir la densidad del liquido (aceite y agua) de 52 lbm/ft^3 . una $\gamma_g = 0.80$. una temperatura de operación de 110°F , tiempo de retención $t = 3 \text{ min}$. y condiciones de líquido medio lleno.

Solución:

$$\rho_g = pM/ZRT = (1000)(28.97)(0.8)/(1)(10.73)(570)3.789 \text{ lb/ft}^3$$

de la ecuación 4.5.

$$D^2 = \frac{q_g Z(T + 460) \rho_g^{0.5}}{2.40 K p (\rho_l - \rho_g)^{0.5}} = \frac{(7)(1)(570)(3.789^{0.5})}{K(2.40)(1000)(52 - 3.789)^{0.5}} = 0.466065 / K$$

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

$$V_L = Wt/1440 = (40)(7)(3)/1440 = 0.583 \text{ bl}$$

1. Para un separador vertical con extractor de niebla, $K = 0.167$. por lo tanto el diámetro de un separador vertical requerido es:

$$D = [0.466065/0.167]^{0.5} = 1.67 \text{ pies} \approx 20 \text{ pulgadas}$$

La capacidad de liquido, $V_L = 0.1399D^2h = 0.583$.

Por lo tanto, $h = 0.583/[(0.1399)(1.67^2)] = 1.49$ pies. Así, la mínima longitud del separador de 6 pies debe ser usada.

La relación $L/D, = 6/1.37 = 3.6$.

Así, un separador vertical de 20 pulgadas de diámetro por 6ft de longitudes el que se necesita.

2. Para un separador horizontal con extractor de niebla, $K = 0.382$. por lo tanto el diámetro requerido de un separador horizontal es:

$D = [0.466065/0.382]^{0.5} = 1.10 \text{ pies} \approx 13.20 \text{ pulgadas}$. Así, el mínimo diámetro de un separador de 26 pulgadas debe emplearse.

La capacidad de liquido, $V_L = 0.1399D^2(L/2) = 0.583$

Por lo tanto, $L = (2)(0.583)/((0.1399)(2.17)^2) = 1.77 \text{ ft}$.

La relación $L/D = 1.77/2.17 = 0.816$. La cual no satisface las condiciones de diseño.

Para una relación mínima de $L/D = 3$ la longitud requerida del separador es $= 3 \cdot 2.17 = 6.5$ ft.

Por lo tanto se requiere un separador de 26 pulgadas de diámetro por 6.5 pies de largo.

3. Para un separador esférico con extractor de niebla, $K = 0.35$. por lo tanto el diámetro de un separador esférico para manejar la capacidad de gas requerida es:

$$D = [0.466065/0.35]^{0.5} = 1.15 \text{ pies}$$

La capacidad de líquido, $V_L = 0.0466D^3(D/2)^{0.5} = 0.583$.

Por lo tanto, basándose sobre los requerimientos en la capacidad del líquido.

Por lo tanto se requiere un separador de 27 pulgadas de diámetro por 1.15 pies de largo.

4.10. CÁLCULOS FLASH.

El área que circunda las curvas de punto de burbuja y de punto de rocío sobre un diagrama de fase de una mezcla multicomponente define las condiciones para las cuales el gas y el líquido existen en equilibrio.

Dentro de los límites de la envolvente de fase, las cantidades y composiciones de las dos fases (gas y aceite) cambian de acuerdo a la posición.

Los cálculos de equilibrio gas-líquido realizados con las ecuaciones 4.11 y 4.12 se llaman "vaporización flash" ó "cálculos flash"

$$\sum_{j=1}^n X_j = \frac{Z_j}{1 + \bar{n}_g (k_j - 1)} = 1 \quad (4.11)$$

$$\sum_{j=1}^n Y_j = \frac{Z_j}{1 + \bar{n}_l \left(\frac{1}{k_j} - 1 \right)} = 1 \quad (4.12)$$

Donde:

\bar{n}_L y \bar{n}_g , son fracciones de mol. en lb-mol líquido y lb-mol gas respectivamente

Z_j , es la fracción mol del componente j en la mezcla total incluyendo la fase líquida y vapor

X_j , es la fracción mol del componente j en el líquido.

Y_j , es la fracción mol del componente j en el gas.

K_j , es la relación de equilibrio, relaciones de distribución de equilibrio líquido-vapor, coeficiente de distribución, factores K_j y se calcula de la siguiente manera:

$$K_j = y_j/x_j$$

y_j , es un valor de terminado experimentalmente de la composición del gas en equilibrio a una temperatura dada.

x_j , es un valor de terminado experimentalmente de la composición del líquido en equilibrio a una temperatura dada.

La relación de equilibrio K , no es una constante, es una función de la presión, temperatura y clase de mezcla.

Las ecuaciones 4.11 y 4.12 se emplean para los cálculos de las composiciones gas y líquido en las mezclas de soluciones reales

El termino flash implica que la presión ejercida sobre un liquido se reduce instantáneamente usando la formación de un "flash" de vapor o gas.

Las ecuaciones 4.11 y 4.12 son validas solamente si el gas y él líquido se encuentran en equilibrio

Para el cálculo de $\sum_{j=1}^n X_j$ (ecuación 4.11) se emplea un ensaye y error, se ensaya

un valor de \tilde{n}_g entre cero y uno ($0 \leq \tilde{n}_g \leq 1$), obteniendo las presiones de vapor de cada componente de la mezcla a la temperatura deseada, y se realiza él cálculo

de la sumatoria para X_j . Si la suma de $\sum_{j=1}^n X_j$ es igual a la unidad, cada termino en

la suma es igual a X_j , y la masa total de gas es igual al producto del valor ensayado de \tilde{n}_g multiplicado por los moles totales de la mezcla. Si la suma de

$\sum_{j=1}^n X_j$ no es igual a la unidad, se realiza un nuevo cálculo de \tilde{n}_g hasta que

$\sum_{j=1}^n X_j$ sea igual ala unidad.

De igual forma para él calculo de $\sum_{j=1}^n Y_j$ (ecuación 4.12) e emplea un ensaye y

error, se ensaya un valor de \tilde{n}_L entre cero y uno ($0 \leq \tilde{n}_L \leq 1$) obteniendo las presiones de vapor de cada componente de la mezcla a la temperatura deseada,

y se realiza él cálculo de la sumatoria para Y_j . cuando $\sum_{j=1}^n Y_j = 1$, sea encontrado el

valor correcto para \tilde{n}_L y los términos en la suma es igual a Y_j y \tilde{n}_L representa él numero de moles en él liquido por mol de la mezcla total.

Ejemplo 4.2

Calcular la composición y cantidades de gas y líquido para 1 lbm-mol cuando una mezcla se trae a condiciones de equilibrio de 200 lb/pg² y 150 °F.

Considerar un comportamiento de la solución real. La composición y la fracción mol de la mezcla son:

Proceso de ensaye y error.

Componente	Composición de la mezcla fracción mol	Relación de equilibrio 150 °F y 200 lb/pg ²	Composición de gas fracción mol para $\bar{n}_L=0.5$	Composición de gas fracción mol para $\bar{n}_L=0.6$	Composición de gas fracción mol para $\bar{n}_L=0.547$
	Z_j	K_j	$Y_j = Z_j / (1 + \bar{n}_L * (1/K_j - 1))$	$Y_j = Z_j / (1 + \bar{n}_L * (1/K_j - 1))$	$Y_j = Z_j / (1 + \bar{n}_L * (1/K_j - 1))$
Propano	0.610	1.550	0.742	0.775	0.757
n-Butano	0.280	0.592	0.208	0.208	0.203
n-Pentano	0.110	0.236	0.042	0.042	0.040
Total	1.000		0.992	1.010	1.000

La sumatoria es igual a la unidad para $\bar{n}_L = 0.547$ moles de líquido y $1 - 0.547 = 0.453$ moles de gas por cada mole total de la mezcla.

Componente	Composición de gas fracción mol para $\bar{n}_L=0.547$	Composición de líquido fracción mol
	$Y_j = Z_j / (1 + \bar{n}_L * (1/K_j - 1))$	$X_j = Y_j / K_j$
Propano	0.757	0.488
n-Butano	0.203	0.343
n-Pentano	0.040	0.168
total	1.000	1.000

CAPITULO 5

SISTEMAS GAS-AGUA Y PROCESOS DE DESHIDRATACIÓN.

5.1 INTRODUCCIÓN: SISTEMAS GAS-AGUA Y PROCESOS DE DESHIDRATACIÓN.

El vapor de agua es la impureza menos deseada que se encuentra en el gas natural. En virtud de su fuente el gas natural casi siempre esta asociado con agua, generalmente en un rango de 400-500 lb de vapor de agua/MMscf de gas. La razón principal para eliminar el agua del gas es la formación de hidratos de gas. El agua liquida con el gas pueden formar sólidos. Los hidratos que se forman en las líneas de flujo ó conexiones en las líneas de flujo, se presentan varios problemas de operación. Otras razones para eliminar el agua son:

- Genera corrosión, particularmente en presencia de H_2S y CO_2 .
- Se pueden formar tapones si el agua se condensa en las líneas de flujo.
- El vapor de agua reduce el poder calorífico del gas.

Por estas razones, las especificaciones de las líneas de producción de gas natural restringen el contenido de agua a un valor no mayor de 6-8 lbm/ MMscf de gas. Debido a que los procesos de endulzamiento de gas involucran el empleo de soluciones acuosas, una deshidratación a menudo se hace después de una desulfurización. Sin embargo, una deshidratación parcial o una inhibición de hidratos se realizan en el pozo mismo

CAPITULO 5

SISTEMAS GAS-AGUA Y PROCESOS DE DESHIDRATACIÓN.

5.1 INTRODUCCIÓN: SISTEMAS GAS-AGUA Y PROCESOS DE DESHIDRATACIÓN.

El vapor de agua es la impureza menos deseada que se encuentra en el gas natural. En virtud de su fuente el gas natural casi siempre esta asociado con agua, generalmente en un rango de 400-500 lb de vapor de agua/MMscf de gas. La razón principal para eliminar el agua del gas es la formación de hidratos de gas. El agua liquida con el gas pueden formar sólidos. Los hidratos que se forman en las líneas de flujo ó conexiones en las líneas de flujo, se presentan varios problemas de operación. Otras razones para eliminar el agua son:

- Genera corrosión, particularmente en presencia de H_2S y CO_2 .
- Se pueden formar tapones si el agua se condensa en las líneas de flujo.
- El vapor de agua reduce el poder calorífico del gas.

Por estas razones, las especificaciones de las líneas de producción de gas natural restringen el contenido de agua a un valor no mayor de 6-8 lbm/ MMscf de gas. Debido a que los procesos de endulzamiento de gas involucran el empleo de soluciones acuosas, una deshidratación a menudo se hace después de una desulfurización. Sin embargo, una deshidratación parcial o una inhibición de hidratos se realizan en el pozo mismo

5.2. CONTENIDO DE AGUA EN GASES NATURALES.

Con el fin de diseñar y operar un proceso de deshidratación, una estimación confiable del contenido de agua en el gas natural es necesaria. El contenido de agua en el gas natural depende de:

- La presión, el contenido de agua disminuye cuando aumenta la presión.
- La temperatura, el contenido de agua aumenta cuando aumenta la temperatura.
- El contenido de agua disminuye cuando aumenta el contenido de sal, asociado al agua del yacimiento.
- La composición del gas, los gases con una alta densidad relativa, generalmente tienen menos agua.

Los términos punto de rocío y depresión del punto de rocío son extensamente empleados en la terminología de deshidratación. El punto de rocío indirectamente indica el contenido de agua de un gas natural y se define como la temperatura a la cual el gas está saturado con vapor de agua a una presión dada.

La diferencia entre la temperatura del punto de rocío de una corriente de gas antes y después de la deshidratación es llamada depresión del punto de rocío.

Considérese un gas, saturado con agua a 500 lb/pg² y 100 °F. Este punto de rocío está a 100 °F, el contenido de agua aproximadamente es de 100 lbm/MMscf de gas. El gas es transportado en una tubería de producción a 60 °F, Bajo las condiciones de la tubería de producción a 500 lb/pg² y 60 °F, el contenido de vapor de agua en el gas solo es de 30 lbm/MMscf. Así, 70 lb de agua por cada MMscf de gas, existen como agua libre en la tubería de producción. Si el punto de rocío en la entrada de gas hacia la tubería de producción se reduce a 60 °F, no

existe agua libre en la tubería de producción a las condiciones de flujo de la tubería de producción. En otras palabras la deshidratación, debe facilitar dar una depresión del punto de rocío de $100 - 40 = 60$ °F. En la practica aun que la depresión del punto de rocío de 40 °F es suficiente. Una depresión del punto de rocío de 50 °F puede ser buena como un factor de seguridad en la operación. Los métodos disponibles para calcular el contenido de agua en el gas natural, caen dentro de tres categorías:

1. Una aproximación de presiones parciales, valida arriba de 60 lb/pg² abs.
2. Diagramas empíricos.
3. Ecuaciones de estado

5.2.1 APROXIMACIÓN DE PRESIONES PARCIALES.

Considerando un gas ideal y un comportamiento ideal de la mezcla, la presión parcial del agua en ese gas es dada por $p_w = py_w$ y además por $p_w = p_v X_w$.

Así,

$$py_w = p_v X_w \quad (5.1)$$

Donde:

p , es la presión absoluta del gas.

y_w , es la fracción mole del agua en la fase vapor (gas)

p_v , es la presión de vapor de agua a la temperatura del sistema

X_w , es la fracción mole de agua en la fase acuosa asociada con la fase gas bajo condiciones de equilibrio.

Donde al agua es casi inmisible en la fase líquida con el aceite; X_w generalmente se asume que es igual a la unidad. Así, la fracción mole del agua, y_w , se puede calcular como:

$$y_w = \frac{P_v}{p} \quad (5.2)$$

Esta simple aproximación tiene una aplicación limitada a la presión y temperatura de interés en la producción de gas, procesos y sistemas de transporte.

5.2.2 DIAGRAMAS EMPÍRICOS.

En cálculos de Ingeniería, los diagramas empíricos se emplean mucho. Numerosas investigaciones presentan resultados en varias gráficas, tales como las de Mc Carthy y colaboradores., McKetta y Wehe, y la Asociación de proveedores de gas (GPSA), Cambell. Robinson y colaboradores entre otros que no se mencionan. Todas las correlaciones asumen que el gas está completamente saturado con agua, y la mayoría de las correlaciones son diseñadas para sobreestimar el contenido de agua.

5.2.3 CORRELACIÓN DE MCKETTA Y WEHE PARA GASES DULCES.

La correlación de McKetta y Wehe mostrada en la Fig. 5.1, incluye un factor de corrección por la densidad relativa del gas y salinidad del agua de formación. Esta da resultados aceptables para gases dulces.

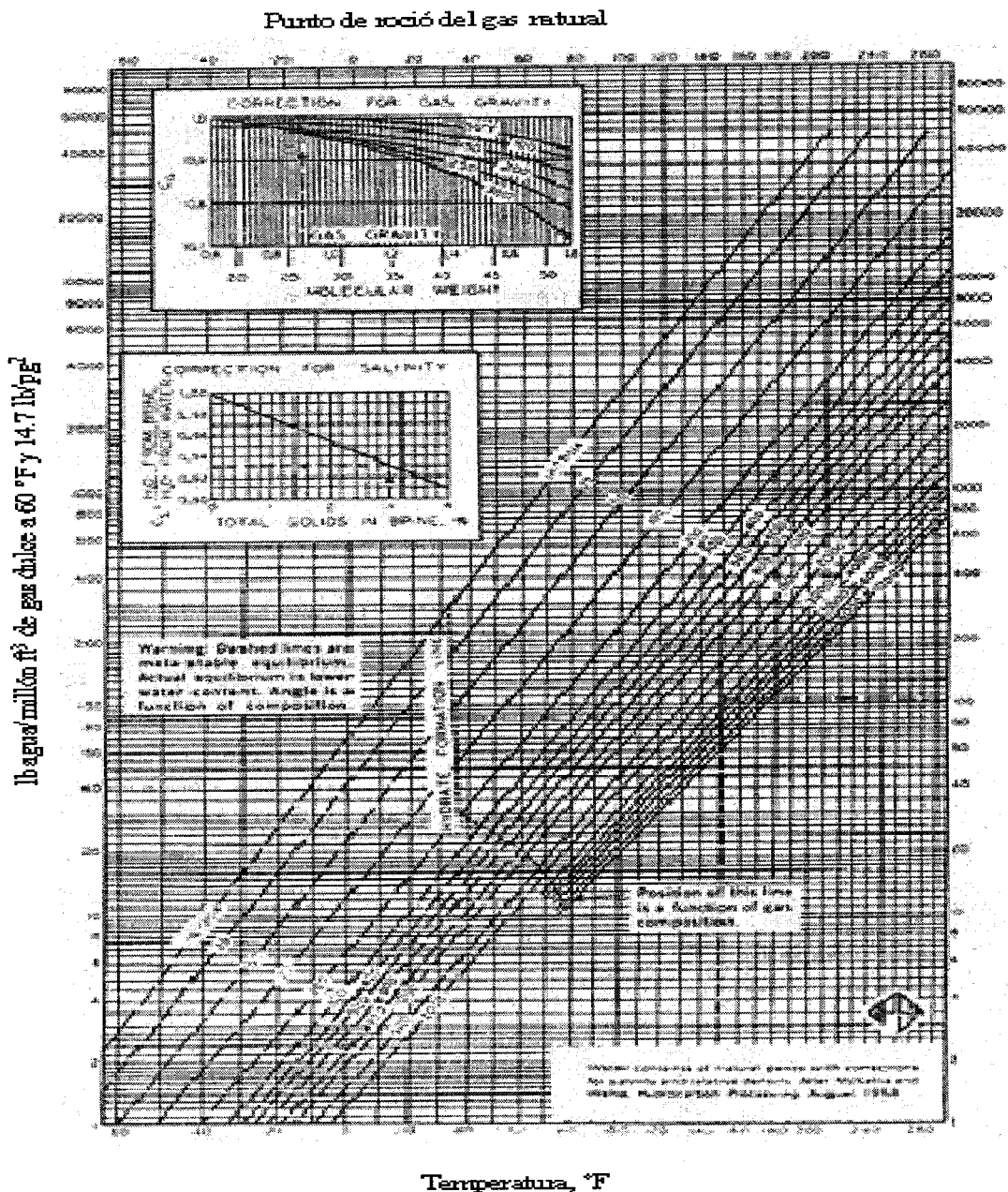


Fig. 5.1. Correlación de McKetta y Wehe para el contenido de agua en gases naturales, con correcciones por salinidad del agua y densidad relativa del gas

5.2.4 CORRELACIÓN DE CAMBELL PARA GASES DULCES Y AMARGOS.

Cambell presenta una grafica compuesta, Fig. 5.2, para gases dulces, basándose en graficas anteriores y otros datos disponibles, esta grafica da valores muy

similares a la correlación de McKetta y Wehe, Pero no incluye correcciones por densidad relativa del gas y salinidad del agua.

Para corregir por el contenido de gases ácidos (H_2S y CO_2) Cambell propone un promedio ponderado el contenido de agua, W , para el gas, esto es:

$$W = y_{HC}W_{HC} + y_{CO_2}W_{CO_2} + y_{H_2S}W_{H_2S} \quad (5.2)$$

donde: W_{HC} = contenido de agua de la porción de hidrocarburos del gas de la Fig. 5.2.

Ejemplo 5.1

Determinar el contenido de agua de un gas con una $\gamma_g = 0.75$ a 1,500 lb/pg² y 120 °F

Solución:

De la Correlación de McKetta y Wehe (Fig. 5.1) $W = 78$ lb H_2O /MMscf de gas,

La Fig. 5.1 Se emplea de la siguiente manera: primero entramos con la temperatura que tenemos (120°F) de ahí trazamos una vertical hacia arriba hasta interceptarla con la presión dada (1500 lb/pg²), una vez que tenemos la intersección, trazamos una horizontal hacia a la izquierda para encontrar el valor de W , que en este caso es ($W = 78$ lb H_2O /MMscf de gas).

Corrigiendo por γ_g el contenido de agua es $W = (0.99)(78) = 72.2$ lb H_2O /MMscf de gas.

Aquí también empleamos la Fig. 5.1 en los recuadros que tiene la Fig., pero a hora para corregir, se entra con la densidad relativa del gas trazando una vertical

hacia arriba hasta interceptar con la temperatura y después trazar una horizontal hasta encontrar el valor de W.

Empleando la correlación de Cambell(Fig. 5.2) $W = 77 \text{ lbH}_2\text{O/MMscf}$ de gas.

La Fig. 5.2 se emplea igual que la Fig. 5.1 para encontrar el valor de W.

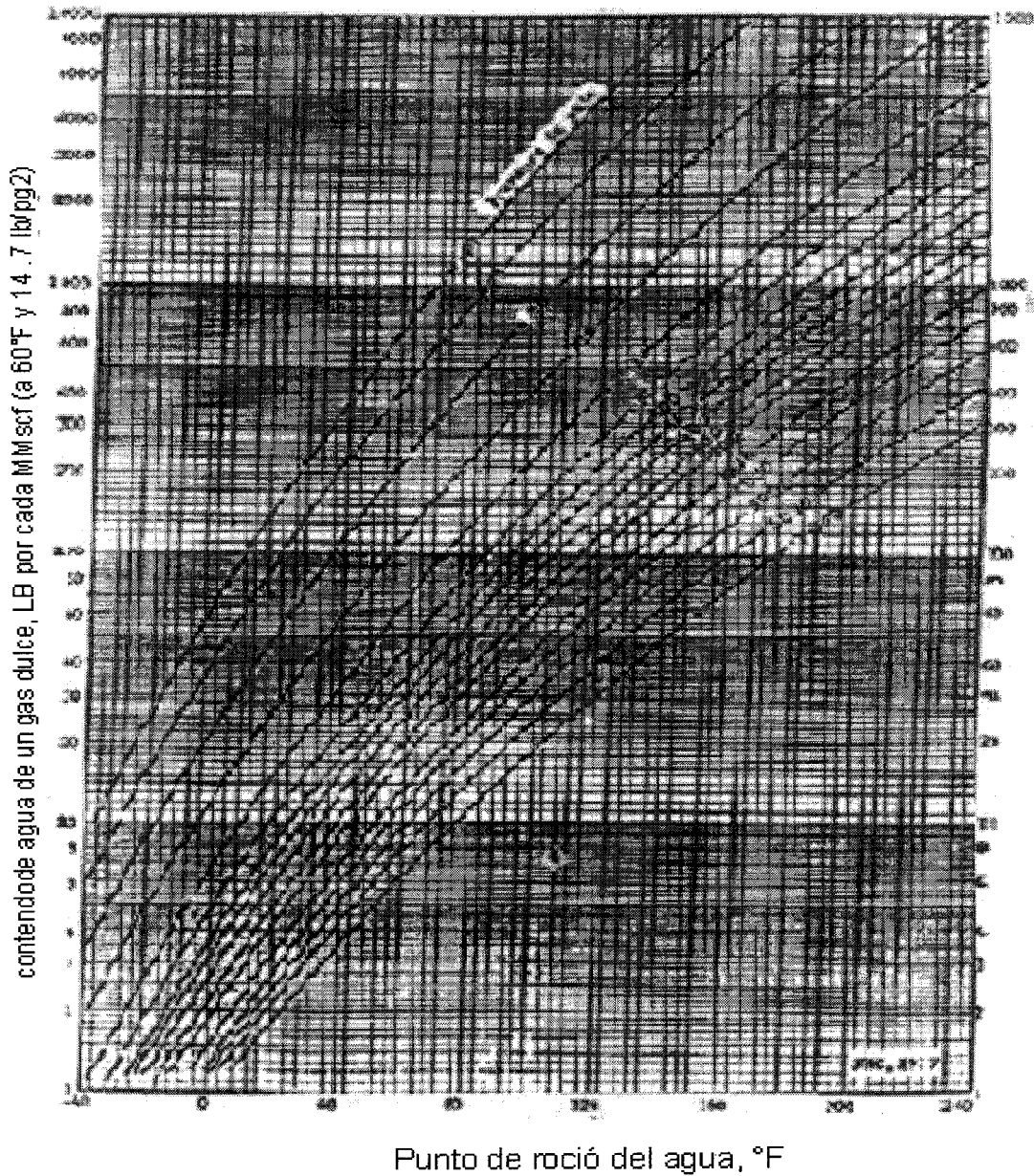


Figura 5.2. Correlación de Cambell para el contenido de agua de los gases dulces

5.3. HIDRATOS DE GAS.

Los hidratos de gas natural son compuestos sólidos cristalinos, asemejándose al hielo ó a la nieve mojada en apariencia, pero mucho menos denso que el hielo. Se incluyen en una clasificación general de compuestos conocidos como "caltrates" el cual tiene una estructura en donde las moléculas son atrapadas en un marco ó una especie de jaula de las moléculas anfitrionas sin formar un enlace químico. Los hidratos de gas natural se forman cuando los compuestos del gas natural, principalmente metano, etano, propano, isobutano, sulfuro de hidrógeno, bióxido de carbono y nitrógeno, entran en contacto con el agua y ocupan el espacio libre, causando que el agua se solidifique a temperaturas considerablemente mayores al punto de congelación del agua. Suficientes moléculas de gas deben entrar en la estructura y ocupar los espacios vacíos para estabilizar el cristal.

La formación de hidratos es gobernada por el tamaño de las moléculas anfitrionas y su solubilidad en el agua. El tamaño es un parámetro importante, las moléculas deben de ser pequeñas para una correcta orientación de ellas mismas dentro de la estructura del agua, para un mejor empleo del espacio disponible y conseguir una trampa bastante grande. Las moléculas pequeñas tales como las del metano pueden evitar el entrapamiento por que el tamaño de estas son muy pequeñas y rápidas y tienen movimientos al azar.

5.3.1 FORMULAS DE LOS HIDRATOS.

Dos tipos de estructuras cristalinas se han propuesto para los hidratos de gas. Las moléculas pequeñas tales como metano, etano y sulfuro de hidrógeno forman un

cuerpo cúbico llamado Estructura I. La Estructura II, es un diamante, formado por moléculas grandes tales como, propano e isobutano. Las mezclas de gases forman ambos tipos de hidratos, Estructura I y II. Así las moléculas de los hidratos se pueden representar por:

Metano $\text{CH}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	Nitrógeno $\text{N}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$
Etano $\text{C}_2\text{H}_6 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$	Bióxido de carbono $\text{CO}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$
Propano $\text{C}_3\text{H}_8 \cdot 17\text{H}_2\text{O}$	Sulfuro de hidrógeno $\text{H}_2\text{S} \cdot 6\text{H}_2\text{O}$
Isobutano i- $\text{C}_4\text{H}_{10} \cdot 17\text{H}_2\text{O}$	

5.3.2 COMPORTAMIENTO DE FASE DE LOS HIDRATOS.

La Fig. 5.3. Muestra un diagrama de fase en equilibrio para un sistema gas-agua-hidratos. La línea ABCD representan la curva de hidratos, la línea HFCl es la curva de presión de vapor para los gases hidrocarburos y la línea EBFg, representan la curva de equilibrio sólido-líquido para el agua. (Ó la curva de punto de congelación del agua). Los gases hidrocarburos asumen un solo componente para simplificar la representación de la fase de equilibrio. Estas líneas delimitan las diferentes regiones en la fase de equilibrio como sigue:

- A una presión-temperatura existen hidratos arriba de la curva de hidratos, la línea ABCD. Bajo la curva de hidratos y a su derecha no se pueden formar hidratos.
- Arriba de la presión de vapor la curva HFCl, los hidrocarburos existen en fase líquida.

- Hacia la izquierda de la línea EBF, existe agua en estado sólido (hielo).

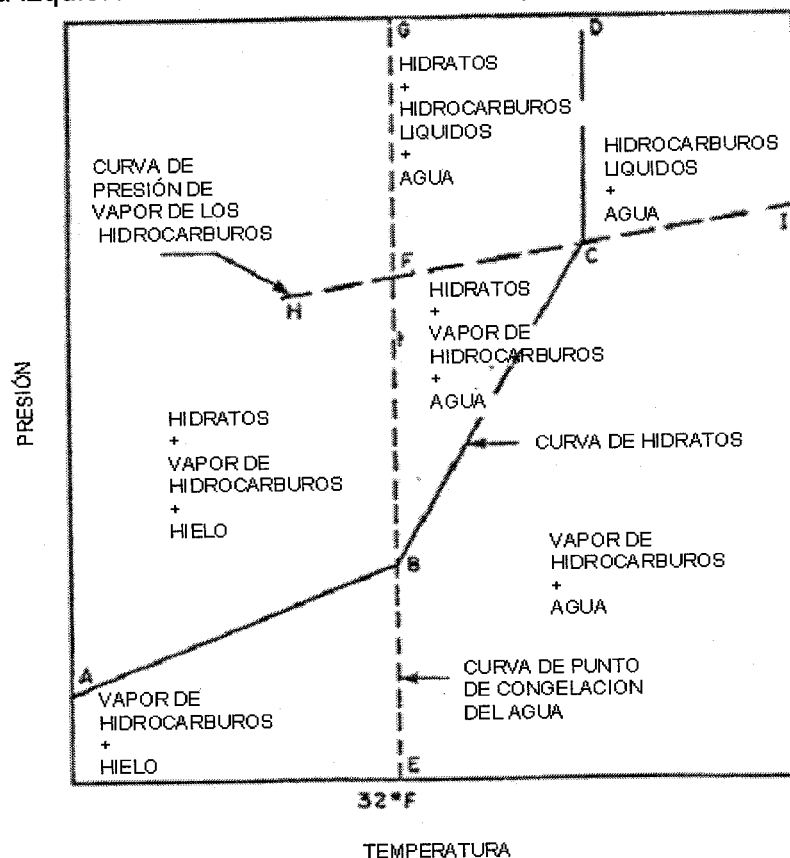


Fig.5.3. Diagrama en equilibrio de fase para un sistema gas-agua-hidratos.

5.3.3 CONDICIONES QUE GENERAN LA FORMACIÓN DE HIDRATOS

Para que un gas forme hidratos se deben satisfacer dos criterios:

1. Debe tener un tipo de enlace covalente, con moléculas más pequeñas que 8 \AA
2. El gas, cuando esta en fase líquida, debe ser inmisible con el agua.

Los hidratos de gas que se forman son estables si el hidrato es resistente al agua y no hay fuerzas de Van der Waals, entre las moléculas de los hidratos. Si estas condiciones se satisfacen, es posible la formación de hidratos bajo ciertas condiciones gobernadas por el comportamiento de equilibrio de fase de los hidratos. En sistemas de gas natural, los gases mencionados anteriormente como

formadores de hidratos, satisfacen estos criterios. La condición principal necesaria de un gas natural para la formación de hidratos, se puede resumir de la siguiente manera:

- Gas natural en o bajo el punto de rocío en presencia de agua; no es posible la formación de hidratos si el agua "libre" no esta presente.
- A bajas temperatura en o debajo de la temperatura de formación de hidratos para una presión dada y una composición de gas.
- A una alta presión de operación, que pueda aumentar la temperatura de formación de hidratos a la temperatura de operación.

Factores secundarios que ayudan y aceleran la formación de hidratos son:

- Altas velocidades o agitación o pulsaciones de presión
- Presencia de una pequeña "semilla" de un cristal de hidrato
- Presencia de H_2S y CO_2 por que ambos son gases ácidos, y son mas solubles en agua que los hidrocarburos.

5.3.4 PREDICCIÓN DE LA FORMACIÓN DE HIDRATOS.

La Fig. 5-3 muestra las condiciones para la formación de hidratos de los compuestos del gas natural. En referencia a la figura 5-3 puede ser visto que un procedimiento general para la predicción de la formación de hidratos involucra la predicción de la curva de presión de vapor de los hidrocarburos (línea HFCl), y solo la porción de BC de la curva de los hidratos (a condiciones de operación la región AB nunca se encuentran y la parte CD de la curva de los hidratos es una línea recta vertical) La curva de presión de vapor de los hidrocarburos se puede

predecir empleando alguna de las correlaciones o los métodos de ecuaciones de estado presentado en capítulos anteriores.

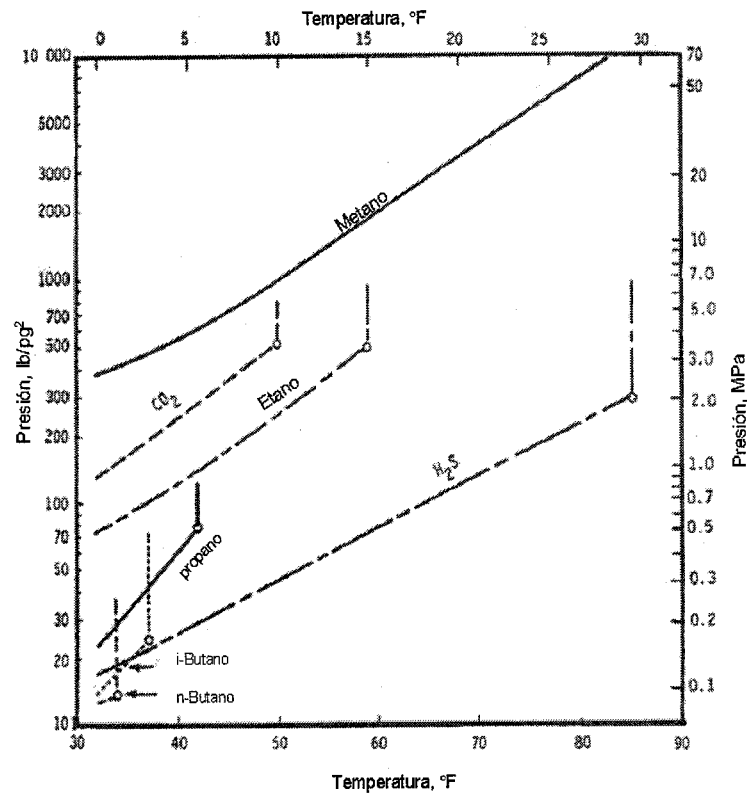


Fig. 5.3 Condiciones para la formación de hidratos para componentes del gas natural.

5.3.5 MÉTODO APROXIMADO PARA GASES DULCES.

Como una primera aproximación, los datos presentados en las graficas de la asociación de proveedores de gas (GPSA), mostradas en las figuras 5.4 y 5.5 entre otras se pueden emplear. Estas graficas no toman en cuenta la presencia de H₂S y CO₂.

La formación de hidratos se puede dividir en dos categorías:

1. La formación de hidratos debido a una disminución en la temperatura (ó aumento de presión) sin una expansión brusca (ó compresión), tal como flujo en tuberías y líneas superficiales
2. La formación de hidratos debido a una expansión brusca, tal como en probadores de flujo, orificios, estranguladores y reguladores de presión.

Para la formación de hidratos del tipo 1 la Fig. 5.4 entre otras se pueden emplear para predecir las condiciones aproximadas de presión-temperatura para la formación de hidratos. La Fig. 5.5 entre otras se pueden emplear para estimar las condiciones de formación de hidratos para el tipo 2. La Fig. 5.5 y 5.6 se emplean para determinar la expansión de la presión sin formar hidratos, para un gas con una densidad relativa dada.

Nota. La Fig. 5.4 se emplea de la siguiente manera, con la presión que nos dan trazamos una horizontal hacia la derecha hasta interceptarla con la curva de la densidad relativa del gas que nos dan, después de la intersección se traza una vertical hacia abajo hasta encontrar el valor de la temperatura.

Nota. La Fig. 5.5 se emplea de la siguiente manera, con la presión que nos dan trazamos una horizontal hacia la derecha hasta interceptarla con la temperatura del gas, después de la intersección se traza una vertical hacia abajo hasta encontrar el valor de la presión final.

De igual forma se emplea la Fig. 5.6 pero, para una diferente γ_g .

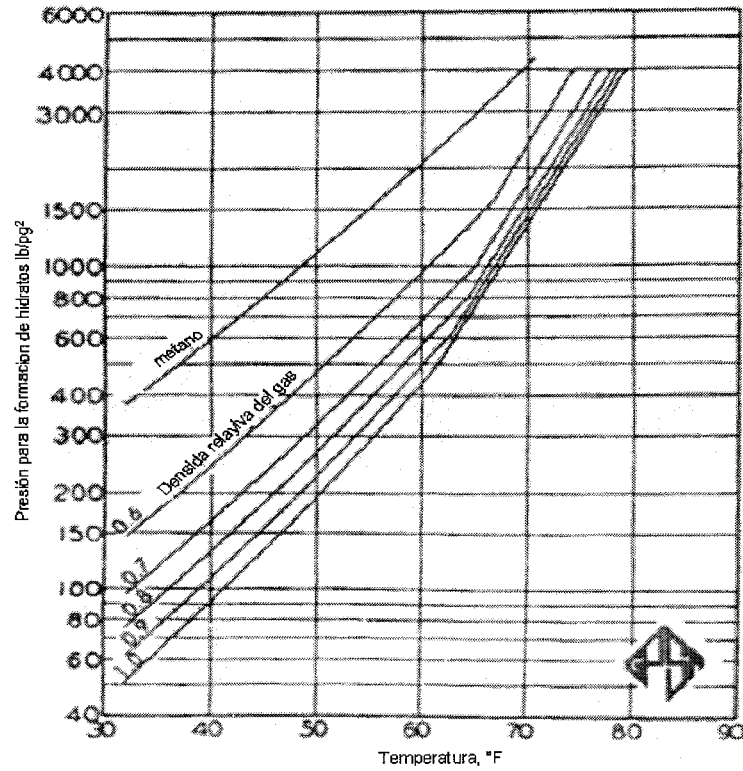


Fig. 5.4. Curvas de presión –temperatura para una predicción aproximada de formación de hidratos de gases naturales

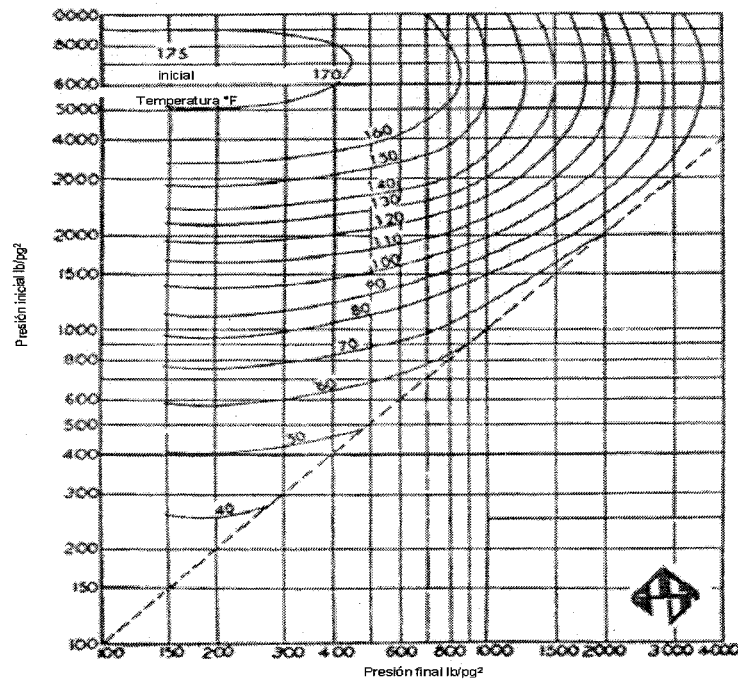


Fig. 5.5. Expansión permitida aproximada de un gas de 0.6 de γ_g sin formación de hidratos.

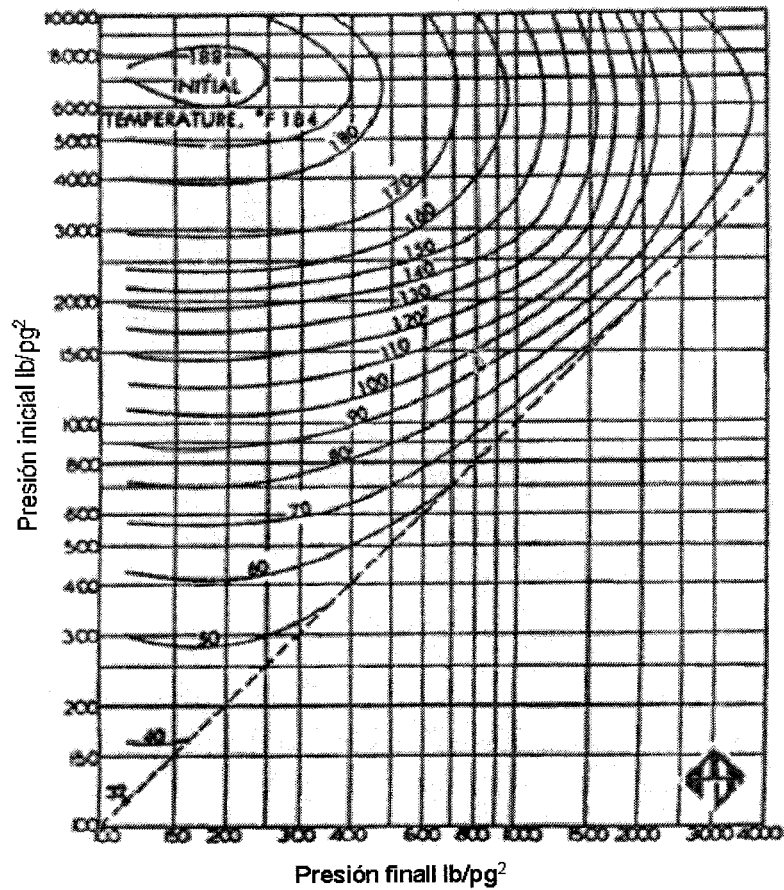


Fig. 5.6. Expansión permitida aproximada de un gas de 0.7 de γ_g sin formación de hidratos.

Ejemplo 5.1.

Un gas con densidad relativa $\gamma_g = 0.685$ a 500 lb/pg^2 y 100°F . Hasta que valor se puede reducirse la temperatura sin formar hidratos

Solución. De la Fig. 5.4 los hidratos se forman a una temperatura menor de 54°F .

La Fig. 5.4 se explico anteriormente para poder encontrar el valor en el ejemplo.

Ejemplo 5.2.

Hasta cuanto puede bajar la presión sin que haya formación de hidratos para un gas con $\gamma_g = 0.685$ si se encuentra inicialmente a: 1) 1,500 lb/pg² y 100 °F, y 2) 1,000 b/pg² y 100°F

Solución.

a) De la Fig.5.5, para una $\gamma_g = 0.6$, la intersección entre la presión inicial de 1,500 lb/pg² con la temperatura inicial de 100 °F, obtenemos una presión final de 490 lb/pg². Similarmente, de la Fig. 5.6 para una $\gamma_g = 0.7$ la presión final es igual a 800 lb/pg². Interpolando la $\gamma_g = 0.685$, el gas se puede expandir sin formar hidratos hasta una $p = 490 + (800 - 490) / (0.7 - 0.6) = 753.5$ lb/pg².

b) De las Fig. 5.6 y 5.7.

La curva de la temperatura inicial a 100 °F, no intercepta con la presión inicial de 1,000 lb/pg² para una $\gamma_g = 0.6$, así como la de $\gamma_g = 0.7$. Por lo tanto el gas a estas condiciones se puede expandir hasta cualquier presión sin formar hidratos.

5.3.6 PREVENCIÓN DE LA FORMACIÓN DE HIDRATOS.

La solución permanente para el problema de hidratos es la deshidratación del gas hasta un punto de rocío suficientemente bajo. Los métodos de deshidratación empleados, incluyen: una deshidratación por absorción empleando un liquido desecante, deshidratación por adsorción empleando un sólido desecante, deshidratación simultanea y separación gas –liquido por una deshidratación por expansión.

En el pozo mismo, dos técnicas son aplicables: 1) calentar la corriente de gas hasta que se transforme a bajo saturado, manteniendo las líneas de flujo y el equipo a temperaturas mayores al punto de hidratación., y 2) en casos donde el agua líquida se presente y las líneas de flujo y los equipos no se puedan mantener arriba de la temperatura de hidratación, la inhibición de formación de hidratos por inyección de aditivos que depresiona ambas temperaturas de hidratos y de congelamiento.

5.4. INHIBICIÓN DE HIDRATOS POR INYECCIÓN DE ADITIVOS.

La inyección de aditivos generalmente es requerida para la corriente de gas, en la producción así como en pozos de almacenamiento, con el fin de prevenir la corrosión y la formación de hidratos en la recolección de gas y los sistemas de transmisión. En algunos casos, el gas inyectado dentro del yacimiento para propósitos de almacenamiento además requiere la adición de ciertos aditivos para proteger la tubería de revestimiento, la tubería de producción y la cara de la formación.

5.4.1 TIPOS DE ADITIVOS.

Los aditivos más comunes son: metanol, glicol etileno (EG) y glicol di etileno (DEG). El metanol es el que más se emplea por que en el pozo se dispersa en todo el gas, se dispone de el fácilmente a granel y es mas barato y consecuentemente no se necesita recuperar. El metanol, sin embargo, puede causar problemas de contaminación en las plantas. Mientras más aditivos son recuperados y reciclados. El metanol a menudo no es económico.

La inyección de metanol es muy empleada en casos donde los volúmenes de gas son bajos y prohíben los procesos de deshidratación. Esto es preferible en casos donde los problemas de los hidratos son relativamente pequeños, infrecuentes ó periódicos, la inyección de un inhibidor es solo en una fase temporal en el programa de desarrollo del campo, o una inhibición es realizada en conjunto con un sistema de deshidratación primaria.

5.4.2 PREDICCIÓN DE LOS REQUERIMIENTOS DE UN INHIBIDOR.

La concentración de un inhibidor en porcentaje peso de en la fase acuosa, w , requerido para disminuir el punto de congelación de los hidratos de gas d °F, está dado por la ecuación de Hammerschmidt's:

$$w = \frac{(dM)(100)}{K + dM} \quad (5.1)$$

Donde:

M es el peso mole del inhibidor

K es una constante: 2335 para el metanol y 4000 para el glicol.

La ecuación 5.1 se puede reordenar para calcular el punto mínimo de congelación de los hidratos de gas para un porcentaje peso dado por el inhibidor en la fase acuosa.

$$d = \frac{wK}{100M - wM} \quad (5.2)$$

5.5. DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN.

La deshidratación por absorción involucra el empleo de líquidos desecantes para eliminar el agua del gas. A través de líquidos que poseen la habilidad de

absorber el agua del gas. El líquido más usado para la deshidratación debe de poseer las siguientes características:

- Mayor eficiencia de absorción
- Fácil de manejar y que sea económicamente reciclable
- No sea corrosivo y no sea tóxico
- No debe tener problemas de operación cuando se empleen altas concentraciones
- No debe tener interacción con la porción del gas y no contaminarse por gases ácidos

Los glicoles, en particular el glicol etileno (EG), glicol dietileno (DEG), glicol trietileno (TEG) y el glicol tetraetileno (T₄EG), son los más cercanos que satisfacen estos criterios pero hay que variar sus porcentajes.

5.6. DESHIDRATACIÓN POR ADSORCIÓN.

La deshidratación por adsorción es un proceso donde el sólido desecante se emplea para eliminar el agua del gas. El sólido desecante comúnmente empleado para la deshidratación del gas son los que se pueden regenerar y consecuentemente emplearse varias veces en un ciclo de adsorción-desorción. Algunos sólidos desecantes pueden deshidratar el gas a menos de 1 ppm; estos desecantes son ampliamente usados en los procesos criogénicos de comida.

Los mecanismos de adsorción en la superficie son de dos tipos: físicos y químicos. El último proceso involucra, una reacción química, la cual es llamada "adsorción química". Los químicos adsorbentes tienen una aplicación limitada en los procesos de gas. Los adsorbentes que permiten la adsorción física contienen

el adsorbente en la superficie por las fuerzas superficiales, para los adsorbentes físicos empleados en una deshidratación del gas se requieren las siguientes propiedades:

1. Un área de superficie grande para una mayor capacidad.
2. Una buena actividad para los compuestos que se van a eliminar y una buena actividad para la retención con el tiempo / uso.
3. Un gasto alto de transferencia de masa y un alto gasto que se va a eliminar.
4. Fácil de manejar y que sea económicamente reciclable
5. Resistencia mínima al flujo de gas,
6. Fuerza mecánica máxima para resistir las deformaciones y el polvo de formación.
7. Barato, no corrosivo, no toxico, químicamente inerte, tener una alta densidad a granel y pequeños cambios de volumen sobre la adsorción y desorción el agua.

5.6.1 TIPOS DE ADSORBENTES.

Algunos materiales que satisfacen este criterio, en orden de incremento de costo son: mineral de bauxita, consiste principalmente de alumina , ($\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot x\text{H}_2\text{O}$), gel de sílice, gel de sílice-alumina y moléculas tamizadas. El carbón activado es un adsorbente ampliamente usado, no poseen una capacidad para adsorber agua y por lo tanto no se propone para hacer una deshidratación. Aunque se puede emplear para eliminar ciertas impurezas. Además la bauxita no se emplea mucho porque ésta contiene hierro y éste es inadecuado para gases amargos.

5.7 DESHIDRATACIÓN POR EXPANSIÓN POR REFRIGERACIÓN.

La deshidratación se puede alcanzar por expansión por refrigeración cuando una caída de presión suficiente este disponible. En esta técnica la corriente de gas se enfría por expansión adiabática a través de un estrangulador, a temperaturas menores de 0 °F. Esta caída de temperatura produce la condensación del vapor de agua algunos hidrocarburos asociados con el gas.

Dos técnicas de expansión por refrigeración son empleadas. Una con un inhibidor de hidratos para prevenir la formación de hidratos que puedan resultar de la expansión del gas y otra sin un inhibidor.

La expansión por refrigeración sin un inhibidor solo se emplea cuando la caída de presión permite que el punto de rocío del agua sea alcanzado sin la formación de hidratos.

Un inhibidor debe emplearse si se espera la formación de hidratos en el preenfriador, empleado en el estrangulador corriente arriba. Se permite la formación de hidratos en esta segunda etapa y luego son recolectados en un separador a baja temperatura (LTX).

CAPITULO 6

PROCESOS DE DESULFURIZACION.**6.1. INTRODUCCIÓN: PROCESOS DE DESULFURIZACION.**

Con el incremento en la demanda del gas natural, los gases naturales que contienen ácido sulfhídrico (H_2S), también empiezan a ser tratados para después emplearse. Los gases naturales que contienen H_2S son llamados "amargos" y aquellos que no contienen H_2S son llamados "dulces" en la práctica de procesamiento. La producción de gas de los yacimientos generalmente contiene H_2S en cantidades que apenas se detectan. Otros derivados del azufre además del H_2S , son generalmente insignificantes. En la mayoría de los contratos para la venta de gas natural se requiere de menos de 4 ppm en el gas. Así, un proceso de eliminación del azufre necesita ser muy preciso para eliminar una fracción pequeña de azufre en el menor tiempo posible.

Una característica de todos los gases que contienen H_2S , es la presencia de bióxido de carbono, la concentración de éste está generalmente en el rango de 1 a 4 %. Los gases que no tienen H_2S sin embargo, tal concentración es rara. El H_2S y el CO_2 son comúnmente conocidos como "gases ácidos" pero forman ácidos en presencia de agua.

6.1.1 RAZONES PARA ELIMINAR EL H₂S Y EL CO₂.

Además de que emite un mal olor a bajas concentraciones, el H₂S es un veneno mortal y a concentraciones mayores de 600 ppm puede ser fatal en solo tres o cinco minutos. Su toxicidad, es comparada con la del cianuro. Así, no puede tolerarse el gas que se va a emplear como combustible doméstico.

El H₂S es corrosivo a todos los metales y generalmente asociados con el transporte del gas, procesos y sistemas de manejo. El H₂S y otros compuestos de azufre pueden además causar envenenamiento catalítico en los procesos de refinación. El CO₂ no tiene poder calorífico y este se puede eliminar si se requiere para incrementar la energía del gas por unidad de volumen. El CO₂ se debe eliminar porque éste puede formar un complejo: CO₂.CO₂, el cual es absolutamente corrosivo en presencia de agua. Para iniciar el envío de un gas a la planta criogénica es necesario eliminar el CO₂ para prevenir su solidificación. Los gases ácidos como el H₂S y el CO₂, promueven la formación de hidratos.

6.2. PROCESOS DE ELIMINACIÓN.

Los procesos que han desarrollado para lograr la limpieza del gas, varían de una simple operación hasta un sistema complejo de reciclado. En algunos casos, se presentan complicaciones en los procesos, por la necesidad de recuperar de una u otra forma los componentes del (H₂S).

Como los procesos de deshidratación, los procesos de desulfurización son principalmente de dos tipos: adsorción en un sólido (proceso seco) y absorción en un líquido (proceso mojado).

Los procesos de adsorción y absorción pueden ser físicos (no involucrando reacciones químicas) ó de tipo químico. Estos procesos se pueden clasificar dentro de las siguientes categorías:

1. No regenerativos: el material empleado en el tratamiento del gas no se recupera en este proceso.
2. Procesos de regeneración con recuperación de H₂S.
3. Procesos regenerativos con recuperación de azufre elemental.

6.2.1 CRITERIOS PARA LA SELECCIÓN DE LOS PROCESOS.

Los siguientes factores son los más significantes que se necesitan que considerar:

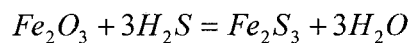
1. Tipo y concentración de impurezas en el gas y el grado de eliminación deseada.
2. Selección del gas ácido que se quiere eliminar, si alguno se quiere eliminar.
3. Temperatura y presión a la cual el gas amargo esta disponible y a la cual el gas dulce es entregado.
4. El volumen de gas que se va a procesar y la composición de los hidrocarburos.
5. La relación del CO₂ y H₂S en el gas.
6. Costos de los procesos.
7. La recuperación deseada de azufre debido a problemas ambientales y económicos.

6.3. PROCESOS DE ENDULZAMIENTO POR ADSORCIÓN EN UN SÓLIDO.

Estos procesos están basados sobre la adsorción física o química de gases ácidos en una superficie sólida. Aunque no se emplea tanto como los procesos de absorción en líquidos, estos ofrecen ventajas tales como: simplicidad, una alta selectividad (solo el H₂S generalmente es eliminado), un proceso eficiente casi independiente de la presión. Estos procesos se aplican mejor con concentraciones moderadas de H₂S y donde el CO₂ es retenido en el gas.

6.3.1 PROCESO DE ESPONJA DE HIERRO

El gas amargo pasa a través de una cama de virutas de madera que están impregnadas de una forma hidratada de óxido ferrico que tiene una alta afinidad por el H₂S. La reacción química es la siguiente.



6.3.2 TAMIZ MOLECULAR.

Las formas sintéticamente manufacturadas de tamices moleculares cristalinos de alumina-silicatos de sodio y calcio, son porosos y tiene un área superficial grande. Los poros formados al remover el agua de la cristalización son uniformes. Varios grados de tamiz molecular están disponibles, cada grado corresponde a un tamaño de poro.

El tamiz molecular elimina los compuestos a través de una combinación de "tamices" y procesos de adsorción física. Porque el tamaño de poros es muy pequeño, estos discriminan los adsorbentes sobre la base de su tamaño. El tamiz

posee carga polar altamente localizada en su superficie que actúa como sitios de adsorción para los materiales polarizados. Por lo tanto, los compuestos polares o polarizable, incluso a bajas concentraciones, son adsorbidos en la superficie del tamiz. Estos se seleccionan para eliminar el H₂S y otros compuestos de azufre del gas natural, y ofrecen continuamente una alta eficiencia de absorción. Además ellos eliminan el agua y así ofrecen una simultánea deshidratación y desulfurización.

6.4. PROCESOS DE ENDULZAMIENTO POR ABSORCIÓN FÍSICA EN UN LÍQUIDO

Estos procesos se basan en la absorción física de los compuestos ácidos, como mecanismo de endulzamiento del gas. Debido a que solo se considera la absorción física, los problemas de corrosión y contaminación generalmente son mínimos. Los solventes empleados generalmente son recuperados por una separación instantánea de los solventes ricos en compuestos ácidos (llamados solventes ricos) en tanques de separación instantánea a presiones sucesivamente bajas. Así, poco calor es requerido para la regeneración u otros propósitos. Pero una unidad de recuperación de azufre es requerida ya que los procesos no alteran químicamente los compuestos ácidos de ninguna manera. Algunos procesos en esta categoría ofrecen una deshidratación simultánea.

6.4.1 PROCESOS DE ENDULZAMIENTO POR LAVADO CON AGUA.

En los procesos de endulzamiento por lavado con agua, el gas amargo es enviado hacia arriba a través de un condensador en contra corriente con el agua,

y el gas parcialmente endulzado de la parte superior de la torre es enviado a las unidades de tratamiento (generalmente unidades de aminas). La solución de agua rica en H_2S del fondo de la torre se envía a un tanque de separación a una presión intermedia para la recuperación de los hidrocarburos disueltos. Una turbina de recuperación es utilizada para la represurización del agua antes de enviarla a un tanque a baja presión donde todo el gas ácido es eliminado y el agua obtenida es reciclada.

Froning y col., presentaron procedimientos de cálculo para estimar el desarrollo de un lavado con agua y proveen los datos requeridos para tales cálculos. Estos resultados muestran que el H_2S es más de tres veces más soluble en el agua que el CO_2 , lo que demuestra que la selectividad de este proceso es buena.

6.4.2 PROCESOS SELEXOL.

Este proceso emplea DMPEG (éter dimetilco de polietileno de glicol), como solvente. Las solubilidades del H_2S y CO_2 y otros compuestos ácidos en el solvente de selexol son directamente proporcionales a la presión parcial de estos compuestos. La solubilidad del H_2S es diez veces más que la del CO_2 y la solubilidad de los hidrocarburos es pequeña. Los hidrocarburos pesados, sin embargo tienen mayor solubilidad, y generalmente se requieren flasheos intermedios para remover los hidrocarburos

6.5. PROCESOS DE ENDULZAMIENTO POR ABSORCIÓN QUÍMICA EN UN LÍQUIDO.

Los procesos con Alkanol-Amina son los más prominentes y son bastante empleados para eliminar el H_2S y el CO_2 . Estos ofrecen una buena reactividad a bajo costo y una buena flexibilidad en el diseño y operación. Algunas de las Alkanol-Aminas comúnmente empleadas para la desulfurización por absorción son: monoetanolamina(MEA), dietanolamina(DEA), trietanolamina(TEA), hidróxietanolamina, generalmente llamada diglicolamina(DGA), diisopropilamina(DIPA), y metildietanolamina(MDEA).

6.6. PROCESOS DE ENDULZAMIENTO POR ABSORCIÓN QUÍMICA EN CARBONATOS

Los procesos básicos con carbonatos, emplean una solución acuosa de carbonato de potasio. Una solución altamente concentrada es empleada para mejorar los procesos desarrollados. Una alta temperatura debe mantenerse para que el carbonato de potasio y los productos de reacción, $KHCO_3$ Y KHS se mantengan en solución. Ambos, el absorbedor y el regenerador son operados a altas temperaturas sobre los 230-240 °F, lo cual resulta en un considerable ahorro de intercambio de calor y en el equipo de calentamiento. Los procesos requieren una presión parcial relativamente alta para el CO_2 y no se puede emplear para gases que solo contienen H_2S .

Entre los procesos en carbonatos, aquellos que contienen un activador para incrementar la actividad de la solución de carbonato de potasio son los más empleados. Algunos de estos son:

1. Benfield- varios activadores, usualmente DEA.
2. Catarcab- baratos de aminos empleados como activadores.
3. Giammarco- Vetrocoke. Para eliminar el CO₂,

6.6.1 PROCESO HOLMES-STETFORD.

Este proceso convierte el H₂S a azufre con casi un 99.9% de pureza. El proceso es selectivo para el H₂S y puede reducir el H₂S hasta 1 ppm. El contenido de CO₂ permanece casi inalterable en este proceso. Los costos de operación son relativamente bajos y los procesos tienen mayor flexibilidad en su aplicación. Esto es, se pueden diseñar para rangos de presiones y de temperaturas.

Los procesos emplean una solución acuosa que contiene carbonato de sodio y bicarbonato en una relación aproximadamente 1: 3, con un PH DE 8.5 a 9.5, y las sales de sodio de 2,6 y 2,7,

Los mecanismos de reacción postulados, involucran 5 pasos: (1) absorción de H₂S en un álcali, (2) reducción de ADA por la adición de un hidrosulfuro a un grupo carbón, (3) liberación de azufre elemental de la reducción ADA por interacción con oxígeno disuelto en la solución, (4) reoxidación de la reducción de ADA por aire y (5) reoxigenación de la solución alcalina, proporcionando oxígeno disuelto para el paso (3).

CAPITULO 7

FLUJO DE PRODUCCIÓN DE GAS.

FLUJO Y PRODUCCIÓN DE GAS.

7.1. INTRODUCCIÓN: FLUJO Y PRODUCCIÓN DE GAS.

Los ductos proporcionan medios económicos de producción y transporte de grandes volúmenes de fluido a grandes distancias, La fabricación e instalación de estos debe ser conveniente para que proporcionen una vida casi indefinida. Debido a que el flujo es continuo, una instalación mínima de almacenaje es requerida en cualquier extremo (extremo del campo ó extremo del consumidor). Los costos de operación son muy bajos y se garantizan bajo todas las condiciones climáticas. No hay derrames o pérdidas en el manejo, a menos que la línea tenga una fuga, la cual es fácil de localizar y reparar en las líneas superficiales. El flujo de gas a través de los sistemas de tuberías involucra el flujo, horizontal, inclinado, vertical y a través de restricciones tales como los estranguladores para controlar el flujo.

7.2. FUNDAMENTOS DE FLUJO DE GAS.

Todas las ecuaciones de flujo de fluidos son derivadas de un balance de energía, para un sistema en estado estacionario (los parámetros de flujo no dependen del tiempo) puede expresarse como:

- Cambio en la energía interna + cambio en la energía cinética + cambio en la energía potencial + trabajo sobre el fluido + energía calorífica adicionada al fluido – el trabajo hecho por el fluido = 0

Así, sobre la base de una unidad de masa el balance de energía para un fluido bajo las condiciones de flujo en estado estacionario se puede escribir como:

$$dU + \frac{dv^2}{2gc} + \frac{g}{gc} dz + d(pV) + dQ - dws = 0 \quad (7.1)$$

donde:

- U, es la energía interna en ft-lbf/lbm
- v, es la velocidad del fluido en ft/seg
- z, es elevación sobre un plano dado en ft
- p, es la presión en lbf/ft²
- V, es el volumen de unidad de masa del fluido en ft³/lbm
- Q, es el calor adicionado al fluido en ft-lbf/lbm
- ws, es el trabajo hecho por el fluido en ft-lbf/lbm
- g, es la aceleración gravitacional en ft/seg²
- gc, es el factor de corrección que relaciona la masa y el peso

En términos generales la ecuación de balance de energía se puede escribir como:

$$\Delta p + \frac{\rho \Delta v^2}{2gc} + \left(\frac{g}{gc} \right) \rho \Delta z + \Delta p_f = 0 \quad (7.2)$$

Donde Δp_f representa la presión de roció debido a la fricción y es dependiente de las condiciones prevalecientes de flujo.

7.2.1 TIPOS DE REGÍMENES DE FLUJO DE UNA SOLA FASE Y EL NÚMERO DE REYNOLDS

Cuatro tipos de flujo de una sola fase se presentan: laminar crítico, transición y turbulento (ver Fig. 7.1). Reynolds aplicó un análisis dimensional para un fenómeno de flujo y concluyó que el régimen de flujo que prevalece es una función del siguiente grupo adimensional, conocido como el número de Reynolds, N_{Re} :

$$N_{Re} = \text{fuerzas de inercia} / \text{fuerzas de viscosidad} = \frac{dv\rho}{\mu} \quad (7.3)$$

Donde:

- d , es el diámetro interno de la tubería donde fluye el fluido
- v , es la velocidad del fluido
- ρ , es la densidad del fluido
- μ , es la viscosidad del fluido.

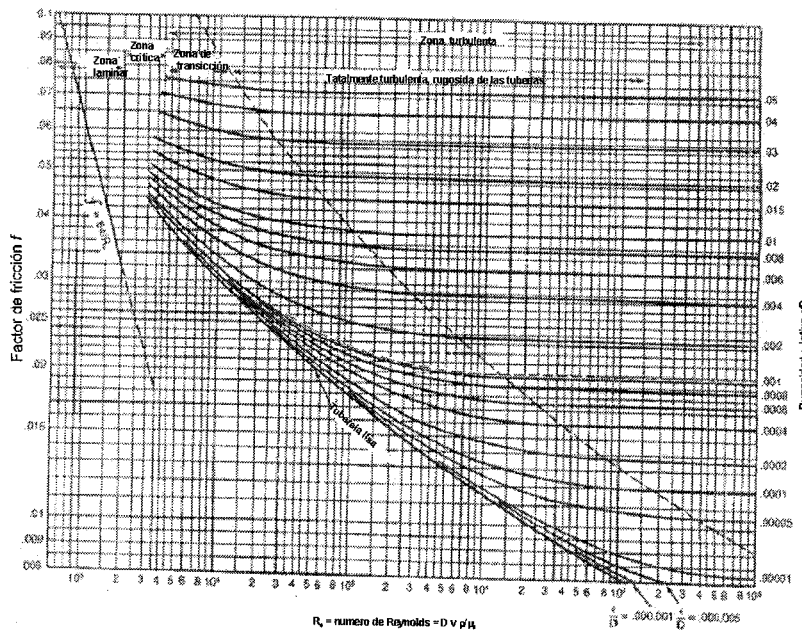


Figura 7.1. Factor de fricción para el flujo en tuberías.

Las unidades de los parámetros del número de Reynolds deben ser consistentes para que se obtenga un número adimensional. Tal consistencia debe ser: d , en pies, v , en pies/seg, ρ , en lbm/ft^3 , μ , en $\text{lbm}/(\text{pies seg.})$, la viscosidad dinámica del fluido, μ , generalmente esta dada en centipoise(cp), y se puede transformar en $\text{lbm}/(\text{pies seg.})$ empleando el factor de conversión de $1 \text{ cp} = 6.7191 \times 10^{-4} \text{ lbm}/(\text{pies seg.})$. así, :

$$N_{\text{Re}} = \frac{d(\text{ft})v(\text{ft/seg})\rho(\text{lbm/ft}^3)}{\mu(\text{cp}) \times 6.7197 \times 10^{-4}} = 1.488 \frac{d(\text{ft})v(\text{ft/seg})\rho(\text{lbm/ft}^3)}{\mu(\text{cp})} \quad (7.4)$$

Para gases, el gasto generalmente se expresa en Mscfd (miles de pies cúbicos estándar por día). Este gasto volumétrico, q_{sc} (Mscfd), a condiciones estándar de presión y temperatura, puede convertirse en flujo masico, m , en lbm/seg como sigue:

$$m = Av\rho = \frac{(1,000q)M p}{(24)(3,600)ZRT} = \frac{(3.1243 \times 10^{-2})(q)\gamma_g p}{T} \quad (7.5)$$

donde:

A , es el área de flujo de la sección trasversal en ft

M , es el peso molecular del gas.

R , es la constante universal del gas, ($= 10.732 \text{ (lb/pg}^2\text{-ft}^3\text{)}/(\text{lbmole-}^\circ\text{R})$).

p , es la presión a condiciones estándar.

T , es la temperatura a condiciones estándar en $^\circ\text{R}$

El factor de fricción que se muestra en el diagrama de Moody (Fig. 7-1), el régimen de flujo se relaciona con el número de Reynolds como sigue:

Régimen de flujo	N_{Re} (tuberías lisas)
Laminar	< 2,000
Crítico	2,000-3,000
Transición turbulento	3,000-4,000
	>4,000

7.2.2 RUGOSIDAD EN LA TUBERÍA.

La rugosidad absoluta en la tubería, ϵ , se define como protoburaciones de tamaños uniformes finamente empacados. La rugosidad de la tubería puede cambiar con el uso y la exposición de los fluidos. Generalmente, la rugosidad se determina comparándole con factor de fricción que leemos en la gráfica de Moody (Fig. 7-1). Si los datos de la rugosidad no están disponibles, un valor de $\epsilon = 0.0006$ pg. se puede emplear. Generalmente las tuberías empleadas en los pozos y en las líneas de producción tienen los siguientes valores:

Tipo de tubería	ϵ en pg
Tuberías de producción	0.00006
Tuberías de aluminio	0.0002
Acero comercial	0.0018

Generalmente las tuberías que se emplean en los pozos y en las líneas son;

- tubería nueva 0.0005-0.0007
- 12 meses 0.00150
- 24 meses 0.00175.

7.2.3 FACTOR DE FRICCIÓN.

Por conveniencia, el factor de fricción f , se define como la relación de tensión de las esquilas y la interfase sólido-liquido y la energía cinética del fluido por unidad de volumen. Para un flujo en estado estático en una tubería, la ecuación se conoce como ecuación de fanning.

$$\Delta p_f = 2f' L \rho v^2 / (gc d) \quad (7.5)$$

donde d , es diámetro interno de la tubería. Las unidades empleadas son: Δp_f , en lb / pg², L , en pies, ρ , en lbm / ft³, v en ft / seg, d , en ft, y gc , es 32.17 lbm-ft / lbf-seg².

El factor de fricción incluye, ambas rugosidades, características del régimen de flujo, por lo tanto es una función del número de Reynolds y la rugosidad relativa.

$$f = f(N_{Re}, \epsilon/d).$$

7.2.4 FLUJO LAMINAR EN UNA SOLA FASE.

La presión de roció para flujo laminar esta dada por la relación analítica de Hagen-Poisiville, como sigue:

$$f = \frac{64\mu}{dv\rho} = \frac{64}{N_{Re}} \quad (7.6)$$

así, el factor de fricción es independiente de la rugosidad de la tubería para flujo laminar.

7.2.5 FLUJO PARCIALMENTE TURBULENTO Y COMPLETAMENTE TURBULENTO EN UNA SOLA FASE.

Para flujo parcialmente turbulento, el factor de fricción, es una función de ambos, el número de Reynolds y la rugosidad de la tubería. Sin embargo para flujo completamente turbulento, el factor de fricción depende ligeramente del número de Reynolds.

Generalmente el flujo intermedio o parcialmente turbulento, se incluye en flujo turbulento para las correlaciones que se han desarrollado. Varias correlaciones se tienen reportadas para depender del factor de fricción o el N_{Re} y la rugosidad de la tubería. Solo se presentan algunas de las más exactas.

Para tuberías lisas se aplican las siguientes relaciones:

$$f = 0.5676 N_{Re}^{-0.3192}, \text{ para flujo intermedio} \quad (7.7)$$

$$f = 16 \log(N_{Re} f^{0.5} / 0.7063), \text{ para flujo parcialmente turbulento} \quad (7.8)$$

$$f^{-0.5} = 2 \log(N_{Re} f^{0.5} / 0.628), \text{ para flujo completamente turbulento} \quad (7.9)$$

$$f = 0.3164 N_{Re}^{-0.25}, \text{ para el } N_{Re}, \text{ hasta } 10^5. \quad (7.10)$$

$$f = 0.0056 + 0.5 N_{Re}^{-0.32}, \text{ para } 3,000 < N_{Re}, > 3 \times 10^6. \quad (7.11)$$

para tuberías rugosas, la ecuación de Colebrook's, es básica en la grafica del factor de fricción.

$$f^{-0.5} = -2 \log\left[\left(\frac{\epsilon}{3.7 d}\right) + 0.628(N_{Re} f^{0.5})\right] \quad (7.12)$$

para tuberías muy rugosas, la ecuación de Colebrook's, (Ec. 7.12) se reduce a:

$$f^{-0.5} = -2 \log\left[\left(\frac{\epsilon}{3.7 d}\right)\right] \quad (7.13)$$

Mientras que para tuberías lisas, la ecuación de Colebrook's se reduce a la ecuación de Prandt's (Ec. 7.9).

7.2.6 PRESIÓN DE TRABAJO PERMITIDA POR LAS TUBERÍAS.

El deseo de operar una tubería a alta presión con el fin de llevar a cabo altos rendimientos. Sin embargo, esta limitado por la tensión máxima de la tubería. La presión interna máxima de trabajo permitida se puede determinar empleando las siguientes especificaciones:

$$P_{\max.} = \frac{2(t-c)SE}{d_o - 2(t-c)Y} \quad (7.14)$$

Done:

- $P_{\max.}$, es la presión interna máxima permitida en lb/pg² man.
- t , es el espesor de la tubería en pg.
- c , es la suma permitida, mecánicamente (rebabas, tamaño de la rosca, corrosión, erosión, etc., en pg.
- S , es la tensión máxima para los materiales de la tubería en lb/pg² man.
- E , es el factor longitudinal.
- D_o , es el diámetro exterior de la tubería en pg
- Y , es el factor de reducción de la temperatura

7.2.7 VELOCIDAD DE FLUJO PERMITIDA POR LAS TUBERÍAS.

Una alta velocidad de flujo en las tuberías puede causar problemas de erosión en las tuberías, especialmente para gases que pueden tener una velocidad de flujo que excede los 70 ft/seg. La velocidad a la cual comienza la erosión depende de la

presencia de partículas sólidas, su forma, etc. Por lo tanto, dificulta la determinación precisa. La ecuación siguiente se puede emplear como una simple aproximación ha este problema (Beggs, 1984).

$$v_e = \left(\frac{C}{\rho^{0.5}} \right) \quad (7.15)$$

Donde:

- V_e , es la velocidad de erosión en ft/seg.
- ρ , es la densidad del fluido en lbm/ft³
- C , es una constante que esta entre 75 y 150.

El gasto de gas a condiciones estándar para la erosión, (q_e), se puede obtener como sigue:

$$q_e = 1,012.435 d^2 \left(\frac{p}{\gamma_g z T} \right)^{0.5} \quad (7.16)$$

Donde q_e , esta en Mfcsd, d en pg, p en lb/pg² y T en °R.

7.3 FLUJO HORIZONTAL.

Para flujo horizontal necesitamos calcular el gasto de gas, empleamos la siguiente ecuación (ecuación de Weymouth):

$$q = 5.6353821 \left(\frac{p}{T} \right) \left(\frac{(p_1^2 - p_2^2) d^5}{\gamma_g Z T_1 f L} \right)^{0.5} \quad (7.17)$$

Donde:

- q , es el gasto de gas en Mscfd.
- p , es la presión en lb/pg².
- T , es la temperatura en °R.

- p_1 , es la presión corriente arriba en lb/pg^2 .
- p_2 , es la presión corriente abajo en lb/pg^2 .
- d , es el diámetro de la tubería en pies.
- γ_g , es la densidad relativa del gas
- T_1 , es la temperatura de flujo en $^{\circ}\text{R}$.
- f , es el factor de fricción.
- L , es la longitud de la tubería en pies.

7.3.1 PRESIÓN PROMEDIO EN LAS TUBERÍAS DE GAS.

Para un fluido incompresible, la presión promedio es simplemente un promedio aritmético de la presión de entrada (p_1) y la presión de salida (p_2). Pero para un gas, un fluido compresible esto no es verdad sino que se tiene que emplear la siguiente ecuación:

$$p' = \frac{2}{3} \left(\frac{p_1^3 - p_2^3}{p_1^2 - p_2^2} \right) \quad (7.18)$$

donde:

- p' , es la presión promedio en lb/pg^2
- p_1 , s la presión corriente arriba en lb/pg^2 .
- P_2 , s la presión corriente abajo en lb/pg^2 .

Weymouth. Además proporciona la siguiente relación para el factor de fricción como una función del diámetro de la tubería, d , en pg . Entonces: $f = 0.032/d^{1/3}$ por lo tanto la ecuación 7.17 se transforma a:

$$q = 31.5027 \left(\frac{p}{T} \right) \left(\frac{(p_1^2 - p_2^2) d^{16/3}}{\gamma_g Z T_1 f L} \right)^{0.5} \quad (7.19)$$

Esta es la ecuación de Weymouth para flujo horizontal.

Una ecuación más precisa, para flujo horizontal es la ecuación de Clinedinst. La cual es:

$$q = 7.969634 \left(\frac{p_{pc} T}{p} \right) \left(\frac{d^5}{\gamma_g T_1 f L} \right)^{0.5} \left[\int_{p_2}^{p_1} (p_r/Z) dp_r - \int_{p_2}^{p_1} (p_r/Z) dp_r \right]^{0.5} \quad (7.20)$$

7.3.2 EFICIENCIA EN TUBERÍAS (E).

Las ecuaciones desarrolladas para las tuberías asumen un 100% de condiciones de eficiencia. En la practica, aun para flujo de gas en una sola fase, algo de agua o condensado se puede presentar. Entonces raramente se presenta el valor de E igual a 1.0; un valor mayor a 0.9 de E, se considera bueno. Algunos valores de E, que se emplean.

Tipo de gas en las líneas de flujo	Contenido de liquido gal/MMscf	E (fraccion)
Gas seco	0.1	0.92
Gas en la tubería de revestimiento	7.2	0.77
Gas y condensado	800	0.60

Ejemplo 7.1.

¿Cual es la presión máxima a la cual se puede operar una tubería de 10 pg. de diámetro nominal (D.E = 10.75, D.I = 10.02 PG.),?, ¿calcular el gasto máximo a través de las 40 millas para este tipo de tuberías, empleando (a) Weymouth y (b)

Clinedinst. Asumiendo que $\epsilon/d = 0.002$, $c = 0.05$, $E = 1.0$, $Y = .40$, $S = 35,00 \text{ lb/pg}^2$ man., $T = 100^\circ\text{F}$, $\gamma_g = 0.70$ y $\mu_g = 0.01 \text{ cp}$. Asume una presión mínima de 0.0 lb/pg^2

Solución:

espesor de la tubería $t = 10.75 - 10.02 = 0.73 \text{ pg}$.

Empleando la ecuación 7.14:

$$P_{\max.} = \frac{2(0.73 - 0.05)(35,000)(1.0)}{10.75 - 2(0.73 - 0.05)(0.4)} = 4,663.92 \frac{\text{lb}}{\text{pg}^2}$$

para proporcionar una seguridad adicional, la presión máxima escogida es $4,000 \text{ lb/pg}^2$.

Así para calcular el gasto máximo, la presión corriente arriba, $p_1 = 4,000 \text{ lb/pg}^2$. y la presión corriente abajo, $p_2 = 0.0 \text{ lb/pg}^2$.

Asumiendo que $T = 520^\circ\text{R}$, $p = 14.73 \text{ lb/pg}^2$..

De la Fig. 3.1, $p_{pc} = 663 \text{ lb/pg}^2$., $T_{pc} = 387^\circ\text{R}$

$$\text{Empleando la ecuación 7.18: } P' = \frac{2}{3} \left(\frac{4,000^3 - 0^3}{4,000^2 - 0^2} \right) = 2,66.67 \frac{\text{lb}}{\text{pg}^2}$$

$$P_{pr} = 2,666.67/663 = 4.022, T_{pf} = (100+460)/387 = 1.447$$

De la Fig. 3.2, $Z = 0.74$

(a) De la ecuación de Weymouth:

$$q = 31.5022 \left(\frac{520}{14.73} \right) \left(\frac{(4,000^2 - 0^2)(10.02)^{16/3}}{(0.7)(0.74)(560)(40 * 5,280)} \right)^{0.5} = 265,206.15 \text{ Mscfd} = 265.21 \text{ MMscfd}$$

(b) De la ecuación de Clinedinst

$$P_{r1} = 4,000/663 = 6.033, P_{r1} = 0 T_{pr} = 1.447$$

$$q = 7.969634(663) \left(\frac{(10.02)^5}{(0.7)(560)(40 * 5,280)f} \right)^{0.5}$$

$$\left[\int_0^{6.033} (p_r/Z) dp_r - \int_0^0 (p_r/Z) dp_r \right]^{0.5} = \frac{6,515.2606}{f^{0.5}} \left[\int_0^{6.033} (p_r/Z) dp_r \right]^{0.5}$$

de la Fig. 7.1 $f = 0.024$ y de la tabla 7.1:

$$\int_0^{6.00} (p_r/Z) dp_r = 22.88 \text{ y } \int_0^{6.05} (p_r/Z) dp_r = 23.23. \text{ Entonces por interpolación:}$$

$$\int_0^{6.033} (p_r/Z) dp_r = 22.88 + (23.23 - 22.88)(6.033 - 6.0)/(6.05 - 6.0) = 23.11$$

Así,

$$q = \frac{6,515.2606(23.11)^{0.5}}{(0.024)^{0.5}} = 303,174.39 \text{ Mscfd} = 202.17 \text{ MMscfd}$$

7.4 FLUJO VERTICAL E INCLINADO DE GAS EN UNA SOLA FASE.

Omitiendo los cambios de energía cinética y asumiendo que no hay trabajo mecánico realizado por el gas, el balance de energía mecánica, se expresa por la ecuación 7.3, esta se transforma en:

$$dp + \frac{\rho g}{gc} dz + \frac{f \rho v^2}{2gc d} dL = 0 \quad (7.21)$$

considerando el esquema de flujo mostrado en la figura 7-2, θ , es el ángulo de la derivada de la vertical, L es la longitud total de la tubería y Z es la diferencial de elevación vertical entre la entrada(punto 1) y la salida(punto2). L y Z se relacionan de la siguiente manera:

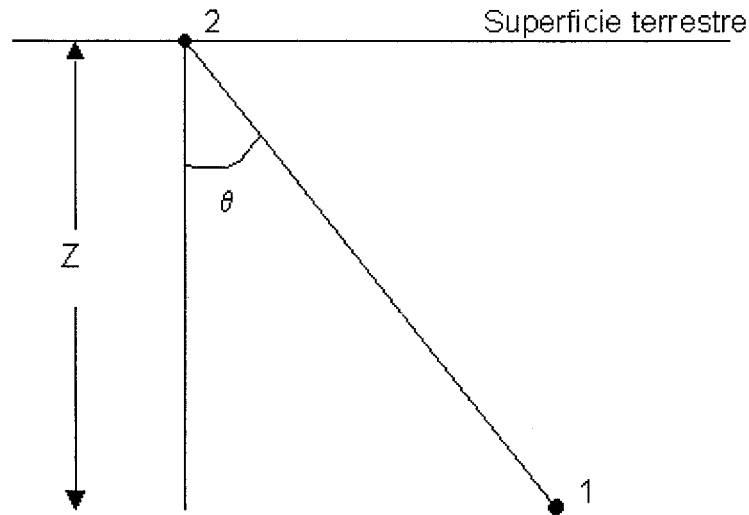


Fig. 7-2 Flujo de gas en una sección inclinada.

$L = z / \cos\theta$, implica que, $dL = dz / \cos\theta$. Sustituyendo a $\cos\theta = z/L$, entonces:

$$DL = (L/z)dz$$

Para calcular flujo vertical tenemos la siguiente ecuación:

$$\int_1^2 \frac{(ZT/p)dp}{1 + (6.7393 \times 10^{-4} fLq^2 Z^2 T'^2) / (Zp'^2 T^2 d^5)} = 0.01875 \gamma_g z \quad (7.22)$$

Donde las unidades son: q , en Mfcsd, d en pg, p en lb/pg², T en °R, L y z en ft.

La ecuación 7.22 es la ecuación general para calcular flujo vertical. El lado izquierdo de la integral no se puede evaluar fácilmente por que z es una función compleja de p y T , y la variación de la temperatura con la profundidad Z , no es fácil definirla, varias simplificaciones asumen que se hace la evaluación de esta integral para diferentes métodos que dan resultados de varios grados de exactitud. Algunos métodos para flujo vertical asumen una temperatura promedio en la cual la ecuación 7.22 se transforma en:

$$\int_1^2 \frac{(Z/p)dp}{1 + (6.7393 \times 10^{-4} fLq^2 Z^2 T'^2) / (Zp'^2 d^5)} = \frac{0.01875 \gamma_g z}{T'} \quad (7.23)$$

El lado izquierdo de la integral de la ecuación 7.22 y 7.23, tiene un valor de 6.7393×10^{-4} . Algunos autores emplean una presión estándar, $p = 14.65 \text{ lb/pg}^2$, en la cual con esta constante se transforma igual a 6.6663×10^{-4} . Otros emplean $p = 14.65 \text{ lb/pg}^2$ y un diámetro d en pies, en este caso, la constante se transforma en 2.679×10^{-9} .

7.4.1 PRESIÓN ESTÁTICA EN EL FONDO DEL POZO (SBHP).

Para cálculos de producción e ingeniería de yacimientos. La presión de fondo del pozo(estática), p_{ws} , frecuentemente se requiere. En algunos casos, esto puede ser costoso ó difícil de obtener la p_{ws} por los medios de la medición. Se tienen técnicas, para calcular la SBHP de la presión medida en la cabeza del pozo. Para el pozo, el gasto (q) es igual a cero y la ecuación 7.22 se simplifica a :

$$\int_{p_{wh}}^{p_{ws}} (ZT/p) dp = 0.01875 \gamma_g z \quad (7.24)$$

la ecuación 7.24 describe las relaciones entre la presión media en la superficie (o en la cabeza del pozo), p_{wh} y la p_{ws} a una profundidad Z .

7.4.2 TEMPERATURA PROMEDIO Y EL MÉTODO DEL FACTOR Z

Este método es simple. Una temperatura promedio T' y el factor z' se emplea para simplificar el lado izquierdo de la integral de la ecuación 7.24.

$$z' T' \int_{p_{wh}}^{p_{ws}} (ZT/p) dp = 0.01875 \gamma_g z$$

Generalmente esta se escribe como:

$$p_{ws} = p_{wh} e^{s/2} \quad (7.25)$$

$$\text{donde } s = (0.0375\gamma_g z) / (z' T') \quad (7.26)$$

Para determinar la temperatura promedio, la temperatura en el fondo del pozo(BHT) y la temperatura en la superficie se deben conocer. En algunos casos donde la BHT no se conoce, esta se puede estimar del gradiente de temperatura que se tiene y generalmente esta en el orden de 0.015 °F/ft. Para una columna estática de gas, un promedio aritmético de la temperatura es satisfactorio para emplearse. Para calcular z' la presión promedio es requerida (adicionada a la temperatura promedio T'). Así, una la solución, por medio de ensayo y error es necesario. Una estimación de p_{ws} , se puede hacer empleando la ecuación 7.27.

$$p_{ws} = p_{wh} + 0.25 \left(\frac{p_{wh}}{100} \right) \left(\frac{z'}{100} \right) \quad (7.27)$$

7.4.3 MÉTODO DE SUKKAR-CORNELL.

Este método además de emplear una temperatura promedio, para una cantidad de variaciones de z con la presión. Sukkar-Cornell transforman la ecuación 7.23 en la forma pseudoreducida.

$$\int_{p_{pr2}}^{p_{pr1}} \frac{(Z/p_{pr}) dp_{pr}}{1 + BZ^2/p_{pr}^2} = \frac{0.01875\gamma_g z}{T'} \quad (7.28)$$

$$\text{donde } B = \frac{(6.6663 \times 10^{-4}) f L q^2 T'^2}{z d^5 p_{pc}^2} \quad (7.29)$$

La ecuación 7.29, p_{pc} , es la presión pseudo crítica del gas (mezcla de gases), y q es el gasto a 14.65 lb/pg² y 520 °R (en lugar de 14.73 y 520 °F). Como se menciono anteriormente una constante de conversión de 6.6663×10^{-4} en la ecuación 7.29 implica una p de 14.65 lb/pg², mientras que una constante de

conversión es de 6.7393×10^{-4} (como en la ecuación 7.22 y 7.23), esto implica una p de 14.73 lb/pg^2 . para el caso de SBHP, el gasto q es cero (o $B = 0$) y la ecuación 7.28 se transforma en:

$$\int_{p_{prwh}}^{p_{prws}} \left(\frac{Z}{p_{pr}} \right) dp_{pr} = \frac{0.01875 \gamma_g z}{T'} \quad (7.30)$$

Sukkar y Cornell, evaluaron el lado izquierdo de la integral de la ecuación 7.28 por integración numérica. Los resultados se presentaron en forma tabular, para la presión reducida p_{pr} el rango esta de 1.0 a 12, la temperatura reducida T_{pr} esta en 1.5, 1.6 y 1.7, y B en el rango de 0 (para estática) a 20 (fluyendo)

Ejemplo 7.2.

Determinar la SBHP, en un pozo de gas, dado lo siguiente: $z = 5,000 \text{ ft}$, $\gamma_g = 0.70$, $T_{wh} = 80^\circ\text{F}$, $T_{ws} = 160^\circ\text{F}$, $p_{wh} = 400 \text{ lb/pg}^2$.

Emplear (a) temperatura promedio y el método de factor Z , Y (b) método de Sukkar – Cornell.

Solución.

$$T' = (80+160)/2 = 120^\circ\text{F} = 580^\circ\text{R}$$

De la Fig. 3.1, $p_{pc} = 663 \text{ lb/pg}^2$, $T_{pc} = 387^\circ\text{R}$

(a) temperatura promedio y el método de factor Z .

Primer ensayo

$$\text{Empleando la ecuación 7.27, } p_{ws} = 400 + 0.25(400/100)(5,000/100) = 450 \text{ lb/pg}^2$$

Así, $p' = (400 + 450)/2 = 425 \text{ lb/pg}^2$, entonces;

$$p_{pr} = 425/663 = 0.641, \quad T_{pr} = 580/387 = 1.499. \quad \text{de la Fig. 3-2, } Z = 0.967$$

$$\text{Empleando la ecuación 7.26, } S = (0.0375)(0.7)(5,000)/((0.967)(580)) = 0.23402$$

Empleando la ecuación 7.25, $p_{ws} = 400 e^{0.23402/2} = 449.65 \text{ lb/pg}^2$.

Un segundo ensayo no se necesita.

(b) método de Sukkar – Cornell.

$$p_{rwh} = 400/663 = 0.603, \quad T_{rwh} = (80 + 460)/387 = 1.395.$$

de la tabla 7.2a. por interpolación.

$$\int_{0.2}^{0.603} (Z/p_{pr}) dp_{pr} = 1.0392$$

Empleando la ecuación 7.30

$$\int_{0.2}^{p_{prws}} (Z/p_{pr}) dp_{pr} - \int_{0.2}^{0.603} (Z/p_{pr}) dp_{pr} = \frac{(0.01875)(0.7)(5,000)}{580}$$

$$\text{Así, } \int_{0.2}^{p_{prws}} (Z/p_{pr}) dp_{pr} = 1.0392 + 0.11315 = 1.15235$$

$$T_{rws} = (160+460)/387 = 1.602$$

de la tabla 7.2a:

$$\int_{0.2}^{0.6} (Z/p_{pr}) dp_{pr} = 1.049 \quad \text{y} \quad \int_{0.2}^{0.7} (Z/p_{pr}) dp_{pr} = 1.210$$

por interpolación

$$p_{rws} = 0.6 + (1.15235 - 1.049)(0.7 - 0.6)/(1.210 - 1.049) = 0.6642$$

$$\text{Así, } p_{ws} = (0.6642)(663) = 440.36 \text{ lb/pg}^2.$$

7.4.4 FLUJO DE GAS A TRAVÉS DEL ESPACIO ANULAR.

Aunque los pozos de gas generalmente son producidos a través de las tuberías de producción, algunos pozos pueden producirse a través del espacio anular entre la tubería de revestimiento y la tubería de producción. Para este último caso

las ecuaciones de flujo a través de las tuberías se han desarrollado anteriormente, se han modificado para un diámetro apropiado para el conducto de flujo.

De la ecuación 7.11, la pérdida de presión debida a la fricción esta dada por:

$$\Delta p_f = fL\rho V^2 / 2gcd$$

la velocidad $v = K_1q/d^2$, donde K_1 es una constante. Así, el termino de la perdida de la fricción en el balance de energía se puede escribir como:

$$\Delta p_f = K_1 fL\rho V^2 / 2gcd^4 d$$

Para este caso de flujo anular, donde el diámetro exterior de la tubería de producción (d_{to}) y el diámetro interior de la tubería de revestimiento (d_{ci}) y la velocidad se relacionan con el diámetro como sigue:

$$v = \frac{K_1 q}{d_{ci}^2 - d_{to}^2}$$

Así, el término de la fricción es:

$$\Delta p_f = \frac{K_1^2 fL\rho q^2}{2gc(d_{ci}^2 - d_{to}^2)^2 (d_{ci} - d_{to})} = \frac{K_2 q^2}{(d_{ci}^2 - d_{to}^2)^2 (d_{ci} - d_{to})}$$

Así, para este caso de flujo anular, d^5 en la ecuación de flujo vertical es reemplazada por:

$$(d_{ci}^2 - d_{to}^2)^2 (d_{ci} - d_{to}) = (d_{ci} - d_{to})^3 (d_{ci} - d_{to})^2 \quad (7.30)$$

7.5 FLUJO DE GAS SOBRE TERRENO MONTAÑOSO.

Las líneas de transmisión a menudo se desvían considerablemente de la horizontal, dependiendo del terreno sobre el cual estén puestas. En algunos casos, los pozos de gas, además pueden exhibir diferentes secciones en la

cuesta, tal como una perforación direccional de un pozo en una plataforma. Esta sección de flujo sobre terreno montañoso, reparte la situación donde el gas fluye a través de tuberías que no son uniformes en la cuesta, una situación hipotética se muestra en la Fig. 7-3. para una aproximación del perfil de flujo actual con pequeñas secciones de una tubería uniforme en la cuesta. Las tres aproximaciones aplicables para este flujo son descritas:

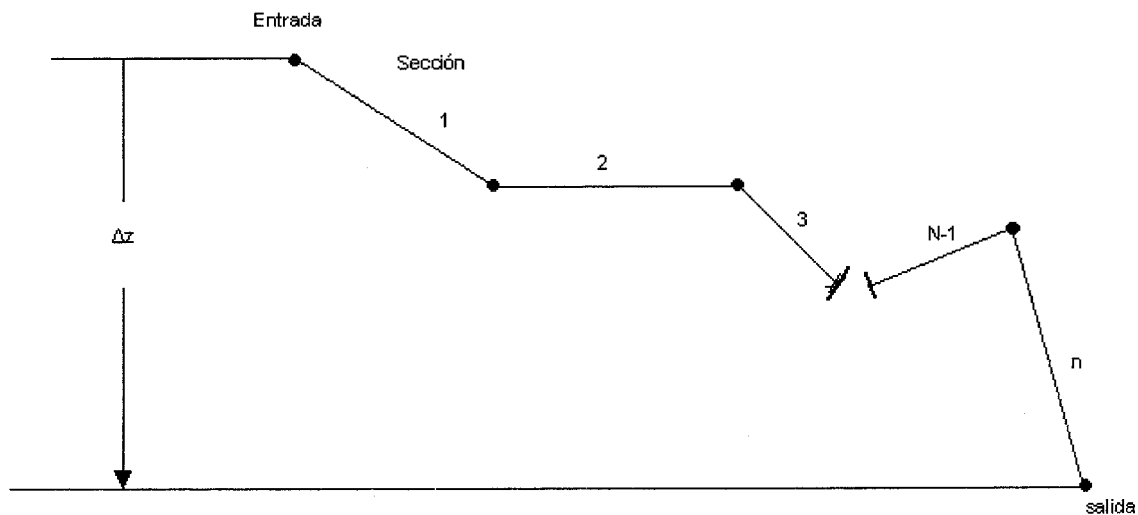


Fig. 7-3 Flujo de gas sobre terreno montañoso.

7.5.1 CORRECCIÓN ESTÁTICA.

Para contar las diferentes elevaciones entre la entrada y la salida, Δz , una aproximación simple es modificar la presión en la salida, por la presión ejercida por la columna estática del gas de igual altura que Δz . Como se describió anteriormente en la sección de presión de fondo estática. Diferentes técnicas están disponibles para evaluar la presión ejercida por la columna estática del gas.

Donde el método de corrección estática es en si mismo una aproximación. La temperatura promedio y el método del factor z, son satisfactorios para su empleo. Dejando a p_i como la presión en la entrada y a p_o la presión en la salida, entonces la presión en la salida se corrige de la siguiente ecuación (ecuación 7.31).

$$p_o' = e^{s/2} p_o$$

donde s esta dado por la ecuación 7.32.

$$s = (0.0375 \gamma_g \Delta z) / (z' T')$$

Nota, si Δz es positivo, la salida es mayor que en la entrada (corriente arriba) y es negativo, si la entrada es mayor que en la salida (corriente abajo). Así, s, es positivo corriente arriba y negativo corriente abajo.

La tubería de producción mostrada en la Fig. 7-3 es equivalente a la línea horizontal con una presión corriente arriba igual a p_i y una presión corriente abajo igual a $e^{s/2} p_o$. En esta corrección se puede incorporar alguna correlación de flujo horizontal para flujo a través de una línea de producción. Por ejemplo la ecuación de Weymouth para esta situación se puede escribir como:

$$q = 31.5027 \left(\frac{T}{p} \right) \left(\frac{(p_i^2 - e^s p_o^2) d^{16/3}}{\gamma_g z' T' L} \right)^{0.5} \quad (7.31)$$

7.5.2 CORRECCIÓN POR FLUJO.

Una corrección más rigurosa para el perfil de flujo contando el flujo inclinado en las diferentes secciones de la tubería. Para calcular el gasto se tiene la siguiente ecuación:

$$q = 5.63538 \left[\frac{T}{p} \right] \left[\frac{(p_i^2 - e^s p_o^2) d^5}{\gamma_g z' T' f L_e} \right]^{0.5} \quad (7.32)$$

donde L_e esta dado por:

$$L_e = \frac{(e^s - 1)}{s} L \quad (7.33)$$

La ecuación 7.33 da una expresión para la longitud efectiva para una sola sección de la tubería de producción. Para un caso en general, donde la cuesta no es uniforme el perfil es dividido en n secciones casi uniformes (como se muestra en la Fig. 7-3). La longitud efectiva se calcula de la siguiente manera:

$$L_e = \frac{(e^{s_1} - 1)}{s_1} L_1 + \frac{e^{s_1} (e^{s_2} - 1)}{s_2} L_2 + \frac{e^{s_1 + s_2} (e^{s_3} - 1)}{s_3} L_3 + \dots + \frac{e^{\sum_{i=1}^{n-1} s_i} (e^{s_n} - 1)}{s_n} L_n, \quad s_i \neq 0 \quad (7.34)$$

donde s_i representa la sección de la tubería:

Si $s_i = 0$ para alguna sección de la tubería (puede suceder que la sección sea horizontal, $z = 0$), la longitud equivalente para esta sección es reemplazada por la longitud actual de esta sección.

7.5.3 MÉTODO GENERAL.

Se necesitan cálculos más precisos, los métodos son más rigurosos relacionados con el empleo de flujo horizontal, tal como la ecuación de Clinedinst. Para una sección de la tubería horizontal, juntando y relacionando con flujo inclinado tal como la ecuación de Cullender-Smith. Para una porción de flujo no horizontal.

Estos resultados son relaciones muy complejas que para su solución se requiere el empleo de una computadora.

Ejemplo 7.3.

Una sección de un sistema de transporte de gas, consiste de tres estaciones, A, B y C, de 7 pg. La tubería de A - B es de 2 millas y de B a C son 5 millas de longitud. La estación A, B y C tienen una elevación arriba del nivel del mar de 4,000 pies, 7,000 pies y 2,000 pies respectivamente. La presión de entrada en la estación A es de 3,000 lb/pg² y la presión de salida en la estación C, se mantiene a 2,200 lb/pg². Asume una $\gamma_g = 0.6$, $T' = 85$ °F y $f = 0.025$. Determina el gasto de gas a través del sistema y la presión en la estación B.

Solución.

De la Fig. 3.1(capítulo 3), $p_{pc} = 672$ lb/pg² y $T_{pc} = 358$ °R

$T' = 85$ °F = 545 °R, $T_{pr} = (545)/358 = 1.522$

Primer ensayo:

Asumiendo $p_B = 2,500$ lb/pg².

Para la sección AB:

$$\text{Empleando la ecuación 7.18 } p' = \frac{2}{3} \left(\frac{3,000^3 - 2,500^3}{3,000^2 - 2,500^2} \right) = 2,757.58 \text{ lb/pg}^2$$

$$p_{pr} = \frac{2,757.58}{672} = 4.104$$

De la Fig. 3.2 (capítulo 3), $Z' = 0.787$

Empleando la ecuación 7.26.

$$s_1 = ((0.0375)(0.6)(7,000 - 4,000)) / ((0.787)(545)) = 0.25737$$

Para la sección BC:

$$p' = \frac{2}{3} \left(\frac{2,500^3 - 2,200^3}{2,500^2 - 2,200^2} \right) = 2,353.19 \text{ lb/pg}^2$$

$$p_{pr} = \frac{2,353.19}{672} = 3.502 \quad \text{y } z' = 0.780$$

$$s_2 = ((0.0375)(0.6)(2,000 - 7,000)) / ((0.780)(545)) = -0.26464$$

Para la línea completa ABC:

$$p' = \frac{2}{3} \left(\frac{3,000^3 - 2,200^3}{3,000^2 - 2,200^2} \right) = 2,620.51 \text{ lb/pg}^2$$

$$p_{pr} = \frac{2,620.51}{672} = 3.90 \quad \text{y } z' = 0.782$$

$$s = ((0.0375)(0.6)(2,000 - 4,000)) / ((0.782)(545)) = -0.10559$$

Empleando la ecuación 7.35

$$L_e = \frac{(e^{0.15737} - 1)(2 \times 5,280)}{0.15737} + \frac{e^{0.15737}(e^{-0.26464} - 1)(5 \times 5,280)}{-0.26464} = 38,585.154 \text{ ft}$$

empleando la ecuación 7.33

$$q = 5.63538 \left[\frac{520}{14.73} \right] \left[\frac{(3,000^2 - e^{-0.10559} 2,200^2)(7^5)}{(0.6)(0.782)(545)(0.025)(38,585.154)} \right]^{0.5} =$$

$$= 111,919.16 \text{ Mscfd} = 111.92 \text{ MMscfd}$$

para la sección AB:

empleando la ecuación 7.34

$$L_e = \frac{(e^{0.15737} - 1)(2 \times 5,280)}{0.15737} = 11,436.365 \text{ ft.}$$

Empleando la ecuación 7.33.

$$111,919.16 = 5.63538 \left[\frac{520}{14.73} \right] \left[\frac{(3,000^2 - e^{-0.10559} p_{Bo}^2)(7^5)}{(0.6)(0.782)(545)(0.025)(38,585.154)} \right]^{0.5}$$

ò

$$(3,000^2 - e^{-0.10559} p_{Bo}^2)^{0.5} = 1,177.093$$

$$p_B = 2,550.6 \text{ lb/pg}^2$$

Segundo ensayo.

Asumiendo $p_B = 2,550.6 \text{ lb/pg}^2$

Para la sección AB:

$$p' = \frac{2}{3} \left(\frac{3,000^3 - 2,550.6^3}{3,000^2 - 2,550.6^2} \right) = 2,781.36 \text{ lb/pg}^2$$

$$p_{pr} = \frac{2,781.36}{672} = 4.139 \quad \text{y } Z' = 0.789$$

$$s_1 = ((0.0375)(0.6)(7,000 - 4,000)) / ((0.789)(545)) = 0.15520$$

para la sección BC:

$$p' = \frac{2}{3} \left(\frac{2,550.6^3 - 2,200^3}{2,550.6^2 - 2,200^2} \right) = 2,379.62 \text{ lb/pg}^2$$

$$p_{pr} = \frac{2,379.62}{672} = 3.541 \quad \text{y } Z' = 0.778$$

$$s_2 = ((0.0375)(0.6)(2,000 - 7,000)) / ((0.778)(545)) = -0.26532$$

empleando la ecuación 7.35

$$L_e = \frac{(e^{0.15520} - 1)(2 \times 5,280)}{0.15520} + \frac{e^{0.15520}(e^{-0.26532} - 1)(5 \times 5,280)}{-0.26532} = 38,504.546 \text{ ft}$$

empleando la ecuación 7.33

$$q = 5.63538 \left[\frac{520}{14.73} \right] \left[\frac{(3,000^2 - e^{-0.10559} 2,200^2)(7^5)}{(0.6)(0.782)(545)(0.025)(38,505.546)} \right]^{0.5} =$$

$$= 112,036.24 \text{ Mscfd} = 112.04 \text{ MMscfd}$$

para la sección AB:

empleando la ecuación 7.34

$$L_e = \frac{(e^{0.15520} - 1)(2 \times 5,280)}{0.15520} = 11,423.443 \text{ ft.}$$

Empleando la ecuación 7.33.

$$111,919.16 = 5.63538 \left[\frac{520}{14.73} \right] \left[\frac{(3,000^2 - e^{-0.15520} p_{B_o}^2)(7^5)}{(0.6)(0.782)(545)(0.025)(38,585.154)} \right]^{0.5}$$

o

$$(3,000^2 - e^{-0.15520} p_{B_o}^2)^{0.5} = 1,185.8601$$

$$p_B = 2,549.9 \text{ lb/pg}^2 = 2,550 \text{ lb/pg}^2$$

Así, el gasto de gas, $q_g = 112.04 \text{ MMscfd}$, y la presión en la estación B es:

$$p_B = 2,550 \text{ lb/pg}^2.$$

7.6. FLUJO DE GAS A TRAVÉS DE RESTRICCIONES.

En algunos instantes en un sistema de producción de gas, el gas pasa a través de restricciones relativamente pequeñas. Un estrangulador, consiste de un plato de metal con pequeños orificios para permitir el flujo. Son dispositivos que

comúnmente se emplean para afectar la presión de roció o reducir el gasto. Estos son capaces de causar una caída de presión muy grande. Un gas puede entrar a un estrangulador a 5,000 lb/pg² y salir a 2,000 lb/pg² ó menos. Los estranguladores se emplean para reducir la presión de flujo en la cabeza del pozo y previenen la formación de hidratos en las líneas superficiales.

Con la siguiente ecuación podemos calcular el gasto de gas a través de un estrangulador, la cual es:

$$q = 974.61 C_d p_1 d_{ch}^2 \left[\left(\frac{1}{\gamma_g T_1} \frac{K}{K-1} \right) \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{2/K} - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{K+1/K} \right] \right]^{0.5} \quad (7.36)$$

donde:

- q, es el gasto de gas
- d_{ch}, es el diámetro del estrangulador en pg
- p₁, es la presión corriente arriba en lb/pg²
- p₂, es la presión corriente abajo en lb/pg²
- T, es la temperatura interna en °R
- K, es una constante representando las perdidas de presión en la entrada y salida debido a los cambios de diámetro en el flujo
- C_d, es el coeficiente de descarga
- γ_g, densidad relativa del gas

El flujo a través de estranguladores puede ser de dos tipos: subcrítico y crítico.

7.7. PERFIL DE TEMPERATURAS EN SISTEMAS DE GAS FLUYENDO.

Es evidente que las relaciones de flujo presentadas así lejos de los cálculos de flujo, se requiere un valor de temperatura de flujo con el fin de determinar las propiedades efectivas del gas y la presión de rocío. Para evitar la complejidad, la mayoría de los cálculos asumen que el perfil de temperaturas es lineal. Esta propuesta no está demasiado lejos de la realidad, en general da buenos resultados en algunos casos, sin embargo, los cálculos de flujo y temperatura más precisa pueden necesitarse. Como en los casos donde ocurren los cambios de fase durante el flujo de gas a través de la tubería.

La presión y temperatura son variables mutuamente dependientes del flujo, las pérdidas de presión dependen de la misma extensión de la temperatura y la temperatura depende de la presión que gobierna los cambios en la entalpía del fluido, el coeficiente de transferencia de calor total y otros parámetros muy precisos se requieren para generar un perfil de temperaturas, pero estos son muy difíciles de calcular u obtener por que a veces no hay suficientes datos y solo a través de ensayo y error se obtiene algunos de ellos.

7.7.1 TEMPERATURA DE FLUJO EN TUBERÍAS DE PRODUCCIÓN.

Para una temperatura de flujo dada, T_1 , y una temperatura alrededor del suelo T_s , la temperatura de flujo de gas en un tubería de producción depende de los cambios de calor dado con su alrededor, dado por el coeficiente de transferencia de calor total, el efecto Joule-Thomson debido a los cambios de presión causados por la fricción la velocidad y los cambios de elevación: los cambios de fase en el

gas debido a los cambios de presión y temperatura y a las pérdidas de energía durante el flujo que es la transferencia de calor.

Considerando estos factores Papay (1970) derivó la siguiente ecuación asumiendo un flujo de gas en estado estacionario, para una temperatura T_{L_x} a una distancia L_x en la entrada de la tubería de producción.

$$T_{L_x} = T_s + (T_1 - T_s)e^{-KL_x} \quad (7.39)$$

donde

$$K = k/mc_p v$$

- c_p , es el calor específico en Btu/lbm-°F
- v , es la velocidad del fluido en ft/seg
- m , es el gasto de masa en lbm/seg
- K , es la conductividad térmica en Btu/ft-seg-°F
- T_{L_x} , es la temperatura en algún lugar L_x en °F
- L_x , es la distancia del fondo del pozo o un punto donde entra el fluido en pies
- T_1 , es la temperatura en el punto donde entra el fluido ($L = 0$) en °F
- T_s , es la temperatura alrededor del pozo.

CAPITULO 8

FLUJO MULTIFASICO GAS-LIQUIDO.**8.1 INTRODUCCIÓN: FLUJO MULTIFASICO GAS-LIQUIDO.**

Como se indico anteriormente, rara vez los pozos de gas producen puro gas "seco", algo de liquido (aceite y agua) casi siempre esta asociado con este. Para cantidades pequeñas de producción de liquido, el flujo se puede considerar de una sola fase y las relaciones presentadas en el capitulo 7 se pueden emplear haciendo pequeñas modificaciones para calcular la producción. Cuando una gran cantidad de líquido esta asociada al gas, sin embargo, el flujo multifasico gas-liquido prevalece y tales modificaciones no son de gran validez. El gas y el líquido pueden existir como mezcla homogénea ó como fases independientes, llamadas patrones de flujo tales como: bache, niebla, emulsión ó burbuja. Las caídas de presión para condiciones de flujo multifasico son mayores para flujo multifasico que para flujo en una sola fase y en algunos casos, el flujo multifasico puede ser muy inestable.

En un principio las relaciones de flujo para una sola fase se modificaron para emplearse en flujo multifasico dando resultados erróneos, por ejemplo las líneas de producción quedaban muy sobrediseñadas ó subdiseñadas. Una línea de flujo sobrediseñada no solamente es costosa, si no que para condiciones de flujo en dos fases estas pueden tener operaciones inestables, con baches de líquido y fluctuaciones de presión. Generalmente el líquido y el gas son transportados a través de diferentes líneas en la superficie y tales cálculos pueden no necesitarse.

Las correlaciones de flujo multifásico son más importantes para pozos con una producción de líquido significativo o para predecir las condiciones de una carga de líquido en un pozo de gas que produce gas seco.

8.2 MÉTODO APROXIMADO PARA SISTEMAS DE DOS FASES.

Para corrientes de flujo de gas con una RGL (relación gas-líquido) mayor que 10,000 ft³/bl se puede asumir que el gas está en una sola fase. Esto es común para un yacimiento de gas seco, donde la producción de aceite y gas en la superficie existe como gas dentro del yacimiento. Las cantidades pequeñas de líquido contenido en el gas se pueden considerar para modificar las propiedades que son afectadas por la presencia de líquido. Estas incluyen el peso molecular, la densidad relativa del gas y el factor de compresibilidad Z.

El peso molecular de una corriente de flujo que consiste de gas así como de líquido se puede calcular de la composición de la mezcla. La densidad relativa del gas de la corriente de flujo total, γ_w , se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$\gamma_w = \frac{R_g \gamma_g + 4584 \gamma_o}{R_g + 132,800 \gamma_o / M_o} \quad (8.1)$$

donde

- R_s , es la relación gas-aceite en ft³/bl
- γ_g , es la densidad relativa del gas
- γ_o , es la densidad relativa del aceite
- M_o , es el peso molecular del aceite a condiciones de tanque

Si no se conoce M_o se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$M_o = \frac{44.29\gamma_o}{1.03 - \gamma_o} = \frac{6084}{\text{°API} - 5.9} \quad (8.2)$$

La densidad relativa del líquido generalmente se especifica en términos de °API; se puede transformar en densidad relativa γ_o , como sigue:

$$\gamma_o = \frac{141.5}{\text{°API} + 131.5} \quad (8.3)$$

El factor de compresibilidad del gas (factor Z), se puede obtener de graficas empleando la presión y temperatura críticas calculadas para la corriente de flujo total (empleando γ_w) y se puede corregir por la presencia de dos fases empleando la Fig. 8.1.

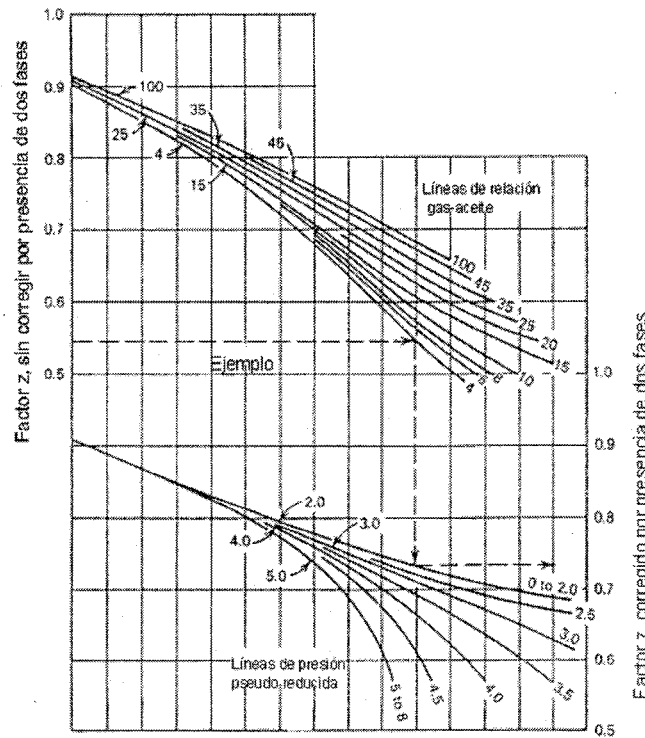


Figura 8.1 Factor de corrección para un sistema de gas natural de dos fases.

8.3 FLUJO MULTIFASICO.

Para condiciones de flujo que no se pueden aproximar como una sola fase de gas, es necesario emplear procedimientos más complejos. El flujo multifasico se ha estudiado por diversos investigadores y varias correlaciones están disponibles.

Para nuestros propósitos, vamos a considerar el siguiente método que es el empleo de curvas de gradiente de presión contra distancia. Las curvas de gradiente de presión son graficas presión vs. distancia de una tubería de un diámetro dado. Para ciertas propiedades del aceite y el gas a varias relaciones gas/liquido y gastos.

Algunas de las curvas de gradiente de presión más empleadas fueron elaboradas con correlaciones de flujo multifasico (figuras 8.2a y 8.2b.)

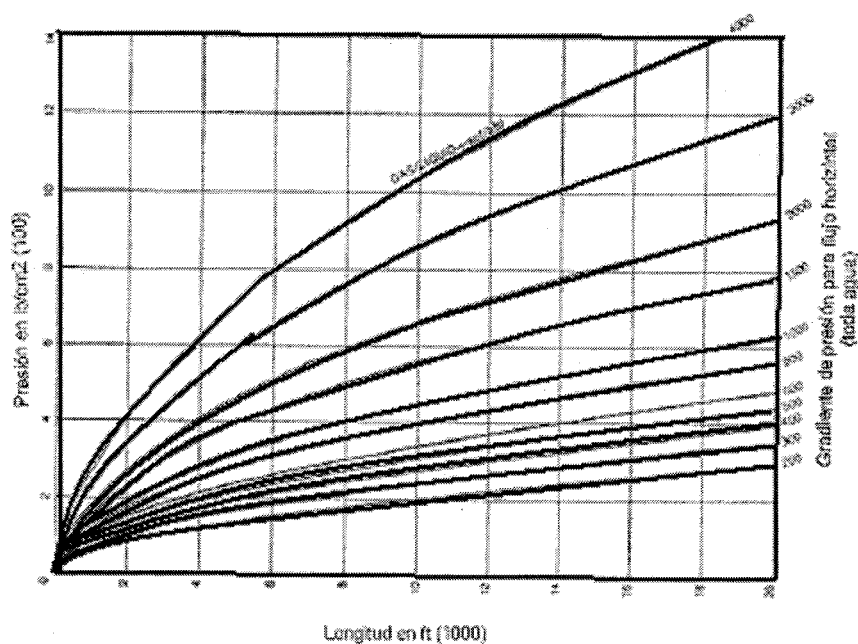


figura 8.2a

Tamaño de la tubería	2 pg. DI.	Densidad relativa del gas	0.065
Gasto de producción	800 bpd.	Temperatura promedio	120 °F
Densidad relativa de agua	1.07		

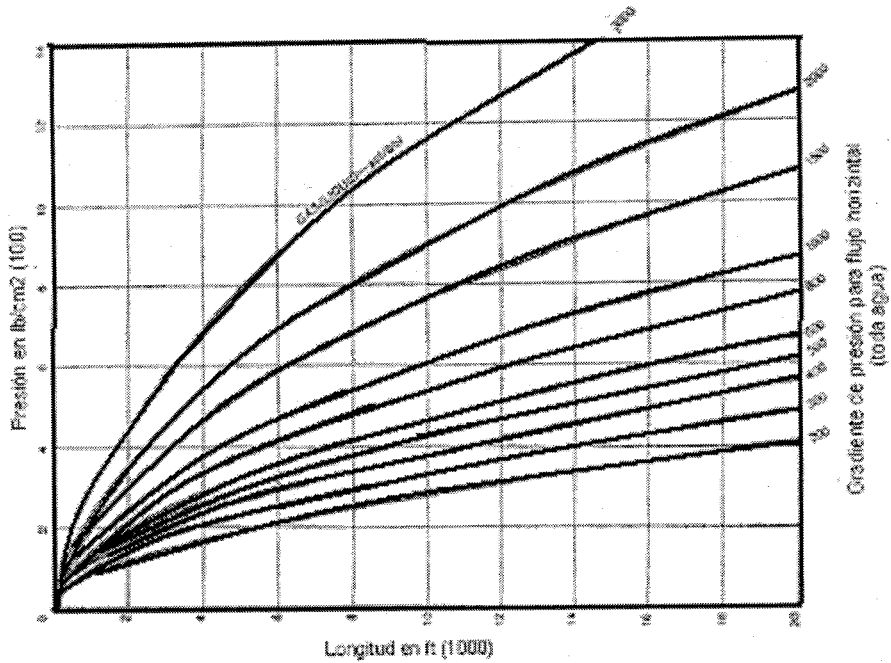
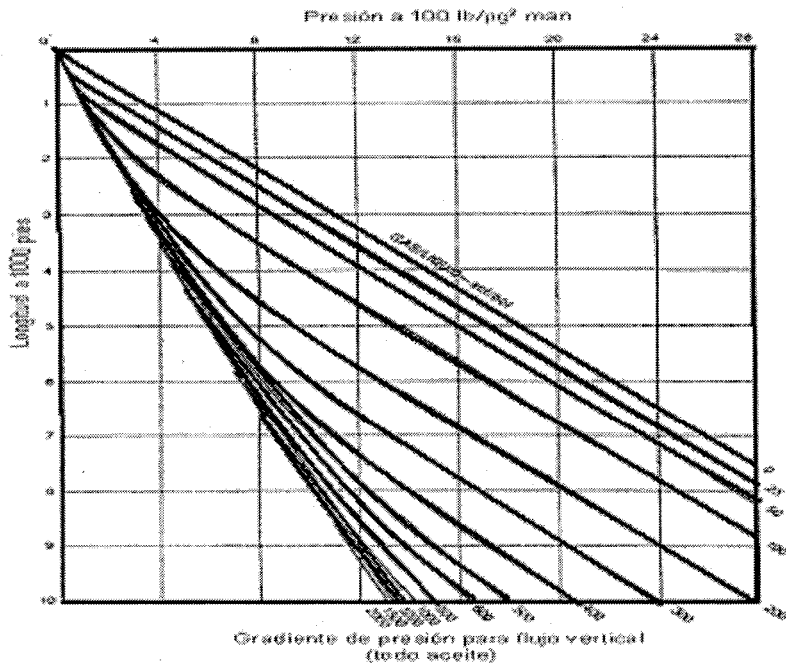


figura 8.2b

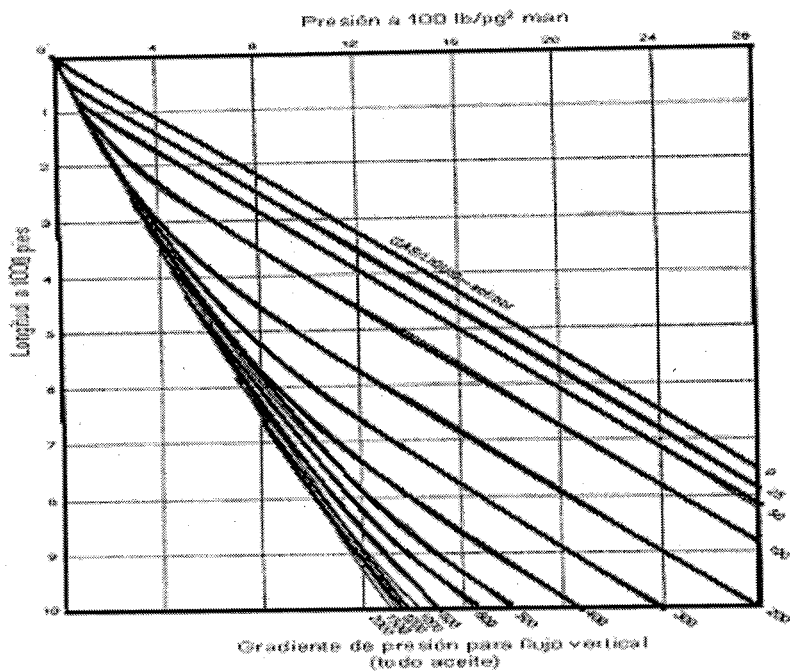
Tamaño de la tubería 2 pg. DI. Densidad relativa del gas 0.065
 Gasto de producción 800 bpd. Temperatura promedio 120 °F
 Densidad relativa de agua 1.07



Gradiente de Presión para Flujo Vertical

Tamaño de la tubería 2 pg. DI. Densidad relativa del gas 0.65
 Gasto de producción 600 bpd. Temperatura promedio 140 °F
 Grados API del aceite 1.07

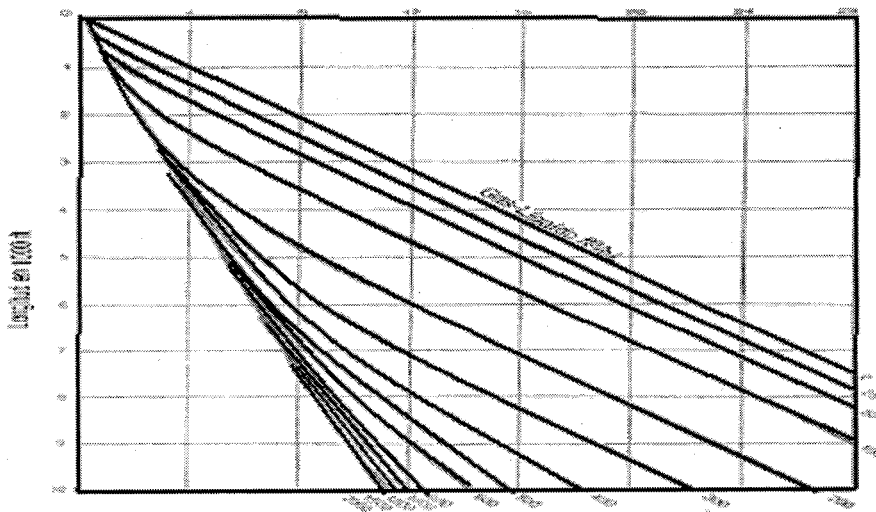
Figura 8-2c



Gradiente de Presión para Flujo Vertical

Tamaño de la tubería	2 pg. DI.	Densidad relativa del gas	0.65
Gasto de producción	1000 bpd.	Temperatura promedio	140 °F
Grados API del aceite	1.07		

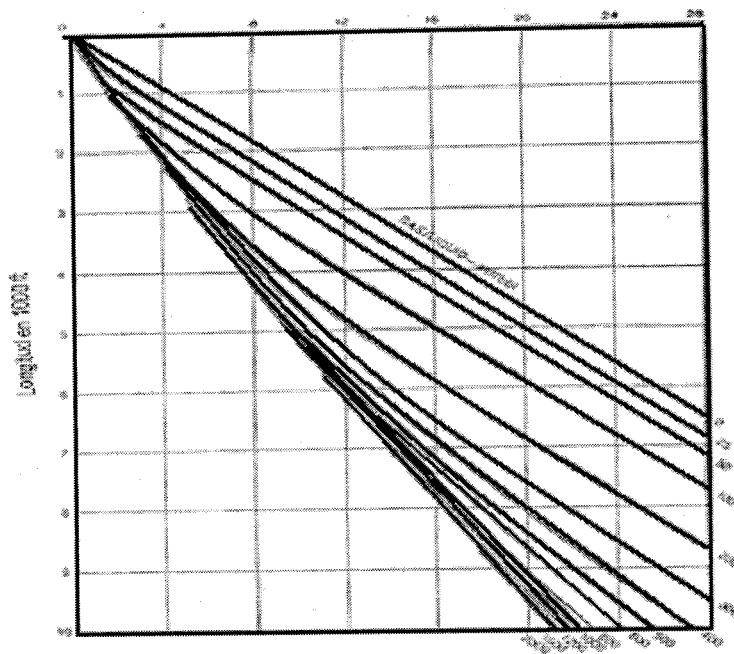
Figura 8-2d



Gradiente de Presión para Flujo Vertical

Tamaño de la tubería	2.5 pg. DI.	Densidad relativa del gas	0.65
Gasto de producción	800 bpd.	Temperatura promedio	140 °F
Grados API del aceite	35°API		

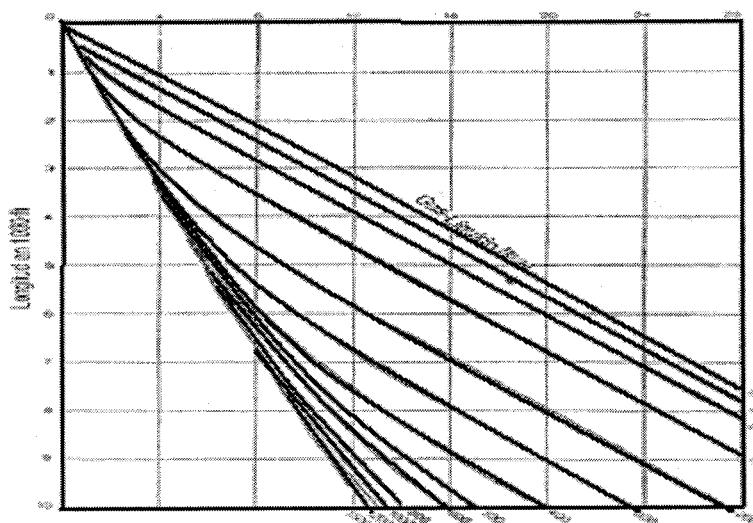
Figura 8-2e



Gradiente de Presión para Flujo Vertical
(50 % aceite- 50 % agua)

Tamaño de la tubería	2. pg. DI.	Densidad relativa del gas	0.65
Gasto de producción	1000 bpd.	Temperatura promedio	140 °F
Grados API del aceite	35°API	Densidad relativa del gas	1.074

Figura 8-2f



Gradiente de Presión para Flujo Vertical

Tamaño de la tubería	2.5 pg. DI.	Densidad relativa del gas	0.65
Gasto de producción	800 bpd.	Temperatura promedio	140 °F
Grados API del aceite	35°API		

Figura 8-2g

8.3.1 CURVAS DE GRADIENTE DE PRESIÓN PARA FLUJO HORIZONTAL, GAS-LIQUIDO.

Las curvas de gradiente de presión para flujo horizontal mostradas en las figuras 8.2a y 8.2b, fueron preparadas empleando correlaciones de flujo multifasico como ya se dijo y ofrecen resultados satisfactorios excepto para gastos bajos y relaciones bajas de gas / liquido. Aunque estas graficas fueron preparadas para agua, estas se pueden emplear para aceite. Siempre que la relación gas/aceite, se emplee como el parámetro G/L, como sigue:

1. Seleccionar la curva para el tamaño de línea de flujo, gasto y la relación gas-liquido.
2. En el eje de las presiones, localizar la presión conocida, ir verticalmente hacia abajo, aplicar la curva de relación gas-liquido y leer la longitud en el eje de la longitud.
3. Corregir esta longitud por la longitud de las tuberías: adicionar la longitud de las tuberías para determinar la longitud en el paso 2, si la presión conocida es la presión de salida o substrayendo la longitud de las tuberías de la longitud en el paso 2, si la presión conocida es la presión, en la entrada.
4. La presión desconocida es la presión que corresponde a la longitud corregida determinada en el paso 3.

Ejemplo 8.1.

Un pozo produce a 1,500 bpd de aceite con una relación gas-aceite $G/O = 800$ ft^3/bl a una presión en la cabeza de 700 lb/pg^2 , determine la presión de separación para una tubería de 2.5 pg. de diámetro y 9,000 pies de longitud.

Solución:

Suponiendo que la presión de 700 lb/pg² no hay gas en solución entonces la relación gas/aceite es de 800 ft³/bl. Entonces empleando la Fig. 8.2d y el procedimiento antes descrito:

$$P_{\text{sep.}} = 400 \text{ lb/pg}^2$$

8.3.2 CURVAS DE GRADIENTE DE PRESIÓN PARA FLUJO VERTICAL, GAS-LIQUIDO.

Las curvas de gradiente de presión para flujo vertical, Fig. 8-2c y 8-2d, son empleadas de manera similar a las curvas de flujo horizontal.

1. Seleccionar la grafica para el tamaño de tubería dada, gasto y la relación gas-liquido.
2. En el eje de las presiones, localizar la presión conocida, ir verticalmente hacia abajo, hasta la curva de relación gas-liquido y leer la profundidad en el eje de la profundidad.
3. Corregir la profundidad por: adicionar la profundidad del pozo para determinar la profundidad en el paso 2, si la presión conocida, es la presión en la superficie o sustrayendo la profundidad del pozo de la profundidad en el paso 2, si la presión conocida, es la presión en el fondo del pozo.
4. La presión desconocida es la presión que corresponde a la profundidad corregida en el paso 3.

Ejemplo 8.2

Una presión de fondo de pozo, p_{wf} , de 2,000 lb/pg², produce 1,000 bpd de aceite con una relación gas aceite G/O = 30 ft³/bl si la tubería tiene un diámetro de 2.5

pg. y una profundidad de 8,000 ft. Determinar la presión en la cabeza del pozo,

p_{wh} .

Solución:

Empleando la figura 8.2e para flujo vertical:

Una $p_{wf} = 2,000 \text{ lb/pg}^2$ le corresponde una profundidad de 9,000 ft aproximadamente, por lo tanto, la p_{wh} es igual a la presión correspondiente a la profundidad = $9,000 - 8,000 = 1000 \text{ ft}$

Entonces la $p_{wh} = 100 \text{ lb/pg}^2$.

8.3.3 POZOS DIRECCIONALES.

Para pozos direccionales con desviaciones de las verticales menores a $15-20^\circ$, la profundidad vertical verdadera se puede emplear para aproximarse a la presión. Esta aproximación, sin embargo, es inválida para desviaciones que exceden los 20° , porque un pozo desviado tiene una mayor longitud que un pozo vertical a la misma profundidad. Resultando una mayor pérdida por fricción en la cabeza. Además el colgamiento, definido como la fracción de volumen de flujo ocupado en el ducto por el líquido, que difiere y puede ser mayor para flujo inclinado que para flujo vertical.

Los cálculos de gradiente de presión se pueden aproximar empleando las curvas de flujo vertical y horizontal, como sigue:

1. Determinar la pérdida de presión, empleando solo la profundidad vertical verdadera y aplicando la correlación de flujo vertical

2. Asumir un valor de la presión de entrada o salida, las cuales se desconocen, y calcular la presión promedio en la entrada o salida.
3. Determinar la pérdida de presión debido a la fricción, por la longitud extra de tubería de producción, empleando las correlaciones de flujo horizontal y la presión promedio estimada en el paso 2.
4. Calcular la pérdida de presión total por la desviación del pozo. Esta es igual a la suma de las pérdidas de las dos presiones obtenidas en los pasos 1 y 3. De esta nueva pérdida de presión total, determinar una nueva estimación de presión en la entrada o salida, la cual se desconoce.
5. Repetir los pasos 2 al 4 hasta que la presión desconocida (en la entrada o salida) de los pasos 2 y 4 que esté dentro de una tolerancia.

Ejemplo 8.3.

En un pozo direccional, la profundidad vertical verdadera es de 5,000 ft y se tiene una tubería de 2 pg. de diámetro y 7,500 ft de longitud, dados: $p_{wh} = 100 \text{ lb/pg}^2$, $q = 100 \text{ bpd}$, (50 % de agua) y una relación gas-liquido $G/L = 80 \text{ ft}^3/\text{bl}$, Determinar la presión de fondo del pozo, p_{wf}

Solución:

Empleando la Fig. 8.2f para flujo vertical:

$$p_{wf}^* = 1,100 \text{ lb/pg}^2 \text{ para la profundidad vertical de 5,000 ft.}$$

Un procedimiento por ensaye y error es requerido para determinar la presión de fondo de pozo, p_{wf} . Una primera suposición es de $p_{wf} = 1,150 \text{ lb/pg}^2$.

Entonces, la presión promedio

$$\left(\bar{p}\right), \quad \bar{p} = (p_{wh} + p_{wf})/2 = (100 + 1,150)/2 = 625 \text{ lb/pg}^2.$$

Empleando la longitud adicionada de 2,500 ft, entonces la presión corriente abajo encontrada es de 525 lb/pg².

Por lo tanto, la perdida de presión debido a la fricción en la tubería extra de 2,000 ft es:

$$\Delta p_f = 625 - 525 = 100 \text{ lb/pg}^2.$$

$$\text{Así, } p_{wf} = p_{wf}^* + p_f = 1,100 + 100 = 1,200 \text{ lb/pg}^2.$$

Segundo ensayo: asumir el valor de $p_{wf} = 1,200 \text{ lb/pg}^2$.

$$\left(\bar{p}\right), \quad \bar{p} = (p_{wh} + p_{wf})/2 = (100 + 1,200)/2 = 650 \text{ lb/pg}^2, \text{ de la correlación de flujo}$$

horizontal, la presión corriente arriba = 550 lb/pg².

$$\text{Así, } \Delta p_f = 650 - 550 = 100 \text{ lb/pg}^2, \text{ y } p_{wf} = 1,100 + 100 = 1,200 \text{ lb/pg}^2$$

$$\text{Así, } p_{wf} = 1,200 \text{ lb/pg}^2$$

8.3.4 FLUJO A TRAVÉS DE ESTRANGULADORES.

Generalizando la ecuación para flujo critico multifasico a través de estranguladores. Se escribe:

$$q_1 = \frac{p_u d^a}{bR^c} \quad (8.4)$$

donde:

- q_1 , es el gasto del liquido en bpd

- p_u , es la presión corriente arriba en lb/pg^2
- d , es el diámetro interno del estrangulador en 64 avos de pg
- R , es la relación gas-liquido producido en ft^3/bls
- a, b, c , son constantes empíricas

Varios investigadores han propuesto diferentes valores para a, b y c , sin embargo la correlación de Gilbert's(1954) emplea: $a = 1.89, b = 10.0$ y $c = 0.546$

$$q_1 = \frac{p_u d^{1.89}}{(10)R^{0.546}} \quad (8.5)$$

Ejemplo 8.5

Un pozo produce a través de una tubería con un diámetro de 2.5 pg . y una profundidad de 5,000 pies, con un gasto de $q_o = 1,000$ bpd con una relación gas-aceite $G/O = 600 \text{ ft}^3/\text{bl}$. Este pozo produce grandes cantidades de arena cuando la producción de aceite es mayor a 1,000 bpd, por lo tanto se requiere instalar un estrangulador. Debido a los problemas de hidratos se ha hecho imposible la instalación de un estrangulador superficial, un estrangulador de fondo de pozo se debe diseñar. Se propone que el estrangulador se instale a una profundidad de 4,000 pies y a 1,000 pies del fondo de la tubería. Para un gasto de aceite de 1,000 bpd, la presión de fondo de pozo puede asumirse a $1,400 \text{ lb/pg}^2$. Determine: (a) El tamaño del estrangulador requerido y (b) La presión en la cabeza del pozo, asumiendo que el flujo a través del estrangulador es crítico. ($p_u = 2p_d$)

Solución.

Empleando la Fig. 8-2g, la presión a 1,000 pies arriba del fondo de la tubería es igual a $1,175 \text{ lb/pg}^2$.

Así, $p_u = 1,175 \text{ lb/pg}^2$, implicando que $p_d = 1,175 \text{ lb/pg}^2 / 2 = 588 \text{ lb/pg}^2$.

(a) Empleando la ecuación 8-5

$$d^{1.89} = \frac{(10)(1,000)(600)^{0.546}}{1,175} = 279.8$$

Así, $d = (279.8)^{1/1.89} = 19.71/64 \text{ o } 20/64 \text{ pg}$.

(b) Empleando la Fig. 8-2p para $p_d = 588 \text{ lb/pg}^2$, la presión en la cabeza del pozo es:

$$P_{wh} = 100 \text{ lb/pg}^2$$

8.4. CARGA DE LÍQUIDO EN POZOS DE GAS.

La carga de líquido en pozos de gas, se refiere a la acumulación del líquido en el agujero de un pozo de gas fluyente, esto es un problema común de operación en la producción de gas. La carga de líquido impone una contra presión adicional sobre la formación productora, restringiendo el flujo de gas.

La carga de líquido ocurre en los pozos de gas que tienen una producción de líquido pero no tienen suficiente energía para eliminar el líquido producido.

Existen dos fuentes de líquidos en un pozo de gas. El agua y los hidrocarburos condensados provenientes de la condensación de los hidrocarburos del gas y el agua de la formación productora. Si la velocidad del gas no es bastante grande para transportar estos líquidos a la superficie, estos se acumulan en el fondo del pozo. La contra presión en la formación debido a la carga de la columna hidrostática de este líquido reduce el gasto y la velocidad del gas producido. Este

proceso continua hasta que se muere el pozo o solo se produce intermitentemente.

Turner y col. Conceptualizaron dos modelos físicos para eliminar el líquido de los pozos de gas: el movimiento de una película de líquido a lo largo de las paredes de la tubería y el atropamiento de las gotas de líquido en la corriente de gas. Gasto mínimo para la remoción continua del líquido. De acuerdo con el modelo de goteo, el gasto mínimo de gas para descargar un pozo de gas es uno que pueda capturar grandes gotas de líquido que puedan existir en la corriente de gas que se mueve hacia arriba

CAPITULO 9

COMPRESIÓN DEL GAS**9.1 INTRODUCCIÓN: COMPRESIÓN DEL GAS.**

Debido al enorme desarrollo de la tecnología en la época actual, el ingeniero requiere de un buen conocimiento de los equipos para el transporte de los fluidos en sistemas complejos de tuberías. Casi ya no hay industrias o servicios públicos que no utilicen equipos de bombeo o compresión de un tipo u otro. Al seleccionar una compresora para una aplicación específica, el ingeniero se interesa en varias características de estos equipos, algunas de estas son:

- La capacidad, la energía o carga suministrada al fluido,
- La potencia requerida para accionar La unidad de compresión.
- La eficiencia de dicha unidad.

El diseño mecánico de estos equipos es bastante complejo y la selección de una unidad apropiada para un uso en particular, demanda un conocimiento de la importancia de cada factor. Para tener las características antes mencionadas, el ingeniero o fabricante necesita cierta información pertinente al problema en particular.

En términos generales es necesario conocer: El tipo y la naturaleza del fluido que será transportado. ¿Es corrosivo?, ¿A que temperatura?, ¿Es viscoso o no viscoso?, ¿Contiene sólidos en suspensión?, ¿Las condiciones de succión, y las condiciones de descarga?, ¿Qué presión se requiere?, ¿Capacidad necesaria, así como la gama de capacidades que la unidad puede proporcionar?, ¿Tipo de flujo,

continuo ó intermitente?, ¿Potencia disponible para accionar la unidad de compresión?, ¿Costos de la unidad?, ¿Localización de la unidad?, ¿Existe espacio disponible?, ¿Qué espacio se requiere?.

La función principal de una compresora, es aumentar la presión del gas que fluye a través de ella. Este incremento de presión se lleva a cabo mediante la adición de energía al sistema de fluido. La compresión no es más que la adición de energía al gas con el fin de incrementar la presión del mismo.

9.2 TIPOS DE COMPRESORAS.

Cuando se trata de fluidos compresibles (gas y vapores), el equipo suele llamarse compresor o compresora y el motor para accionar este equipo puede ser una turbina de gas, o un motor de combustión interna, etc. Las compresoras para gas pueden ser clasificadas en: compresoras de desplazamiento positivo, compresoras centrífugas y compresoras axiales. Las compresoras de desplazamiento positivo, incluyen a las maquinas reciprocantes y a las maquinas rotatorias.

9.2.1 COMPRESORAS RECIPROCANTES.- Las compresoras reciprocantes, son maquinas de desplazamiento positivo, las cuales pueden suministrar gas a presiones sumamente altas, por ejemplo a 35,000 lb/pg² abs.

Un compresor reciprocante consiste de un pistón que se mueve dentro de un cilindro. Estos pueden ser de dos tipos: de acción simple, en el cual el pistón comprime de un solo lado, y de doble acción, en el cual dos pistones de simple acción operan en paralelo dentro de un cilindro, por lo tanto la compresión es de

ambos lados. Además el pistón, el cilindro, una válvula de succión y una válvula de descarga son proporcionados; la válvula de succión abre cuando la presión en el cilindro disminuye menos que la presión en la entrada, la válvula de descarga abre cuando la presión en el cilindro es igual ó excede la presión de descarga.

9.2.2 COMPRESORAS ROTATORIAS.-Son maquinas de desplazamiento positivo que se caracterizan por una descarga continua y casi uniforme de gas. Los principales tipos de compresoras rotatorias son: las lobulares, de paletas deslizantes y rotatorias de pistón.

En este tipo, una acción positiva de los elementos de rotación se emplea para comprimir y desplazar. Un compresor rotatorio ofrece una presión diferencial baja, pero puede manejar grandes cantidades de gas a baja presión comparada con su potencia. Estos son fáciles de instalar y su operación y mantenimiento se hace principalmente en sistemas de distribución donde la presión diferencial entre la succión y la descarga es pequeña.

9.2.3 COMPRESORAS CENTRÍFUGAS. En un compresor centrífugo, el flujo de gas es radial y la transferencia de energía es afectada principalmente por los cambios de fuerzas centrífugas que actúan en el gas. El impulsor debe ser radial ó debe tener unas veletas inclinadas reversibles generalmente entre dos pestañas. La acción mecánica de la rápida rotación de las veletas del impulsor fuerza al gas hacia el impulsor. Así la velocidad generada es transformada en presión. Un compresor centrífugo, tiene bajos costos de mantenimiento por que estos tiene menos partes móviles, solo la flecha y el impulsor giran. La descarga es continua y

sin variaciones cíclicas. La presión de descarga de una sola etapa es mayor a 100 lb/cm², pero la capacidad de flujo es muy alta, mayor a los 100, 000 pies cúbicos.

9.2.4 COMPRESORAS AXIALES.- EN un compresor axial, el flujo de gas es paralelo a la flecha del compresor axial, por que a diferencia de un compresor centrífugo aquí no hay acción de vórtice. La energía es transferida por medio de un número de aspas. Cada etapa consiste de dos filas de aspas, una fila gira y la otra permanece estática. Ambos el rotor y el estator contribuyen al aumento de la presión generada por el compresor axial

9.3. SELECCIÓN DEL COMPRESOR

Se deben considerar varios factores en la selección de un compresor para una aplicación en particular. Un sistema de compresión de multietapas puede emplear diferentes tipos de compresores para cada etapa con el fin de optimizar el desarrollo ó un mejor manejo de las operaciones futuras. Algunas consideraciones mayores en la selección de compresores se describen más adelante. La discusión se limita a dos principales tipos de compresores para el manejo del gas natural: compresor recíprocante y centrífugo.

9.3.1 CARACTERÍSTICAS DEL GAS. Las características del gas como la relación de calores específicos, compresibilidad ó contenido de humedad no afectan el tipo de compresor seleccionado. La composición del gas sin embargo, afecta los compresores centrífugos, se requieren más etapas, si la densidad del gas en la entrada es baja. Un compresor de desplazamiento positivo no es

afectado por el peso molecular del gas, la densidad relativa del gas ó la densidad en la entrada

9.3.2 GASTO. Para grandes gastos las maquinas centrífugas pueden ser empleadas para etapas de compresión baja y maquinas reciprocantes para etapas de presión alta. Para gastos relativamente bajos un compresor recíprocante puede emplearse para todas las etapas.

9.3.3 RELACIÓN DE COMPRESIÓN Y PRESIÓN DE OPERACIÓN. Bajas relaciones de compresión con capacidad moderada favorecen a un compresor centrífugo. Una alta relación de compresión y una presión mayor favorecen a un compresor recíprocante. Hay muchos factores involucrados por lo que definir una frontera precisa entre estos dos tipos es difícil.

9.3.4 TEMPERATURA DE OPERACIÓN. Los compresores centrífugos son menos afectados por temperaturas muy altas o muy bajas que un compresor recíprocante, en el que las limitantes de temperatura son impuestas por los lubricantes. Sin embargo, la máxima temperatura de descarga debe mantenerse sin ningún limitante para evitar problemas de operación. Ninguno de los compresores tiene ventaja significativa en este caso. Los ínter enfriadores se emplean entre etapas para superar los problemas de la temperatura.

9.3.5 MOTORES DE COMPRESORES. La fuente de poder para impulsar un compresor también influye en la elección. Generalmente el motor es seleccionado basándose sobre la fuente de energía disponible.

Los compresores centrífugos son siempre preferidos si se impulsa con una turbina ó el tipo reciprocante si se maneja con un motor eléctrico.

9.4. PROCESOS DE COMPRESIÓN.

Los procesos de compresión del gas pueden ser caracterizados termodinámicamente en tres tipos: compresión isotérmica, compresión isotropica o adiabática reversible y compresión politropica.

9.4.1 COMPRESIÓN ISOTÉRMICA. La compresión isotérmica ocurre cuando la temperatura es constante durante el proceso de compresión. El comportamiento presión-volumen del gas esta dado por:

$$p_1V_1 = p_2V_2 = C \quad (9.1)$$

donde

- p_1, p_2 , es la presión del gas en el sistema 1 y 2 respectivamente.
- V_1, V_2 , son los volúmenes en el sistema 1 y 2 respectivamente
- C , es una constante

9.4.2 COMPRESIÓN ISOTROPICA. El proceso de compresión es adiabática reversible o isotropica (entropía constante), si el gas se comporta como un gas ideal, no se le adiciona calor para eliminar el gas durante la compresión en el

proceso y no se presenta fricción. El comportamiento presión-volumen del gas bajo la compresión isotropica esta dado por:

$$p_1 V_1^K = p_2 V_2^K = C \quad (9.2)$$

Donde K es el exponente isotropico, el cual es igual a la relación de calor especifico a una presión constante (c_p) y el calor especifico a un volumen constante (c_v), para el gas.

$$K = \frac{c_p}{c_v} \quad (9.3)$$

Donde c_p y c_v están en Btu/lbmole.

K se puede expresar para un gas ideal como:

$$K = \frac{c_p}{c_v} = \frac{c_p}{c_p - 1.986} \quad (9.4)$$

y

$$\frac{K}{K-1} = \frac{c_p}{1.986} \quad (9.5)$$

9.4.3 COMPRESIÓN POLITROPICA. Para un gas real, bajo condiciones reales (con transferencia de calor y fricción), el proceso de compresión es politropico, donde el exponente politropico n, se aplica en lugar del exponente adiabático.

$$p_1 V_1^n = p_2 V_2^n = C \quad (9.6)$$

Ejemplo 9.1

Un gas se comprime de 100 lb/pg² y 150 °F hasta 200 lb/pg². Determine los parámetros de compresión (K, Z, γ_g) en el extremo de la succión.

El gas tiene la siguiente composición (expresado en fracción mole)

$$C_1 = 0.9216, C_2 = 0.0488, C_3 = 0.0185, i-C_4 = 0.0039, n-C_4 = 0.0055, i-C_5 = 0.0017$$

Solución:

Componente	y_i	M_i	p_{ci}	T_{ci}	C_{pi}
C_1	0.9216	16.043	667.8	343.1	8.95
C_2	0.0488	30.070	707.8	549.8	13.78
C_3	0.0185	44.097	616.3	665.7	19.52
$i-C_4$	0.0039	58.124	529.1	734.7	25.77
$n-C_4$	0.0055	58.124	550.7	765.4	25.81
$i-C_5$	0.0017	72.151	490.4	828.8	31.66

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

$$\text{por lo tanto, } \gamma_g = M/28.97 = 17.737/28.97 = 0.612$$

$$p_{pc} = \sum y_i p_{ci} = 667.313 \text{ lb / pg}^2 \text{ y } T_{pc} = \sum y_i T_{ci} = 363.831^\circ R$$

$$\text{por lo tanto, } p_{pr} = p/p_{pc} = 100/667.313 = 0.150,$$

$$\text{y } T_{pr} = T/T_{pc} = (460+150)/363.831 = 1.667$$

de la Fig. 3.2(capitulo. 3) el factor Z del gas en la succión ≈ 1 .

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

De la Fig. 3.8(capitulo 3) para $p_{pr} = 0.150$ y $T_{pr} = 1.667$, $\Delta c_p = 0.15 \text{ Btu/lbmole} - ^\circ R$

$$c_p = c_p^0 + \Delta c_p = 9.578 + 0.15$$

$$\text{Por lo tanto, } = 9.728 \text{ Btu / lbmole} - ^\circ R$$

$$= 0.548 \text{ Btu / lbm}^\circ R$$

$$\text{De la ecuación 9.4 } K = \frac{c_p}{c_p - 1.986} = \frac{9.728}{9.728 - 1.986} = 1.2565$$

9.5. FUNDAMENTOS DE DISEÑO DE COMPRESORES.

Desde la perspectiva de los usuarios de un compresor, como los ingenieros de producción de gas, el diseño de un compresor de gas solo involucra determinar la capacidad del compresor y la potencia requerida para una aplicación dada, con el fin de seleccionar el tamaño y tipo de compresor requerido.

9.5.1 MULTIETAPAS. Existen límites prácticos para la cantidad permitida de compresión. Para una sola etapa de compresión, la limitación varía con el tipo de compresor e incluye lo siguiente:

- Temperatura de descarga
- Eficiencia de compresión
- Problemas de esfuerzo mecánico
- Incremento diferencial de presión
- Relación de compresión
- Efecto de separación

Donde existan limitaciones, es necesario emplear compresión multi-etapas (en serie). Además, las multi-etapas se pueden requerir desde un punto de vista para la optimización. Por ejemplo, con incrementos en la relación de compresión r , la eficiencia del compresor decrece y el esfuerzo mecánico y los problemas de temperatura se hacen más rigurosos. Por lo tanto, si una mayor relación de compresión se requiere, un compresor de multi-etapas se debe emplear. Los inter enfriadores generalmente son empleados entre las etapas para incrementar la eficiencia de compresión así como bajar la temperatura del gas, especialmente por las altas relaciones de compresión.

9.5.2 MÉTODOS DE DISEÑO DE UN COMPRESOR.

Los tres métodos empleados para cálculo de diseño de un compresor son:

1. Aproximación analítica
2. Graficas de entalpía vs. entropía, conocidas como diagramas de Mollier.
3. Graficas empíricas

9.5.3 APROXIMACIÓN ANALÍTICA. De acuerdo con la ecuación general de energía, el trabajo teórico requerido para comprimir una unidad de masa de gas de una presión p_1 en una etapa 1 a una presión p_2 en una etapa 2, esta dado por:

$$w = \int_{p_1}^{p_2} V dp + \Delta v^2 / 2g_c + (g/g_c)\Delta z + l_w \quad (9.7)$$

donde

- w , es el trabajo ejercido por el compresor sobre el gas en ft-lbf/lbm
- V , es el volumen de una unidad de mas de gas en ft^3/lbm
- p , es la presión en lbf/ft^2
- v , es la velocidad del gas en ft/seg .
- z , es la elevación en ft
- l_w , perdidas de trabajo debido a la fricción en $\text{ft-lbf}/\text{lbm}$
- g , aceleración gravitacional ($=32.17 \text{ ft}/\text{srg}^2$)
- g_c , es la constante de conversión que relaciona a la masa y el peso ($=32.17 \text{ lbm-ft}/\text{lbf-seg}^2$)

También podemos calcular a w de la siguiente manera:

$$w = \frac{k}{k-1} \frac{(53.345)T_1}{\gamma_g} (r^{(k-1)/k} - 1) \quad (9.8)$$

donde

- $r = (p_2/p_1)$ es la relación de compresión.
- w , es el trabajo de compresión ft-lbf/lbm

La potencia requerida para comprimir el gas, q , medido a condiciones estándar esta dado por:

$$\frac{IHP}{MMPCD} = \frac{3.0303 p T_1}{T} \frac{k}{k-1} (r^{(k-1)/k} - 1) \quad (9.9)$$

Donde: p , en lb/pg², T , en °R, k , es la relación de calor específico a condiciones de succión.

Este análisis asume el comportamiento de gas ideal, donde la desviación del comportamiento del gas ideal es significativo, entonces modificando la ecuación anterior se tiene:

$$IHP = \frac{3.0303 q p T_1 (Z_1 + Z_2)}{2 Z_1 T} \frac{k}{k-1} (r^{(k-1)/k} - 1) \quad (9.10)$$

donde

- Z_1 y Z_2 es el factor de compresibilidad del gas
- T , es la temperatura en la entrada en °R
- IHP. Potencia ideal requerida para comprimir gasto (q) en MMPCD

9.5.4 DIAGRAMAS DE MOLLIER. Los diagramas de Mollier, son graficas de entalpía vs. entropía, en función de la presión y la temperatura. Los diagramas de

Mollier para gases naturales pueden emplearse para densidades relativas en el rango de 0.6 a 1.0.

Estos diagramas se obtuvieron a través de pruebas de ensayo y error o en pruebas de laboratorio.

Este método es una buena técnica para resolver problemas de compresión, para compresores que tienen una compresión isentrópica, tal como el compresor recíprocante, siempre que las graficas de Mollier estén disponibles para la compresión del gas considerado. Entonces la ecuación para calcular los IHP es:

$$IHP = \frac{1.6376 \times 10^{-5} n_g (h_2 - h_1)}{t}$$

9.5.5 GRAFICAS EMPÍRICAS. Este método emplea graficas elaboradas por el fabricante que relacionan los requerimientos de potencia con las variables de compresión aplicables. Este método tiene ventajas, es simple y fácil de usar y da directamente los requerimientos reales que incluyen eficiencia y otros factores para un compresor real. Sin embargo, como solo las variables más importantes en la compresión son consideradas y las graficas son específicas para cada tipo de gas y compresor supuestos, este método no es muy exacto y no se aplica para todos los casos.

9.5.6 CALCULO DE LA POTENCIA AL FRENO REAL A PARTIR DE LA POTENCIA IDEAL.

La potencia real proporcionada o suministrada por el impulsor del compresor es conocida como potencia al freno (BHP). Los BHP requeridos por un compresor

siempre son mayores que la potencia ideal o teórica IHP. La pérdida de energía se representa por dos tipos de eficiencia: eficiencia de compresión, η_c , y eficiencia mecánica del compresor, η_m . La eficiencia de compresión es la relación del trabajo teórico requerido para un proceso dado (IHP) y el trabajo real requerido dentro del cilindro del compresor para comprimir y descargar el gas (GHP):

$$\eta_c = \frac{IHP}{GHP} \quad \text{o} \quad GHP = \frac{IHP}{\eta_c} \quad (9.11)$$

La eficiencia de compresión η_c , incluye desviaciones debido a los efectos termodinámicos de los procesos teóricos de compresión, fricción del fluido y pérdidas por fugas.

Para un compresor reciprocante además se puede incluir un factor conocido como eficiencia volumétrica. La eficiencia de compresión no incluye pérdidas mecánicas. Además de algunos factores relacionados al mismo compresor que pueden afectar los procesos de compresión, la eficiencia de compresión es afectada por las condiciones de operación, tales como la presión de succión, relación de compresión y la carga y la velocidad del compresor. El grado en que estos factores afectan la eficiencia del compresor, sin embargo, es diferente para los diferentes tipos de compresores.

La eficiencia mecánica, definida como la relación de potencia de compresión requerida dentro de la cámara de compresión para una potencia real suministrada, a la compresora, incluye las pérdidas por fricción en: los sellos, valeros, anillos del pistón y otras partes móviles.

$$BHP = GHP + \text{pérdidas mecánicas} = \frac{GHP}{\eta_m} \quad (9.12)$$

La eficiencia mecánica η_m , se relaciona con el tipo de compresor, sus detalles de diseño y las condiciones mecánicas de la unidad. Los parámetros de operación en el proceso de compresión no afectan. Los BHP pueden calcularse directo de los IHP empleando un factor de eficiencia η :

$$BHP = \frac{IHP}{\eta} \quad (9.13)$$

Donde la eficiencia η , es igual al producto de la eficiencia de compresión y mecánica

$$\eta = \eta_c \eta_m \quad (9.14)$$

En compresores modernos, η_c , esta en un rango de 83 % hasta 93 % y η_m , en 88 % hasta 95 %. Así, la eficiencia de compresión total $\eta = \eta_c \eta_m$ esta en el rango de 73 % hasta 88 % para compresores modernos.

9.6. DISEÑO DE COMPRESORES RECIPROCANTES.

9.6.1 NUMERO DE ETAPAS. El primer parámetro de diseño de un sistema de compresión es determinar el número de etapas. Es necesario emplear multietapas de compresión, para superar limitaciones, tales como las relaciones de compresión alcanzable inherente en la compresión mono-etapa. En el diseño de un compresor recíprocante, la relación de compresión r , rara vez excede del valor de 4.0 y una $r \leq 6$ es considerada el límite práctico.

La relación de compresión óptima para cada etapa esta dada por:

$$r_{opt} = (r_t)^{1/n_s} = (p_d / p_s)^{1/n_s} \quad (9.15)$$

donde

- r_{opt} , es la relación de compresión óptima para cada etapa
- r_t , es la relación de compresión total
- n_s , es el número de etapas
- p_d , es la presión de descarga final en lb/pg²
- p_s , es la presión de succión en la primera etapa en lb/pg²

Ejemplo 9.2

Para el problema dado en el ejemplo 9.1, cual es la relación de compresión y cuantas etapas del compresor recíprocante son requeridas sí: (a) no se requiere Inter.-enfriador y (b) si se requiere inter-enfriador.

Solución;

(a) Sin Inter.-enfriador.

De la ecuación 9.15 $r_{opt} = (p_d / p_s)^{1/n_s} = (2,500/100)^{1/n_s} = 25^{1/n_s}$

Para $n_s = 1$, $r = 25$ el cual es demasiado alto y por lo tanto es inaceptable

Para $n_s = 2$, $r = 5$ el cual es menor que 6, por lo tanto es aceptable

Así, 2 etapas de compresión se requieren, para una $r_{opt} = 5$

(b) Con Inter.-enfriador.

Tomando en cuenta la caída de presión entre etapas,

$$r_{opt} = (25/0.97)^{1/n_s} = 25.773^{1/n_s}$$

Repitiendo el procedimiento, para $n_s = 2$, $r = 5.077$, el cual es menor que 6, por lo tanto es aceptable

Así, 2 etapas de compresión se requieren, dado una $r = 5.077$

9.6.2 REQUERIMIENTOS DE POTENCIA. La potencia ideal IHP, para un compresor recíprocante se puede obtener empleando el método analítico o las gráficas de Mollier

9.6.3 EFICIENCIA VOLUMÉTRICA La eficiencia volumétrica, η_v , de un compresor recíprocante se define como la relación de volumen de gas entregado, corregido a la temperatura y la presión de succión, y el desplazamiento del pistón. Este representa la eficiencia del cilindro del compresor en la compresión del gas tomando en cuenta fugas de gas, calentamiento del gas conforme entra a la cámara de compresión, efecto de empuje en las válvulas, reexpansión del gas atrapado, etc.

La eficiencia volumétrica, incluyen factores para otros efectos tales como: llenado incompleto del cilindro, fugas, fricción(A) y lubricación (Lu), en el cual se emplea la siguiente ecuación:

$$\eta_v = 1 - A - Lu - Cl \left(\frac{Z_1 r^{1/k}}{Z_2} - 1 \right) \quad (9.16)$$

donde

- A, es el factor para el llenado incompleto del cilindro, fugas, fricción, etc.; este valor esta entre 0.03 y 0.06.
- Lu, es el factor de lubricación del compresor, generalmente 0.05 sin lubricación y cero para otros casos.
- Z_1 y Z_2 , es el factor de compresibilidad del gas en la succión y descarga respectivamente.

- Cl, es el claro, $v_3 / (v_1 - v_3)$

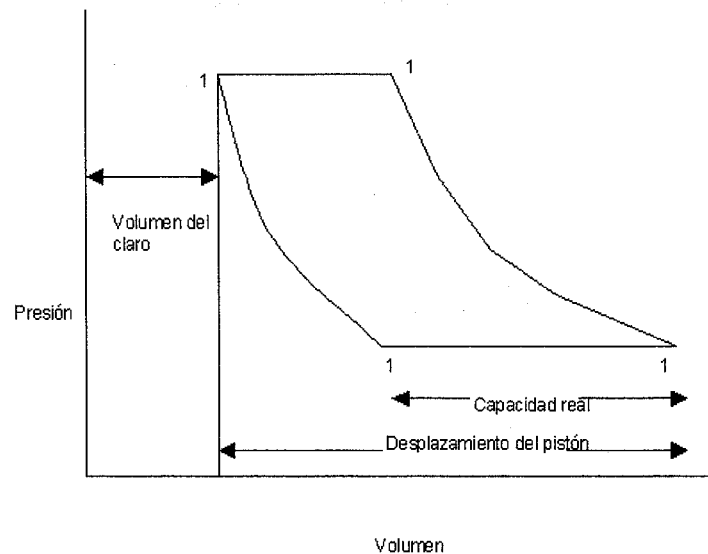


Figura 9.1 Diagrama presión volumen para el ciclo de compresión de un compresor recíprocante real mostrando el efecto del claro (eficiencia volumétrica)

9.6.4 CALCULO DIRECTO DE LA POTENCIA AL FRENO. Los requerimientos de potencia al freno (BHP) para un compresor recíprocante, se pueden calcular directamente de graficas. Estas graficas, presentan la potencia al freno requerida por cada millón de pies cúbicos de gas por día (BHP/MMPCD), referida a alguna presión de succión y a una temperatura de entrada, contra la relación de compresión, r , para diferentes valores del exponente isentrópico, k . Las figuras 9-2, 9-3 y 9-4, muestran las graficas echas por la compañía Ingersoll-Rand.

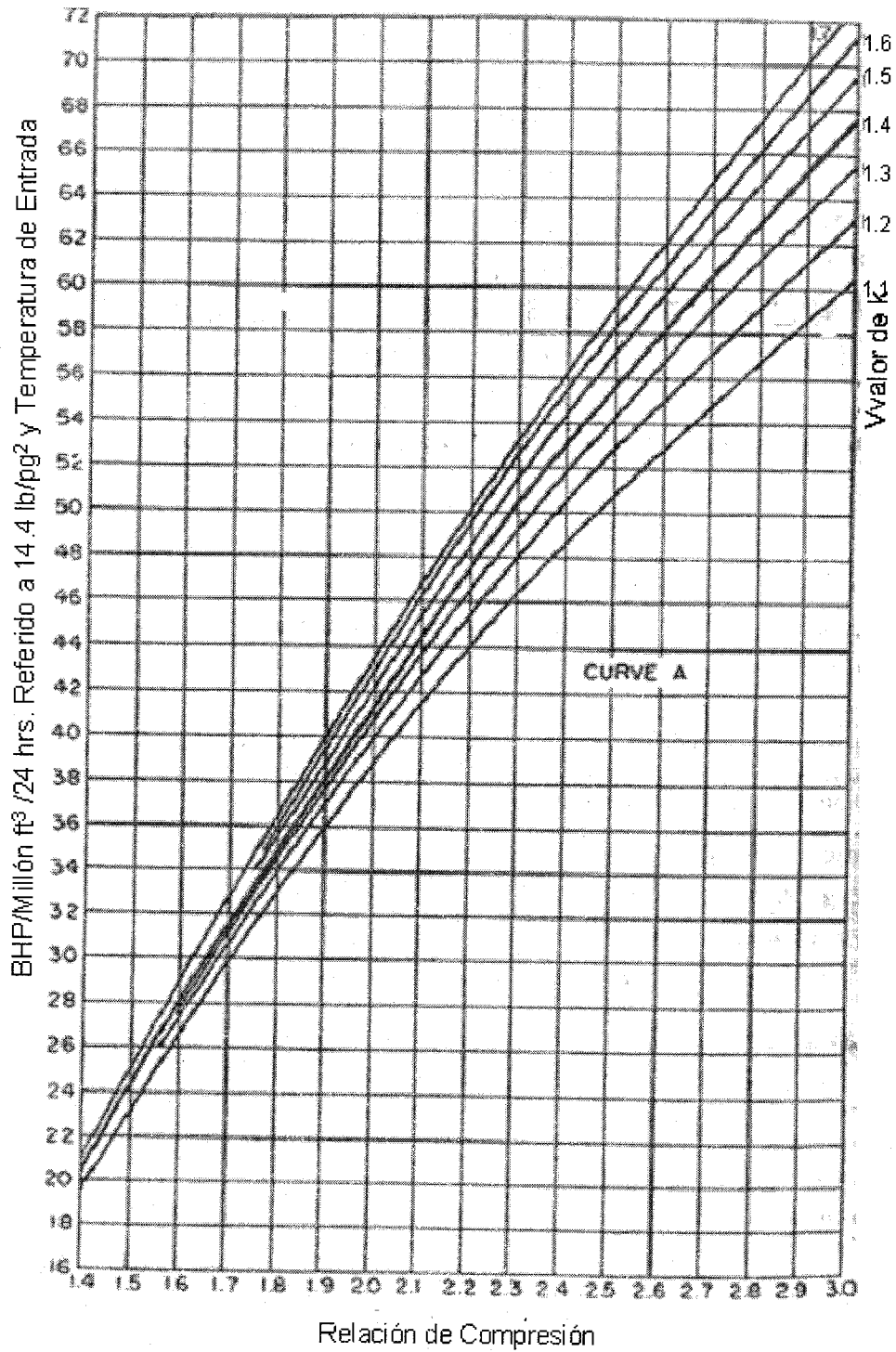


Figura. 9-2 Requerimientos de potencia de compresión para un compresor recíprocante.

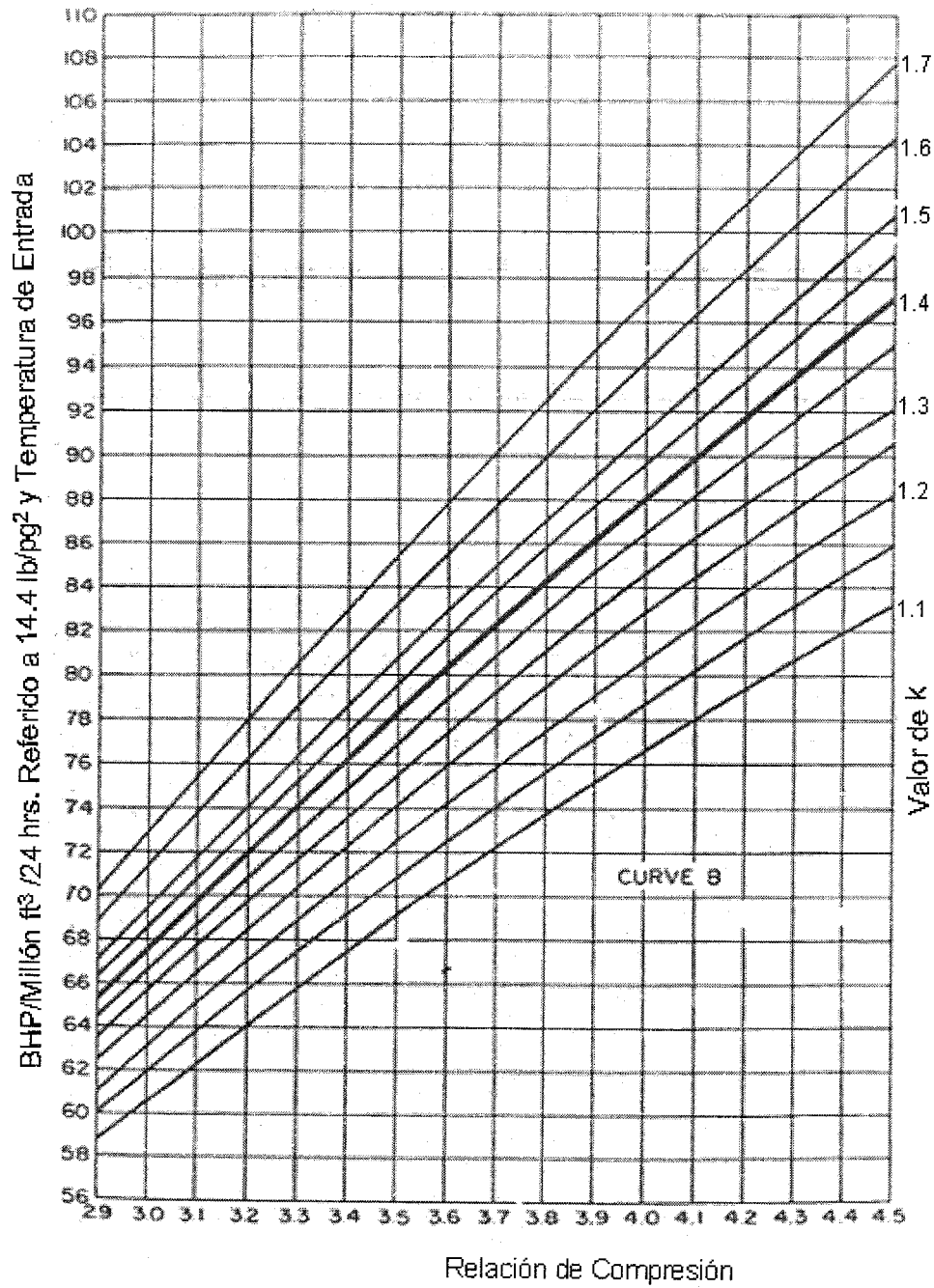


Figura. 9-3 Requerimientos de potencia de compresión para un compresor recíprocante.

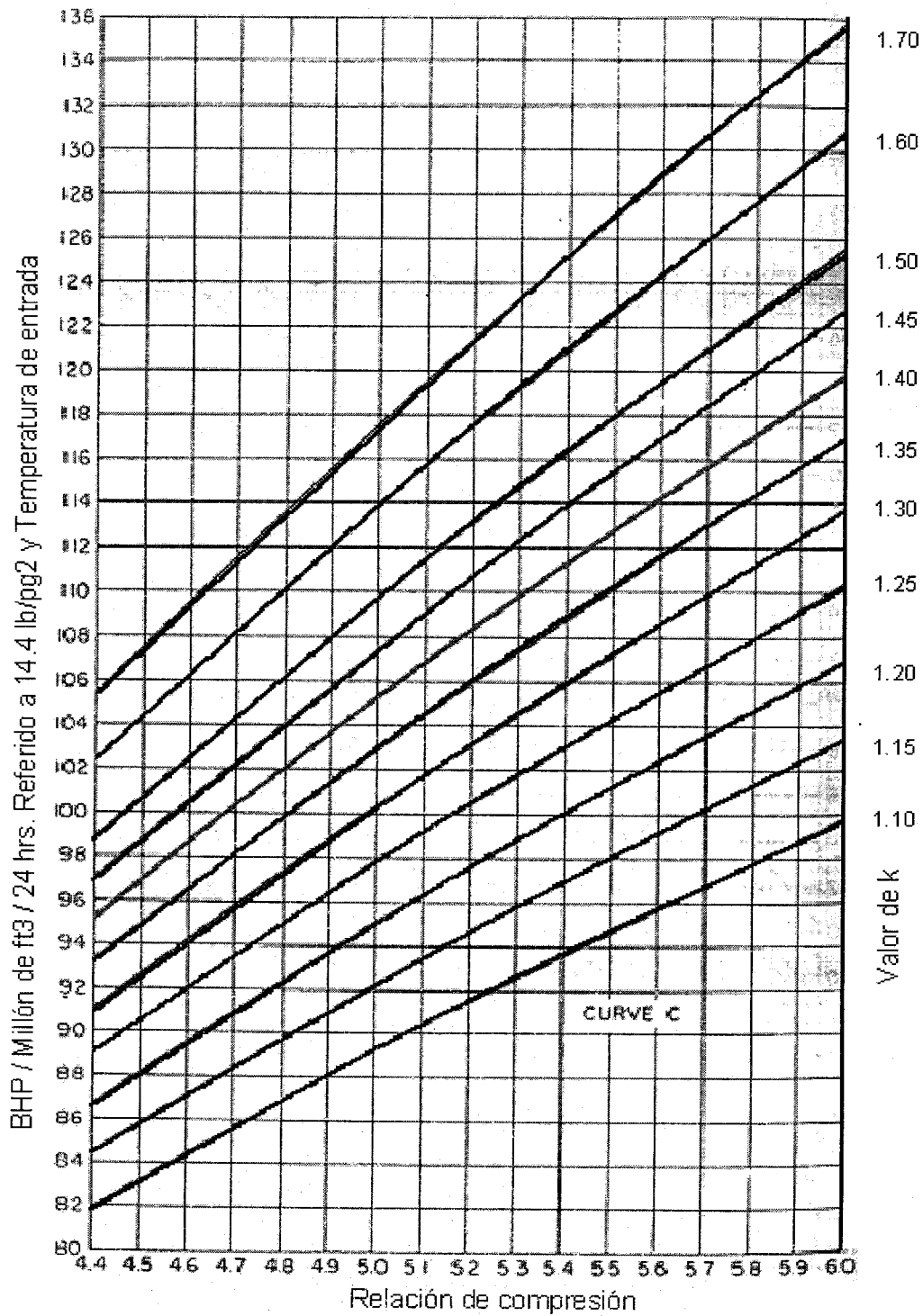


Figura. 9-4 Requerimientos de potencia de compresión para un compresor recíprocante.

9.6.5 VELOCIDAD DEL COMPRESOR Y LONGITUD DE LA EMBOLADA. La longitud de la embolada y/o la velocidad del compresor se seleccionan sobre la siguiente relación para la capacidad de flujo del compresor recíprocante.

$$q_{rc} = \left(\frac{\pi}{4}\right) d^2 L S \eta_v \quad (9.17)$$

donde

- q_{rc} , es la capacidad del compresor recíprocante, en $\text{ft}^3/\text{unidades de tiempo}$.
- d , diámetro del pistón, en ft.
- L , longitud de la embolada, en ft.
- S , velocidad del compresor, emboladas/unidades de tiempo.
- η_v , eficiencia volumétrica.

Para un compresor recíprocante de doble acción, el volumen ocupado por la varilla del pistón se debe contabilizar. Así, además del incremento la eficiencia volumétrica, la capacidad real de un compresor recíprocante puede incrementarse incrementando la velocidad del compresor y la longitud de la embolada.

Ejemplo 9.3.

Un sistema con un compresor recíprocante se diseña para comprimir 5 millones de pies cúbicos de gas, con un ínter enfriador y un postenfriador que enfría el gas a 150°F . Calcular:

- a) La potencia al freno, empleando el método analítico.
- b) determinar si la primera etapa puede manejarse con un compresor con una velocidad de 1,200 rpm, si el diámetro del pistón es de 12 pulgadas y la longitud de la embolada es de 3 pies.

Datos adicionales: $\eta = 0.80$, $A = 0.05$, $Lu = 0$ y $Cl = 0.08$, se desprecian los efectos por el factor de compresibilidad.

Solución.

Del ejemplo 9.1 y 9.2 se tiene:

$$\gamma_g = 0.612, \quad k = 1.2565, \quad r = 5.077, \quad \eta_s = 2 \text{ etapas}$$

a) método analítico.

Empleando la ecuación 9.10 para cada una de las dos etapas:

$$IHP = \frac{(3.0303)(5)(100)(150)(1.2565)}{(0.2565)(150)} (5.077^{0.2565/1.2565} - 1) = 2,919.1 \text{ hp}$$

Por lo tanto, la potencia al freno (BHP) para la primera etapa es:

$$BHP = 2,919.1 / 0.80 = 3,648.9 \text{ hp}$$

Para la segunda etapa es:

$$BHP = 3,648.9 \text{ hp}$$

b) velocidad del compresor para la primera etapa.

Empleando la ecuación 9.12 con $Z_1 = Z_2 = 1$

$$\eta_v = 1 - 0.05 - 0 - 0.08(5.077^{1/1.2565} - 1) = 0.7385$$

Empleando la ecuación 9.13, la capacidad de flujo de un compresor dado es :

$$q_{rc} = \left(\frac{\pi}{4} \right) (1^2) (3) (1,200) (0.7385) = 2,088.06 \text{ ft}^3 / \text{min.} = 3.0 \text{ MMft}^3 \text{ pd}$$

Así, el compresor dado no puede manejar 5 millones de pies cúbicos de gas.

9.7. DISEÑO DE COMPRESORES CENTRÍFUGOS.

Método analítico.

Los cálculos para un compresor centrífugo son muy similares a los compresores recíprocos. Una expresión analítica para la potencia IHP, se puede derivar similarmente de la ecuación de un compresor recíproco, reemplazando el exponente isentrópico por el exponente politrópico n .

$$IHP = \frac{3.0303qpT_1(Z_1 + Z_2)}{2Z_1T} \frac{n}{n-1} (r^{(n-1)/n} - 1) \quad (9.18)$$

donde

- IHP, potencia teórica requerida para la compresión en hp.
- Z_1 y Z_2 es el factor de compresibilidad del gas en la succión y descarga respectivamente.
- T , es la temperatura en la entrada en °R
- q , es el gasto de gas en MMft³pd.
- n , exponente politrópico.
- r , es la relación de compresión.

Para un compresor centrífugo, el trabajo requerido para la compresión es representado por la carga politrópica, h_p , similar al trabajo requerido w , para un compresor recíproco.

$$h_p = \frac{1545RT_1(Z_1 + Z_2)}{2Z_1M} \frac{n}{n-1} (r^{(n-1)/n} - 1) \quad (9.15)$$

donde

- h_p , es la carga politrópica en ft-lbf/lbm
- R , es la constante del gas en lb/pg²-ft³ / lbmole-°R
- M , es el peso molecular del gas en lbm/lbmole

- 144, factor de conversión de lb/pg² a lbf/ft²

Así la potencia de compresión ideal, IHP, para un flujo masico de gas de lbm/min., esta dado por:

$$IHP = \frac{mh_p}{33,000} \quad (9.16)$$

donde

- IHP, es la potencia compresión ideal requerida en hp.
- m, gasto de gas en lbm/min.
- 33,000, factor para convertir la potencia requerida de ft-lbf/min. a hp

LA POTENCIA DE GAS, GHP, esta dado por:

$$GHP = \frac{mh_p}{33,000\eta_p} \quad (9.17)$$

donde η_p es la eficiencia de compresión politrópica.

9.7.1 CALCULO DE LA POTENCIA REAL. Los BHP, para un compresor centrífugo generalmente se calculan adicionando las perdidas mecánicas e hidráulicas a los GHP.

$$Bhp = GHP + HPL_m + HPL_h$$

Donde HPL_m y HPL_h , son las perdidas de potencia mecánica e hidráulica respectivamente, en hp.

Las pérdidas de potencia mecánica, generalmente están en el rango de 7 hasta 50 hp, dependiendo de la velocidad y el tamaño de la carcaza de la unidad. Las perdidas de potencia hidráulica, consisten de las perdidas en el pistón y en la

carcaza varían entre 0.3 % hasta 2.5 % de la potencia al gas GHP, dependiendo principalmente del tamaño de la unidad. Con incrementos en el tamaño, las pérdidas mecánicas se incrementan, mientras que las pérdidas hidráulicas decrecen.

9.7.2 NÚMERO DE ETAPAS. La carga politrópica h_p , es un indicador del número de etapas requerido para la compresión centrífuga. El número de etapas requerido, n_s , esta dado por:

$$n_s = \frac{h_p}{9,500} \quad (9.18)$$

Donde 9,500 ft-lbf/lbm es un límite asignado a cada etapa de compresión centrífuga

9.7.3 VELOCIDAD DEL COMPRESOR. El rendimiento de un compresor centrífugo depende de su velocidad. La capacidad varía directamente con la velocidad, S , la carga desarrollada varia con el cuadrado de la velocidad, y la potencia varia con el cubo de la velocidad.

$$q \propto S$$

$$h_p \propto S^2$$

$$BHP \propto S^3$$

Ejemplo 9.4

Determinar la potencia de un compresor centrifugo para comprimir 10 millones de pies cúbicos diarios de gas a condiciones de succión de 150 lb/pg² y 80 °F hasta 500 lb/pg², otros datos: $\gamma_g = 0.60$, $k = 1.296$ y Z_1 y $Z_2 = 1$.

Solución.

$$r = 500/150 = 3.333$$

$$M = (28.97)(\gamma_g) = (28.97)(0.60) = 17.382 \text{ lbm/lb-mole}$$

$$\text{Capacidad de flujo} = 10 \text{ MMPCD} = (10 \times 10^6)/(24 \times 60) = 6,944.4 \text{ cfm}$$

de la figura 9.5, para $q = 6,944.4 \text{ cfm}$, $\eta_p = 0.725$

entonces de la siguiente ecuación.

$$\frac{n-1}{n} = \frac{k-1}{k\eta_p} = \frac{0.296}{(1.296)(0.725)} = 0.315$$

entonces

$$h_p = \frac{(1,545)(460 + 80)}{(17.382)(0.315)} (3.333^{0.315} - 1) = 70,292.1 \text{ ft-lbf/lbm}$$

la densidad del gas a condiciones de succión es igual a:

$$\rho_1 = \frac{p_1 M}{Z_1 R T_1} = \frac{(150)(17.382)}{(1)(10.732)(540)} = 0.45 \text{ lbm/ft}^3$$

por lo tanto, el gasto masico, m , es igual a:

$$m = q_1 \rho_1 = \frac{10 \times 10^6 \text{ ft}^3 / \text{dia}}{1,440 \text{ min} / \text{dia}} (0.45 \text{ lbm} / \text{ft}^3) = 3,125 \text{ lbm} / \text{min}.$$

entonces

$$GHP = \frac{(3,125)(70,292.1)}{(33,000)(0.725)} = 9,181.3 \text{ hp}$$

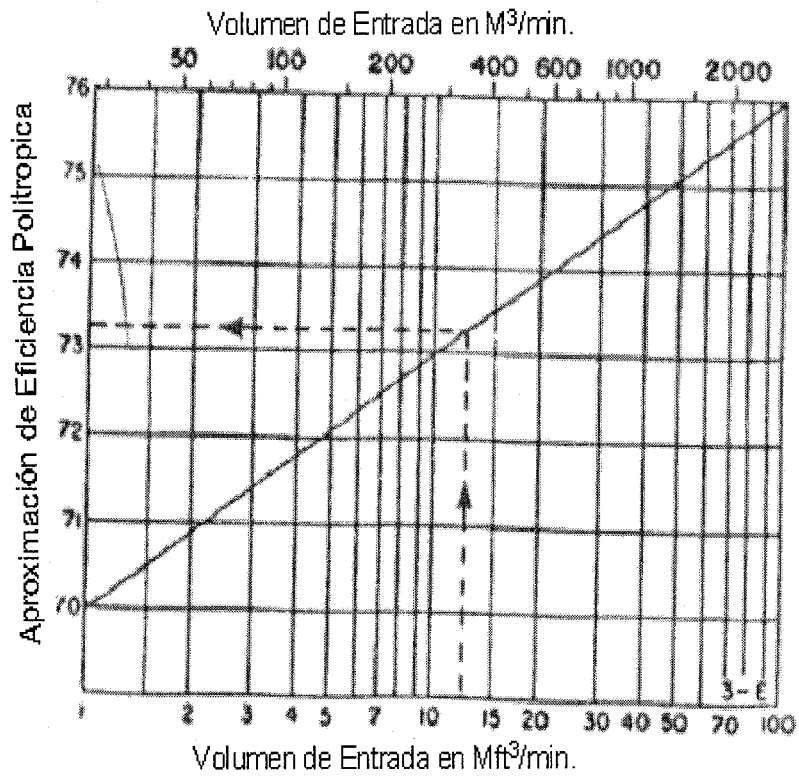


Figura 9.5 Aproximación de la eficiencia de compresión politrópica de un compresor dinámico vs. capacidad de entrada.

CAPITULO 10.

MEDICIÓN DEL FLUJO DEL GAS.**10.1 INTRODUCCIÓN: MEDICIÓN DEL FLUJO DE GAS**

El estudio sobre medición de fluidos se inicio hace varios siglos y fue como a principios del siglo XVII, cuando se empezaron a desarrollar las bases teóricas para el diseño de los modernos medidores diferenciales, muchos investigadores, Bennedetto Castelli y Evangelista Torricelli, investigaron las bases fundamentales de la medición, los cuales condujeron al principio de que el Q (gasto), era igual a la velocidad por el área. Por primera vez en el año de 1887, Clement Herschel, haciendo uso del trabajo de Venturi, desarrolla la aplicación comercial del tubo de Venturi, probando ser éste un medio práctico y económico para medir grandes volúmenes de flujo, sin embargo, como la ecuación de gases en éste tubo, y que son de expansión adiabática, resultaron muy complicadas y poco practicas para aplicarse más ampliamente a la medición del gas, esto trajo como consecuencia ciertas objeciones para su uso, aparte de que no existían otros medios más accesibles para la medición de grandes volúmenes de gas natural. Esto condujo, en el año de 1900 a la investigación de la aplicación de la placa de orificio como elemento de medición comercial.

10.2 FUNDAMENTOS DE MEDICIÓN

El flujo es una de las variables más difíciles de medir, por que éste no se puede medir directamente como la presión y la temperatura. Esto significa que debe ser deducido indirectamente, tal como la presión diferencial sobre una distancia específica, la velocidad de rotación de un elemento rotatorio, el gasto de desplazamiento en el comportamiento de medición, etc. Por esta y otras razones, algunas técnicas y dispositivos de medición de flujo se han desarrollado para algunos rangos de aplicación. Esta discusión es limitada para los dispositivos que se emplean en la industria del gas y el aceite.

10.2.1 ATRIBUTOS DE LOS DISPOSITIVOS DE FLUJO. Un medidor de flujo o dispositivo de medición se caracteriza por los siguientes parámetros:

10.2.1.1 EXACTITUD. Este sistema de medición de flujo tiene la habilidad de indicar el gasto real, dentro de un rango de gasto especificado. Esto es definido como la relación entre la diferencia del gasto real y el gasto medido, para un gasto real.

$$Exactitud = \frac{abs[gasto\ real - gasto\ medido]}{gasto\ real} \times 100 \quad (10.1)$$

Donde $abs(x)$ representa el valor absoluto del argumento x . La exactitud es reportada de cualquiera de las dos formas; en porcentaje o en lectura.

10.2.1.2 ALCANCE. El alcance de los medidores de flujo es una relación del gasto máximo entre el gasto mínimo en una exactitud específica.

$$\text{Alcance} = \frac{\text{gasto máximo que se puede medir}}{\text{gasto mínimo que se puede medir}} \quad (10.2)$$

10.2.1.3 CAPACIDAD DE REPETICIÓN. Es la habilidad de un medidor para reproducir la misma lectura medida para las condiciones de flujo idénticas sobre un periodo de tiempo. Esto es registrado como la diferencia máxima entre las lecturas medidas, algunas veces se reporta como un porcentaje de la escala total.

10.2.1.4 LINEALIDAD. Esta es una medida de la desviación de la curva de calibración de un medidor de una línea recta. Esto se puede especificar sobre un rango de gasto dado, ó un gasto dado.

10.3. MÉTODOS DE MEDICIÓN.

10.3.1 ELEMENTO PRIMARIO DE MEDICIÓN. Es un dispositivo el cual nos va a permitir medir nuestra variable en proceso, evitando una caída de presión por medio de una reducción del área del paso del fluido. Esto hace aumentar su velocidad y da origen a una presión diferencial que es la que utiliza el dispositivo secundario para registrar el flujo del fluido.

Entre los elementos primarios de medición más conocidos se encuentran: el tubo venturi, el pitot, la boquilla o tobera y la placa concéntrica, excéntrica o segmental.

10.3.2 TUBO VENTURI.- Se recomienda principalmente donde se requiere el máximo de exactitud en la medición de fluidos viscosos y cuando las

circunstancias obligan a mantener una caída de presión mínima, tanto que justifiquen el alto costo que significa la inversión original.

10.3.3 TUBO PITOT.- El tubo pitot, se recomienda solamente en donde una medición no requiera mucha exactitud, siempre y cuando el fluido este limpio, la línea sea grande y la velocidad sea alta.

10.3.4 TUBO DE DALL.- Se recomienda para la medición de fluidos limpios donde se requieran períodos mínimos de presión.

10.3.5 BOQUILLA O TOBERA.- Se utiliza para la medición de fluidos con pequeñas cantidades de sólidos en suspensión.

10.3.6 PLACA DE ORIFICIO.- Es el elemento primario de medición con el cual se produce la mayor pérdida de presión en comparación con los otros elementos primarios más comunes, por lo cual es el elemento de medición más empleado en la industria por la exactitud de los datos que proporciona. El tipo de placa de orificio concéntrico y filos rectos, se usa principalmente para fluidos libres de partículas en suspensión, el orificio concéntrico con el filo redondeado a la entrada de la placa se utiliza para medir fluidos muy viscosos.

10.4 MEDIDORES DE ORIFICIO

El orificio excéntrico y el segmentado tienen su aplicación en fluidos con partículas en suspensión siendo maquinado en la parte superior o inferior de la placa dependiendo del tipo de material que ha sido arrastrado.

El dispositivo primario de orificio se compone de una placa de orificio y un porta placa la cual esta construida de tal forma que se puede sacar y meter la placa estando la línea en operación, y sin interrumpir el flujo, es por eso que en la medición de gas es el dispositivo más utilizado, aparte de otras ventajas con que cuenta.

Para calcular el gasto se tiene la siguiente ecuación.

$$q_h = C' (h_w p_f)^{1/2} \quad (10.3)$$

en donde:

q_h es el gasto $\text{pie}^3/\text{hr.}$ a condiciones base

h_w es la presión diferencial en pg. de agua.

p_f es la presión estática absoluta en $\text{lb/pg}^2 \text{ abs.}$

C' es la constante del orificio y esta se calcula de la siguiente manera:

$$C' = (F_b)(F_r)(Y)(F_{pb})(F_{tb})(F_{tf})(F_g)(F_{pv})(F_m)(F_l)(F_a) \quad (10.4)$$

donde:

F_b , es el factor del orificio, cfh

F_r , numero de Reynold's

Y , factor de expansión

Y_1 , factor basado en la presión estática corriente arriba

Y_2 , factor basado en la presión estática corriente abajo

Y_m , es el promedio de la presión estática corriente arriba y corriente abajo

F_{pb} , factor de presión base.

F_{tb} , factor de temperatura base.

F_{tf} , factor de temperatura de flujo

F_g , factor de la densidad relativa del gas

F_{pv} , factor de súper compresibilidad

F_m , factor de manómetro.

F_l , factor de localización del medidor

F_a , factor de expansión térmica del orificio.

Factor de Orificio, F_b .

Este valor depende del tipo de tomas de presión, el diámetro de la tubería y el diámetro del orificio. F_b se puede obtener de las tablas 10.1.

Temperatura Base = 60 °F Temperatura de Flujo = 60c °F $(h_w/p_f)^{1/2} = \infty$																	
Presión Base = 14.73 lb/pg ² $\gamma_g = 1.0$ $h_w/p_f = 0$																	
Diámetro de la Tubería-Diámetro Interno Publicado y Nominal, en pg.																	
Diámetro del Orificio En pg.	2				3				4				6			8	10
	1.689	1.939	2.067	2.300	2.626	2.900	3.068	3.152	3.438	3.826	4.026	4.897	5.182	6.065	7.625	7.981	8.071
0.250	12.695	12.707	12.707	12.714	12.712	12.708	12.705	12.703	12.697	12.687	12.683	-	-	-	-	-	-
0.375	28.474	28.439	28.439	28.411	28.3963	28.382	28.379	28.373	28.364	28.353	28.348	-	-	-	-	-	-
0.500	50.77	50.587	50.587	50.435	50.356	50.313	50.292	50.284	50.258	50.234	50.224	50.197	50.191	50.182	50.178	-	-
0.635	80.090	79.509	79.809	79.052	78.818	78.686	78.925	78.598	78.523	78.450	78.421	78.338	78.321	78.296	78.287	-	-
0.750	117.09	115.62	115.62	114.52	113.99	113.70	113.56	113.50	113.33	113.15	113.08	112.87	112.82	112.75	112.72	-	-
0.875	162.95	159.56	159.56	157.12	156.00	155.41	155.14	155.03	154.71	154.40	154.27	153.88	153.78	153.63	153.56	153.34	153.31
1.000	219.77	212.47	212.47	207.44	205.18	204.04	203.54	203.33	202.75	202.20	201.99	201.34	201.19	200.96	200.85	200.46	200.39
2.000														870.93			

Tabla 10.1 Para el Factor de Orificio, F_b .

Factor de Numero de Reynolds, F_r .

Es el factor para la cantidad de desviación del coeficiente de descarga con el Número de Reynolds, este factor depende del diámetro de la tubería, la viscosidad, la densidad y la velocidad del gas. F_r se puede obtener de las tabla

10.2

$$F_r = 1 + \frac{b}{\sqrt{h_w p_f}}$$

Diámetro de la Tubería-Diámetro Interno Publicado y Nominal, en pg.

Diámetro del Orificio En pg.	2		3				4				6		8		10		
	1.689	1.939	2.067	2.300	2.626	2.900	3.068	3.152	3.438	3.826	4.026	4.897	5.182	6.065	7.625	7.981	8.071
0.250	0.0879	0.0911	0.0926	0.0950	0.0979	0.0999	0.1010	0.1014	0.1030	0.1047	0.1054	-	-	-	-	-	-
0.375	0.0677	0.0709	0.0726	0.0755	0.0792	0.0820	0.0836	0.0844	0.0867	0.0894	0.0907	-	-	-	-	-	-
0.500	0.0562	0.0576	0.0588	0.0612	0.0648	0.0677	0.0695	0.0703	0.0728	0.0763	0.0779	0.0836	0.0852	0.0880	0.0892	-	-
0.635	0.0520	0.0505	0.0506	0.0516	0.0541	0.0566	0.0583	0.0591	0.0618	0.0653	0.0670	0.0734	0.0753	0.0785	0.0801	-	-
0.750	0.0536	0.0485	0.0471	0.0462	0.0470	0.0486	0.0498	0.0504	0.0528	0.0561	0.0578	0.0645	0.0665	0.0701	0.0718	-	-
0.875	0.0595	0.0506	0.0478	0.0445	0.0429	0.0433	0.0438	0.04442	0.0460	0.0487	0.0502	0.0567	0.0587	0.0625	0.0643	0.0723	0.0738
1.000	0.0677	0.0559	0.0515	0.0458	0.0416	0.0403	0.0402	0.0403	0.0411	0.0430	0.0442	0.0500	0.0520	0.0557	0.0576	0.0660	0.0676
2.000														0.0273			

Tabla 10.2 Valores para el factor de Número de Reynolds,

Factor de Expansión, Y.

Toma en cuenta el cambio en la densidad del gas con los cambios de presión a través del orificio. Se puede obtener de la tabla 10.3:

$\beta = \frac{d}{D}$																			
$\frac{h_w}{P_h}$	2		3			4				6			8		10				
Relación	0.1	0.2	0.3	0.4	0.45	0.50	0.52	0.54	0.56	0.58	0.60	0.61	0.62	0.63	0.64	0.65	0.66	0.67	0.68
0.0	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000+	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
0.1	0.9889	0.9889	0.9889	0.9889	0.9988	0.9988	0.9988	0.9988	0.9988	0.9987	0.9987	0.9987	0.9987	0.9987	0.9987	0.9987	0.9987	0.9987	0.9987
0.2	0.9977	0.9977	0.9977	0.9977	0.9976	0.9976	0.9976	0.9976	0.9975	0.9975	0.9975	0.9975	0.9974	0.9974	0.9974	0.9974	0.9974	0.9973	0.9973
0.3	0.9966	0.9966	0.9966	0.9965	0.9964	0.9964	0.9964	0.9963	0.9963	0.9962	0.9962	0.9962	0.9962	0.9961	0.9961	0.9961	0.9960	0.9960	0.9961
0.4	0.9954	0.9954	0.9954	0.9953	0.9952	0.9952	0.9952	0.9951	0.9951	0.9949	0.9949	0.9949	0.9949	0.9948	0.9948	0.9948	0.9947	0.9947	0.9948
0.5	0.9943	0.9943	0.9943	0.9942	0.9940	0.9940	0.9940	0.9939	0.9938	0.9937	0.9937	0.9936	0.9936	0.9935	0.9935	0.9934	0.9935	0.9933	0.9933

TABLA 10.3 Valores para el factor Y

Factor de Presión Base, F_{pb} .

Este factor es para corregir casos donde la presión base, p_b , en lb/pg^2 , a la cual el flujo es medido, difiere de $14.7 lb/pg^2$.

$$F_{pb} = \frac{14.7}{p_b} \tag{10.5}$$

$F_{pb} = 1$ para la presión base de $14.7 lb/pg^2$, por que las relaciones de flujo asumen una presión estándar de $14.7 lb/pg^2$.

Factor de Temperatura Base F_{tb} .

Este factor corrige los casos donde la temperatura base (estándar), T_b en $^{\circ}R$, el cual el flujo es medido diferente a $520^{\circ}R$

$$F_{tb} = \frac{T_b}{520} \tag{10.6}$$

$F_{tb} = 1$ para una temperatura base de 520 °R

Factor de temperatura de flujo, F_{tf} .

Este factor es para corregir casos donde la temperatura de flujo, T_f , (°R) no es de 520 °R, entonces empleamos la siguiente ecuación:

$$F_{tf} = \left(\frac{520}{T_f} \right)^{0.5} \quad (10.7)$$

Factor de la Densidad Relativa del Gas, F_g ,

El factor base del orificio, F_b , se determina asumiendo una densidad relativa de 1.0. Así, una corrección para la densidad relativa del gas se necesita, como sigue:

$$F_g = \frac{1}{\gamma_g^{0.5}} \quad (10.8)$$

Factor de Súper Compresibilidad, F_{pv} .

Este factor corrige la desviación de un gas real del comportamiento de un gas ideal. Se calcula como sigue:

$$F_{pv} = \frac{Z_b}{Z^{0.5}} \quad (10.9)$$

donde Z_b , Z = factor de compresibilidad del gas a condiciones base y condiciones de operación.

Factor de Manómetro, F_m .

Este factor es requerido solo donde los manómetros de mercurio son empleados para medir la presión diferencial. Este compensa las diferentes cargas de gas

arriba de las dos columnas de mercurio del manómetro. Para presiones menores a 500 lb/pg² no se toman en cuenta. Los valores se presentan en la tabla 10.4

Presión de flujo en lb/cm ²							
Densidad relativa del gas	0	500	1000	1500	2000	2500	3000
0.55	1.0000	0.9989	0.9976	0.9960	0.9943	0.9930	0.9921
0.60	1.0000	0.9988	0.9972	0.9952	0.9932	0.9919	0.9910
0.65	1.0000	0.9987	0.9967	0.9941	0.9920	0.9908	0.9900
0.70	1.0000	0.9985	0.9961	0.9927	0.9907	0.9896	0.9900
0.75	1.0000	-	-	-	-	-	-

Tabla 10.4 Valores para el factor F_m

Factor de Localización del Medidor, F_l .

El factor F_l , dado en la tabla 10.5, se emplea donde los medidores de orificio son instalados en lugares diferentes al nivel del mar y 45° de latitud. Estos son correcciones muy pequeñas.

Grados de latitud	Medidor de elevación arriba del nivel del mar en pies					
	Nivel del mar	2,000	4,000	6,000	8,000	10,000
0 (ecuador)	0.9987	0.9986	0.9985	0.9984	0.9983	0.9982
5	0.9987	0.9986	0.9985	0.9984	0.9983	0.9982
10	0.9988	0.9987	0.9986	0.9985	0.9984	0.9983
15	0.9989	0.9988	0.9987	0.9986	0.9985	0.9984
20	0.9990	0.9989	0.9988	0.9987	0.9986	0.9985

Tabla 10.5 Valores para el factor F_l

Factor de Expansión Térmica del Orificio F_a .

Este factor toma en cuenta la expansión o contracción del orificio con temperatura de flujo; se calcula de la siguiente manera:

$$F_a = 1 + [0.0000185(T_f - 528)] \text{ Para acero inoxidable} \quad (10.10)$$

$$F_a = 1 + [0.0000159(T_f - 528)] \text{ Para acero monel} \quad (10.11)$$

donde T_f , es la temperatura de flujo del gas en el orificio en °R.

La derivación de alguno de estos factores es muy compleja. Actualmente, varios factores solamente se pueden determinar a través de extensivas pruebas y

experimentos. Las tablas descritas anteriormente de la 10.1 – 10.5 solo presentan unos cuantos valores. Los demás valores se pueden encontrar en las tablas que se encuentran en el libro de **Gas Production Engineering de Sanjay Kumar (Cáp. 10)**

Ejemplo 10.1

Un medidor de orificio con 2 pg. de diámetro de orificio, equipado con tomas en la tubería empleando conexiones de presión estática corriente arriba de 6 pg. El diámetro nominal de la tubería (diámetro interno = 6.065 pg.), muestra una carga diferencial promedio de = 60 pg. de agua y un promedio de la presión estática corriente arriba = 90 lb/pg². La temperatura de flujo es de 50 °F, y la densidad relativa del gas es de 0.65. Empleando una presión base de 14.9 lb/pg² y una temperatura base de 50 °F, calcule el gasto de gas indicado por el medidor.

Solución

$$\beta = 2/6.065 = 0.3298$$

$$\text{Promedio } (h_w p_f)^{0.5} = [(60)(90)]^{0.5} = 73.485$$

$$\text{Promedio } h_w/p_f = (60)/(90) = 0.6667$$

de la tabla 10.1, $F_b = 870.93$

de la tabla 10.2, $b = 0.0273$. por lo tanto, $F_r = 1 + 0.0273/73.485 = 1.00037$

de la tabla 10.3, interpolando $Y_1 = 0.9914$

de la ecuación 10.5, para $p_b = 14.9 \text{ lb/pg}^2$, $F_{pb} = 14.73/14.9 = 0.9886$.

de la ecuación 10.6, para $T_b = 50\text{ }^\circ\text{F}$, $F_{tb} = (460 + 50)/520 = 0.9808$.

de la ecuación 10.7, para $T_f = 50\text{ }^\circ\text{F}$, $F_{tf} = (520/510)^{0.5} = 1.0098$.

de la ecuación 10.8, para $\gamma_g = 0.65$, $F_g = 1/(0.65)^{0.5} = 1.02403$.

de la figura 3-1, para $\gamma_g = 0.65$, $p_{pc} = 670\text{ lb/pg}^2$ y $T_{pc} = 375\text{ }^\circ\text{R}$.

Así, $p_{pr} = 90/670 = 0.134$, $T_{pr} = 510/375 = 1.36$ y Z de la figura 3.2 es igual a 0.98

Por lo tanto, $F_{pv} = 1/(0.98)^{0.5} = 1.010$.

Para $\gamma_g = 0.65$, $p_f = 90 - 14.7 = 75.3\text{ lb/cm}^2$ i $T_f = 50\text{ }^\circ\text{F}$ $F_m = 0.9998$ de la tabla 10.4-

Despreciando F_1 y F_2 y empleando la ecuación 10.4

$$K = (870.93)(1.00037)(0.9914)(0.9886)(0.9808)(1.0098)(1.2403)(1.010)(0.9998) = 1,059.23$$

Empleando la ecuación 10.3.

$$q = (1,059.23)(73.485) = 77,837\text{ ft}^3/\text{hr.}$$

Ejemplo 10.2

Un equipo de medición con tomas en la tubería, con una presión estática en las conexiones corriente abajo, cuenta con los siguientes datos:

$D_1 = 6\text{ pg.} =$ tamaño de la línea = 6.065 DI real

$D_2 = 2.000\text{ pg.} =$ tamaño del orificio

$T_f = 50\text{ }^\circ\text{F} =$ temperatura de flujo

$p_b = 8\text{ oz mayor de } 14.4\text{ lb/pg}^2 = 14.9\text{ lb/pg}^2 =$ presión base

$T_b = 50\text{ }^\circ\text{F} = 510\text{ }^\circ\text{R} =$ temperatura base

$\gamma_g = 0.650 =$ densidad relativa del gas

Promedio de carga diferencial, $h_w = 60$ pg. de agua

Promedio de la presión estática corriente arriba = $p_f = 90$ lb/pg²

Calcular:

La constante de flujo del orificio y la cantidad de gasto de flujo a condiciones promedio durante una hora

Solución.

Se tiene la relación $D_2/D_1 = \beta$, entonces

$$\beta = 2.000/6.065 = 0.330$$

$$\text{El promedio de } \sqrt{h_w p_f} = \sqrt{60 \times 90} = 73.49$$

$$\text{Ahora } h_w/p_f = 60/90 = 0.67$$

Ahora para determinar los siguientes valores se tuvo que recurrir a las tablas antes mencionadas.

De la tabla A.27 para un plato de 2 pg. y una línea de 6 pg.

$$F_b = 870.93$$

De la tabla A.28 para un plato de 2 pg. y una línea de 6 pg.

$$b = 0.0273, \text{ entonces: } F_r = 1 + \frac{b}{\sqrt{h_w p_f}} = 1 + \frac{0.0273}{73.49} = 1.000,37$$

De la tabla A.29 (Y_1 para una presión estática corriente arriba), interpolando, para

$$h_w/p_f = 0.67 \text{ y } \beta = 0.330$$

$$Y_1 = 0.990,96$$

De la tabla A.31 para $p_b = 14.9$ lb/pg²

$$F_{pb} = 0.9886$$

De la tabla A.32 , para la temperatura base = 50 °F

$$F_{tb} = 0.9808$$

De la tabla A.33, para la temperatura de flujo = 50 °F

$$F_{tf} = 1.0098$$

De la tabla A.34 para la densidad relativa del gas = 0.650

$$F_g = 1.2403 \quad \gamma_g = 0.650 \quad \rho_{pc} = 670 \text{ lb/pg}^2$$

$$T_{pc} = 375 \text{ }^\circ\text{R} \quad p_{pr} = 90/670 = 0.1343 \quad T_{pr} = 510/375 = 1.36$$

$$Z = 0.985 \quad F_{pv} = 1/\sqrt{Z} = 1/\sqrt{0.985} = 1.0076$$

Entonces la constante de flujo del orificio es:

$$C' = (870.93)(1.0037)(0.990,96)(0.9886)(0.9808)(1.0098)(1.2403)(1.0076) = 1059.97$$

por lo tanto, el gasto promedio de flujo para una hora es:

$$q_h = 1059.97 \sqrt{60 \times 90} = 77,892 \text{ ft}^3 / h$$

Los valores de las constantes y las tablas A27 hasta A 34 encuentran en el libro (NATURAL GAS PRODUCTION ENGINEERING. DE CHI. IK. IKOKU), (Págs. 416 a 520).

CAPITULO 11

ALMACENAMIENTO DE GAS Y TRANSPORTE

RECOLECCIÓN Y TRANSPORTE DE GAS

11.1 INTRODUCCIÓN: RECOLECCION Y TRANSPORTE DE GAS.

La producción de gas natural de varios pozos en un área dada es recolectada y enviada a campos de separación e instalaciones de procesamiento, por medio de un sistema de tuberías, conocida como sistema de recolección. El gas procesado o parcialmente procesado es llevado en líneas que transportan el gas al consumidor. A menudo el gas es distribuido por una red de tuberías que introducen complejidad en los cálculos de flujo. En este capítulo se describe brevemente el sistema de recolección y transporte de gas a través de redes de tuberías. Algunos conceptos básicos de flujo de gas en estado transitorio que se encuentran a menudo en la práctica también se describen.

11.2 SISTEMAS DE RECOLECCIÓN.

Un sistema de recolección en la superficie, consiste de una sección de tuberías y válvulas que sirven para transmitir el fluido producido del cabezal de un pozo a las instalaciones de tratamiento (generalmente separadores de agua, aceite y gas). Un sistema de producción de pozos con una capacidad extremadamente alta, pueden requerir una separación individual, medidores, un posible tratamiento e instalaciones para cada pozo. Sin embargo es bastante común diseñar instalaciones de separación y almacenamiento, que sean capaces de manejar varias corrientes de los pozos.

Existen dos tipos básicos de sistemas de recolección que son el radial y el axial.

En el sistema radial (Fig. 11.1a) las líneas de flujo emanan de varios cabezales que convergen en un punto central donde las instalaciones son localizadas.

Las líneas de flujo generalmente terminan en un peine (header), el cual es una tubería suficientemente grande para manejar el flujo de todas las líneas de flujo.

En un sistema de recolección axial, varios pozos producen dentro de una línea de flujo común. (Fig. 11.1b).

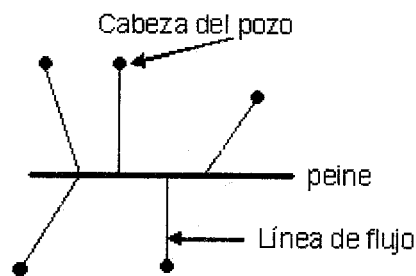


Fig. 11-1b Sistema de recolección axial



Fig. 11 1a Sistema de recolección radial

El sistema de recolección central de pozos (Fig. 11.2a) emplea una filosofía de recolección radial para un nivel local de pozos, así, como a nivel global, para un grupo de pozos. El sistema de recolección de línea o tronco común emplea un esquema de recolección axial para un grupo de pozos que a su vez emplean un esquema de recolección radial (Fig.11.2b). Un sistema de recolección de la línea de tronco es el más aplicable para sistemas relativamente grandes y para casos

donde es indeseable o impractico construir instalaciones de procesamiento en un punto central.

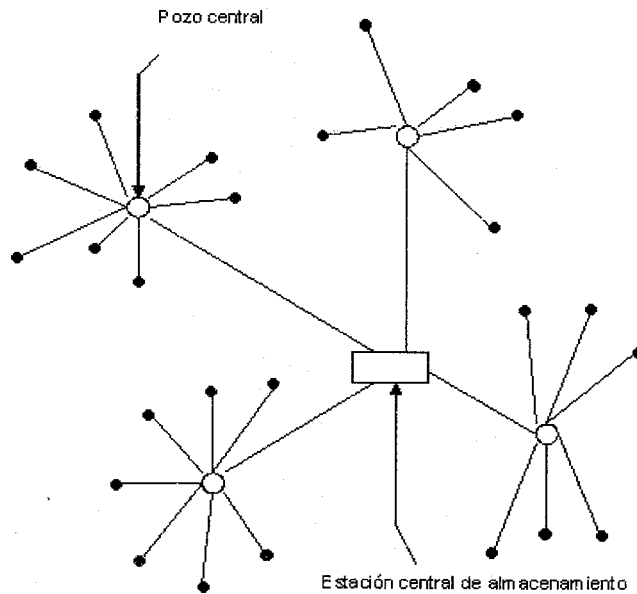


Fig. 11-2a. Sistema de recolección de un pozo central

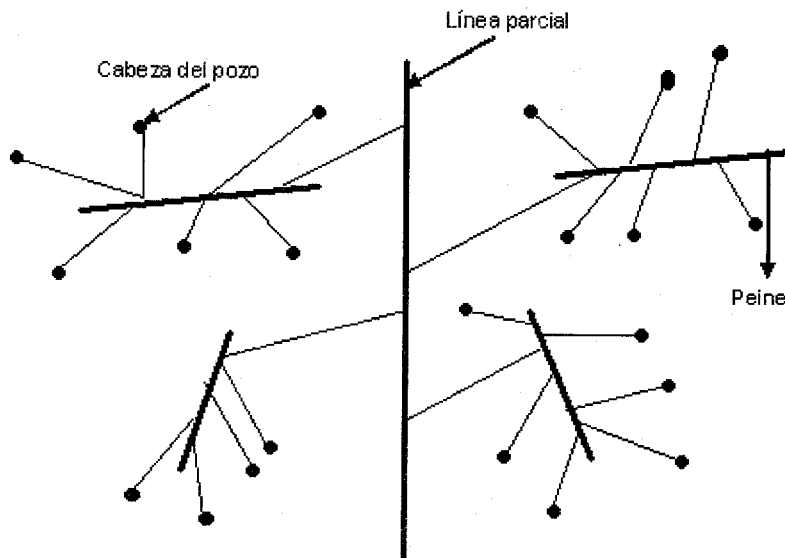


Fig. 11-2b. Sistema de recolección de línea o tronco común.

11.3. FLUJO ESTACIONARIO EN REDES DE TUBERÍAS.

El sistema de transmisión de gas a menudo forma una red conectada a través de la cual el flujo casi siempre es transitorio (inestable). La mayoría de los problemas de diseño y control de operación, sin embargo, pueden ser resueltos considerando el flujo del pozo en estado estático. El modelo básico considera al sistema de transmisión como una red de tuberías con dos elementos básicos: nodos y elementos conectores de nodos (NCE's). Los nodos son definidos como puntos donde termina un segmento de tubería o donde dos o más NCE's se juntan o donde existe una inyección o una toma de gas (entrega). Los NCE's incluyen, segmentos de tubería, estaciones de compresión, válvulas, reguladores de presión y almacenamiento de gas en el subsuelo.

Antes de construir un modelo de red de tuberías es necesario describir los modelos matemáticos para los NCE's individuales. Estos modelos generalmente son, relaciones presión vs. Gasto, como se describe:

1. Segmentos de tubería a alta presión. La ecuación característica para una tubería a alta presión es:

$$q = \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{K_1} \right]^{0.5} \quad (11.1)$$

donde

$$K_1 = 0.031489 \left(\frac{p}{T} \right)^2 \gamma_g \left(\frac{\bar{T} \bar{Z}}{d^5} \right) fL \quad (11.2)$$

donde

$$K_7 = 456.71 C d d_{ch}^2 / (\gamma_g T_1)^{0.5} \quad (11.9)$$

5. Yacimientos de gas y almacenamiento en el subsuelo.

$$q = K_8 (p_1^2 - p_2^2)^n \quad (11.10)$$

donde

- p_1 , es la presión del yacimiento
- p_2 , es la presión en la cabeza del pozo
- K_8 , es el índice de productividad del pozo

Con estas relaciones para los elementos de un sistema de transmisión de gas, un modelo se puede construir para el sistema empleando la analogía de las leyes de Kirchhoff para flujo de electricidad en redes eléctricas, a flujo de gas en redes de tuberías. Recordando a la ley de Kirchhoff la suma algebraica de flujos de gas que entran y salen de algún nodo es igual a cero.

$$\sum_{i=1}^m q_i = 0 \quad (11.11)$$

donde

- m , es el número de NCE's que se encuentra en el nodo.
- q , es positivo para el flujo en el nodo y negativo para flujo de gas fuera del nodo.

De la segunda ley de Kirchhoff, la suma algebraica de las presiones alrededor del ciclo es cero. Así, si n es el número de NCE's en el ciclo, entonces para una tubería de alta presión se tiene:

$$\sum_{i=1}^n (p_1^2 - p_2^2) = 0 \quad (11.12)$$

y para un sistema de tuberías de baja presión:

$$\sum_{i=1}^n (p_1 - p_2) = 0 \quad (11.13)$$

un sistema de distribución de tuberías puede no tener ciclos o contener uno o más ciclos.

11.3.1 SISTEMAS SIMPLES. Un sistema simple en una tubería se define como uno donde los NCE's se juntan sin formar un ciclo, como se muestra en la Fig. 11.3. Donde n son los segmentos de tubería y n + 1 son los nodos. El gas entra a través del nodo 1 y sale a través del nodo J, donde j = 2, 3, 4,.....n + 1

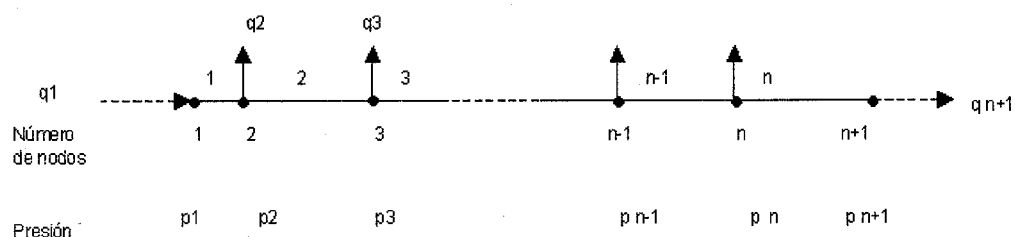


Figura 11.3 Sistemas simples

Si la presión en uno de los extremos, la presión en la entrada o la presión en la salida, es dada, la otra se calcula para obtener los parámetros de un segmento de tubería y los gastos dentro o fuera de los nodos, entonces el procedimiento de cálculo es directo. Si la presión en la entrada, p_1 , se conoce, entonces la presión en algún nodo j, se puede calcular empleando la ecuación 11.1. Sumando sobre los segmentos de tubería aplicables en el sistema:

$$p_j^2 = p_1^2 - \sum_{i=1}^{j-1} k_i q_i^2 \quad (11.14)$$

donde j = 2, 3, 4,.....n, n + 1

similarmente, si la presión en la salida p_{n+1} , se conoce entonces se emplea:

$$p_j^2 = p_{n+1}^2 - \sum_{i=j}^n k_i q_i^2 \quad (11.15)$$

donde $j = n, n-1, \dots, 2, 1$

El problema requiere una solución mediante ensayo y error, si la máxima salida (entrega) en la línea a la salida (nodo $n+1$) es deseada para un conjunto de presiones finales y gasto dentro o fuera de los nodos intermedios. Hain describe un procedimiento para resolver este problema:

1. Estimar la máxima salida del segmento de tubería 1, $q_1^{(1)}$, el súper índice (1) indica que esta es la primera aproximación.
2. Calcular la salida individualmente para los segmentos de tubería, $q_i^{(1)}$ empleando la ecuación 11.11.
3. Empleando la ecuación 11.13 calcular la presión de salida del sistema, $(p_{n+1}^{(1)})$.
4. Si $(p_{n+1}^{(1)})^2$ difiere de la presión dada de salida del sistema p_{n+1}^2 , para un valor mayor que la tolerancia, entonces corregir individualmente la salida para los segmentos de tubería, determinados en el paso 2, empleando:

$$q_1^{(2)} = q_1^{(1)} + \Delta q \quad (11.16)$$

$$\text{donde: } \Delta q = \frac{(p_{n+1}^{(1)})^2 - p_{n+1}^2}{2 \sum_{i=1}^n k_i q_i^{(1)}} \quad (11.17)$$

5. Repetir los pasos 3 y 4 hasta que converja dentro de una tolerancia dada.

En el paso 4, la corrección para Δq se vuelve más compleja para sistemas de flujo con una mayor variedad de los NCE's.

Hain da la siguiente corrección para una línea que contiene una estación de compresión.

$$\Delta q = \frac{\left[(p_{n+1}^{(1)})^2 - p_{n+1}^2 \right] / 2}{\left[(p_2^2)_c - (p_1^2)_c \right] / q_c + \sum_{i=1}^n k_i q_i^{(1)}} \quad (11.18)$$

donde $(p_1)_c$ y $(p_2)_c$ son las presiones en la entrada y la descarga del compresor en lb/pg².

11.3.2 SISTEMAS CON CICLOS. Existen dos tipos de sistemas de tuberías con ciclo: de un solo ciclo y de múltiples ciclos. Cross, da una primera solución para un sistema con ciclo a baja presión, el cual después se extiende a un sistema de alta presión.

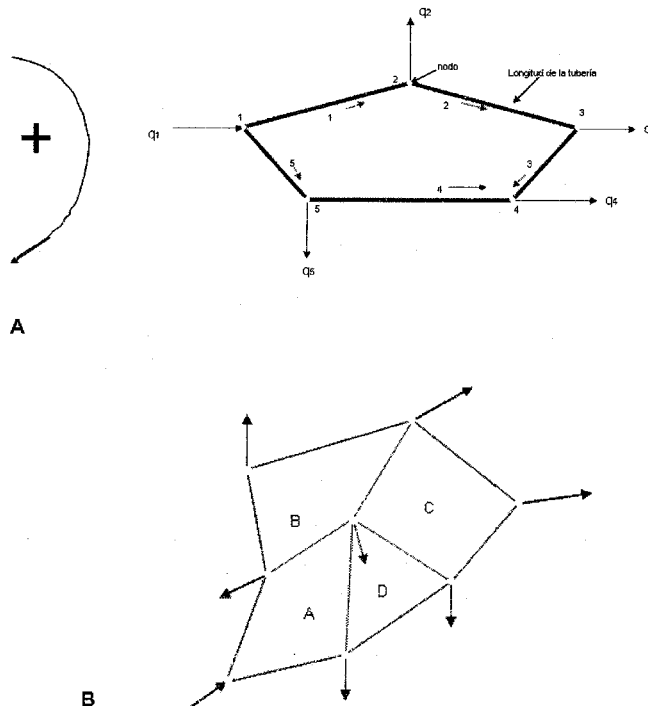


Figura 11.4 Sistemas con Ciclos: (a) de un Solo Ciclo y (b) de Múltiples Ciclos

Considérese primero el sistema de un solo ciclo mostrado en la figura 11-4. En un problema típico, el gasto q_1 y la presión p_1 , para el nodo 1 se conocen, estos se requieren para determinar los gastos y las presiones en todos los otros nodos. Para un sistema con ciclo, los elementos de dirección para flujo son importantes: se toma en sentido horario si el flujo es positivo y en sentido antihorario si el flujo es negativo en nuestro análisis.

El problema requiere de un esquema de solución por ensayo y error. Un valor inicial se asume para el gasto en el segmento 1 de tubería. Si este valor asumido, $q_1^{(1)}$, difiere de la salida real para Δq , entonces por la ley de los nodos establecida por la ecuación 11.12 o bien por la 11.13 para flujo en estado estacionario se tiene:

$$\sum_{i=1}^n k_i (q_i^{(1)} + \Delta q) |q_i^{(1)} + \Delta q| = 0 \quad (11.19)$$

donde n , es el número de segmentos de tubería en el sistema de un solo ciclo.

Resolviendo la ecuación 11.19 y asumiendo que $\Delta q \ll q_i$ se obtiene la siguiente ecuación:

$$\Delta q = \frac{-\sum_{i=1}^n k_i |q_i^{(1)}| q_i^{(1)}}{2\sum_{i=1}^n k_i q_i^{(1)}} \quad (11.20)$$

Las salidas del gas para la siguiente iteración, $q_i^{(2)}$, se calculan:

$$q_i^{(2)} = q_i^{(1)} + \Delta q \quad (11.16)$$

Este procedimiento se repite hasta una iteración k , o hasta que Δq sea menor o igual a una tolerancia dada. Después de la k -ésima iteración, la presión en el nodo se puede calcular empleando las relaciones para redes de alta presión:

$$p_j^2 = p_1^2 - \sum_{i=1}^{j-1} k_i |q_i^{(k)}| q_i^{(k)} \quad (11.21)$$

donde $j = 2, 3, 4, \dots, n, n + 1$

Para un sistema de múltiples ciclos, una Δq individual se calcula para cada ciclo y las correcciones de flujo se hacen para los segmentos de tubería ciclo por ciclo. Un segmento de tubería el cual es común para dos ciclos puede manejarse de dos maneras:

- I. Corregir el gasto, empleando la corrección para el primer ciclo, entonces corregir otra vez empleando la corrección para el segundo ciclo
- II. Emplear la suma de las Δq 's para los dos ciclos para los que un segmento de tubería es común como la corrección de flujo efectiva para el segmento de la tubería. Los valores de Δq son calculados resolviendo las n ecuaciones lineales en las correcciones de las n salidas desconocidas (Δq_i para $i = 1, 2, \dots, n$) obtenidas empleando la ecuación 11.16 para cada uno de los n segmentos de tubería en la red. Estos valores se emplean para actualizar la salida en los segmentos de tubería. El procedimiento se repite hasta que converja.

11.4. FLUJO TRANSITORIO EN TUBERÍAS.

Se dice que existe flujo en estado transitorio si hay, además de resistencia de flujo y una caída de presión, una función del tiempo. El flujo a través de sistemas de transmisión de gas generalmente es transitorio, principalmente por variaciones en la demanda. El flujo en estado transitorio ocurre donde el gasto de gas que abandona una línea difiere del gasto de entrada a la misma. Si el fluido que esta fluyendo fuera incompresible entonces cualquier cambio impuesto en la corriente seria transmitido instantáneamente a través de la tubería y consecuentemente el flujo podría tener la misma magnitud en cualquier sección de la tubería incluyendo la entrada y la salida. Para el gas, un fluido altamente compresible, se requieren algunos instantes de tiempo para que el cambio de presión en algún extremo de la tubería sea transmitido a través de la línea y hacia el otro extremo. La suposición de flujo en estado estático para tal sistema, por lo tanto, es valida para secciones de tubería infinitamente pequeñas en la línea de flujo.

11.4.1 RELACIONES FUNDAMENTALES.

El flujo en estado transitorio de gas, se puede describir empleando cuatro ecuaciones fundamentales: las ecuaciones de estado, de continuidad, de movimiento y una relación para la desviación del gas del comportamiento de un gas ideal.

Una ecuación de estado que se emplea es:

$$\frac{p}{\rho} = \frac{ZRT}{M} \quad (11.22)$$

Donde el factor de compresibilidad Z es una medida de la desviación del comportamiento del gas ideal y en función de la presión, temperatura y composición del gas, se puede expresar de varias maneras, asumiendo flujo isotérmico y composición constante. Estas relaciones pueden simplificarse a:

$$Z = f(p)_{T,yi} \quad (11.23)$$

Varias relaciones están disponibles para representar esta función Z dependiente de la presión. En la práctica, sin embargo, un valor promedio (constante) de Z es empleado, reduciendo él numero de ecuaciones a tres. La ecuación 11.22 se puede simplificar a:

$$\rho = \frac{Pg_c}{B^2} \quad (11.24)$$

donde

- B , es la velocidad isotérmica del sonido
- g_c , es el factor de conversión que relaciona la masa y el peso

La ecuación de continuidad se puede escribir como:

$$\frac{\partial m}{\partial x} + \frac{\partial(\rho A)}{\partial t} = 0 \quad (11.25)$$

donde

- m , es el gasto de gas en, lbm/seg
- x , es la distancia a lo largo de la trayectoria de flujo en, pies
- ρ , es la densidad del gas en, lbm/pie³
- A , es el área de la sección transversal de flujo en, pies²
- t , es el tiempo en segundos.

Sustituyendo ρ de la ecuación 11.24 en la ecuación de continuidad (EC. 11.25) se puede escribir como:

$$\frac{B^2}{Ag_c} \frac{\partial m}{\partial x} + \frac{\partial p}{\partial t} = 0 \quad (11.26)$$

la ecuación de movimiento se puede expresar como:

$$\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\rho}{g_c} \left[v \frac{\partial v}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial t} \right] + \frac{\rho g}{g_c} \text{sen} \alpha + \frac{f|v|\rho}{2dg_c} = 0 \quad (11.27)$$

donde

- p , es la presión en lbf/pie²
- g , es la aceleración gravitacional, es 32.17 ft/seg²
- d , es el diámetro interno de la tubería en pies
- f , es el factor de fricción
- v , es la velocidad de flujo de gas en ft/seg
- α , es el ángulo de inclinación de la tubería respecto a la horizontal.

La ecuación de movimiento también se puede escribir como:

$$\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{1}{Ag_c} \frac{\partial m}{\partial t} + \frac{pg}{B^2} \text{sen} \alpha + \frac{fm|v|B^2}{2dA^2 g_c^2 p} = 0 \quad (11.28)$$

Las ecuaciones 11.24 y 11.25 describen el flujo de gas en estado transitorio en una tubería, constituyen un sistema de dos ecuaciones diferenciales parciales no lineales.

11.4.2 CONDICIONES INICIALES Y DE FRONTERA.

Las condiciones iniciales así como las condiciones de frontera para un sistema se deben especificar con el fin de obtener una solución para la ecuación diferencial

dada. Las condiciones iniciales del sistema son requeridas para calcular la presión inicial, velocidad, densidad, compresibilidad y otras propiedades en función de la posición(x) a lo largo de la tubería. Las condiciones de frontera deben ser específicas para obtener una solución única.

Las condiciones iniciales se pueden especificar de dos maneras:

- I. Determinar la presión y el gasto real, medido en varios puntos a lo largo de la tubería.
- II. Asumir flujo en estado estacionario al inicio de un análisis de flujo en estado transitorio a un tiempo $t = 0.$, empleando la relación de flujo en estado estático para calcular la distribución inicial de presión en la tubería.

El primer método es difícil de emplear. La medición precisa en varios puntos es difícil y generalmente imposible en una instalación de tuberías en el campo. Aun si esto se puede dar, el perfil de presiones y los gastos obtenidos pueden no ser los mismos en un instante de tiempo en todos los puntos a lo largo de la tubería de producción, resultando una inconsistencia específica en el estado inicial. Por lo tanto, la condición inicial de estado estático casi siempre se emplea.

Al menos dos condiciones de frontera dependientes del tiempo se deben especificar para obtener una solución única, escogidas entre las cuatro variables: la presión de entrada, el gasto de entrada(ó velocidad), presión de salida y gasto de salida(ó velocidad). Dependiendo de la elección para especificar las condiciones de frontera, dos casos se pueden presentar:

1. Las condiciones de frontera dependientes del tiempo se especifican en el mismo extremo de la tubería, en la entrada o en la salida. En

este caso, la solución numérica es obtenida hacia atrás en el tiempo y lejos de la frontera conocida.

2. La aproximación más común, donde una condición de frontera dependiente del tiempo se especifica en cada extremo de la tubería. En este caso los cálculos numéricos no se hacen hacia atrás en el tiempo. Las dos condiciones de frontera en los extremos se emplean para determinar los valores de la presión y el gasto a lo largo de la tubería.

11.4.3 SOLUCIÓN NUMÉRICA. El sistema de ecuaciones diferenciales parciales no lineales (NL-PDE's), previamente dado para flujo en estado transitorio en una tubería de gas no se puede resolver analíticamente. Cualquier solución analítica debe incorporar algunas simplificaciones ó asumir algún conjunto de condiciones iniciales y de frontera.

Generalmente, la solución analítica generada reduce los requerimientos de cómputo, pero solo son aplicables en el análisis de un subproblema o un problema simplificado. Así, la ecuación para flujo transitorio se resuelve numéricamente.

Cuatro tipos de métodos numéricos para resolver sistemas de NL-PDE's para flujo transitorio se tiene reportados en la literatura:

- a) Método de diferencias finitas explícito.
- b) Método de diferencias finitas implícito.
- c) Método de características.
- d) Métodos variacionales.

Todos estos métodos se desarrollaron en etapas calculando los valores de los parámetros requeridos (presión, gasto, etc.) en varios puntos a lo largo de la tubería en un instante $t + \Delta t$ en la base de la distribución conocida de estos parámetros a lo largo de la tubería en un tiempo t .

CONCLUSIONES

- ES MUY IMPORTANTE CONOCER LOS YACIMIENTOS DE GAS, PERO HAY QUE TENER EN CUENTA QUE EXISTEN OTRAS FUENTES (HIDRATOS DE GAS) QUE PODEMOS EXPLOTAR EN UN FUTURO.
- UN ASPECTO IMPORTANTE ES CONOCER EL COMPORTAMIENTO DE FASE DE LOS FLUIDOS, Y UNA FORMA DE CONOCERLOS ES MEDIANTE LA INTERPRETACIÓN DE GRAFICAS Y ALGUNOS MÉTODOS, LA CUAL NOS DA UNA IDEA DE CÓMO SE COMPORTAN EN LA NATURALEZA, A DIFERENTES PRESIONES Y TEMPERATURAS.
- OTROS ASPECTOS IMPORTANTES SON CONOCER LAS PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS Y EN ESTE CASO ES CONOCER LAS PROPIEDADES DEL GAS PARA ENTENDER MEJOR SU COMPORTAMIENTO.
- UNO DE LOS ASPECTOS IMPORTANTES EN LA INDUSTRIA PETROLERA ES SEPARAR LOS FLUIDOS Y PARA ESO DEBEMOS SABER QUE EXISTEN DIFERENTES DISPOSITIVOS Y MÉTODOS PARA SU SEPARACIÓN, COMO LOS QUE AQUÍ SE PRESENTAN.
- ELIMINAR EL AGUA DEL GAS ES MUY IMPORTANTE PORQUE EL AGUA COMBINADA CON OTROS COMPONENTES ES MUY PERJUDICIAL TANTO PARA LAS INSTALACIONES COMO PARA EL SER HUMANO.

- LA FORMACIÓN DE HIDRATOS DE GAS ES OTRO PROBLEMA PARA LA PRODUCCIÓN DE GAS, ASÍ QUE HAY QUE EVITAR QUE SE FORMEN LOS HIDRATOS.
- EL CONSUMO DE GAS ES PRINCIPALMENTE POR LOS HUMANOS, ASÍ QUE DEBE ENTREGARSE LO MAS LIMPIO QUE SE PUEDA YA QUE ALGUNOS COMPONENTES SON TÓXICOS Y POR ESO ES NECESARIO SABER COMO ENDULZAR UN GAS AMARGO.
- DENTRO DE LA PRODUCCION DE GAS SE DEBE CONOCER EL FLUJO DE GAS A TRAVES DE CUALQUIER MEDIO DE TRANSPORTE Y TODOS SUS FACTORES RELACIONADOS CON EL FLUJO PARA TENER UN MEJOR CONTROL DEL MISMO YA SEA EN UNA SOLA FASE O MULTIFASICO.
- PARA LLEVAR EL GAS A GRANDES DISTANCIAS SE NECESITAN DISPOSITIVOS QUE INCREMENTEN LA ENERGIA DEL GAS PARA VIAJAR ESA DISTANCIA Y PARA ESO ESTÁN LOS COMPRESORES.
- CONOCER LOS DISPOSITIVOS DE MEDICION ES IMPORTANTE PARA TENER UN MEJOR CONTROL DEL GASTO QUE SE MANEJA.

BIBLIOGRAFIA

PROPERTIES OF OILS AND NATURAL GASES

K.S. PENDERSEN

AA. FREDENSLUND

P. THOMASSEN

NATURAL GAS PRODUCTION ENGINEERING

CHI V. IKOKU

GAS PRODUCTION INGEENIERING

SANJAY KUMAR

THE PROPERTIES OF PETROLEUM FLUIDS

WILLIAM D. McCAIN Jr.

TESIS: ANTECEDENTS HISTORICOS Y PERSPECTIVAS DEL GAS NATURAL.

JUANCARLOS BARRANCO AMADOR 1997

TESIS: MEDICION Y TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS (EN FLUJO Y EN TANQUES).

GERARDO VELÁSQUEZ CARMONA 2004

TESIS: DISEÑO Y DESARROLLO DE UN SISTEMA TUTORIAL APLICADO A CONCEPTOS BÁSICOS SOBRE TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS A TRAVES DE UNA TUBERÍA

HECTOR NAVARRETE VELASCO 2004

TESIS: MANEJO Y ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS

FELIPE MIJARES GUERRERO 1996

TESIS: MEDICION CON PLACA DE ORIFICIO DE GAS NATURAL Y OTROS FLUIDOS RELACIONADOS A LOS HIDROCARBUROS

GERARDO LOBATO BARRADOS 1987

TESIS: EL GAS NATURAL ALTERNATIVA Y PETROQUÍMICA

FRANCISCO R. ESQUEDA ALAKAMURA 1998

TESIS: OPTIMIZACION DE LA PRODUCCIÓN DE POZOS DE GAS Y
CONDENSADOS
SERGIO VELÁSQUEZ NOLASCO.