



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA  
INGENIERÍA EN EXPLORACIÓN Y EXPLOTACIÓN DE RECURSOS  
NATURALES- PRODUCCIÓN

ANÁLISIS DE CONDICIONES PARA PREVENIR LA FORMACIÓN DE  
HIDRATOS EN LÍNEAS DE INYECCIÓN DE GAS EN POZOS CON SISTEMA DE  
BOMBEO NEUMÁTICO

TESIS PROFESIONAL  
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:  
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:  
GERARDO VELÁZQUEZ CARMONA

TUTOR (ES) PRINCIPAL(ES)  
M. en I. SAUL BAUTISTA FRAGOSO FACULTAD DE INGENIERÍA U.N.A.M.

Dr. ASCENCIÓN ROMERO MARTÍNEZ INSTITUTO MEXICANO DEL  
PETRÓLEO

MÉXICO, D. F. SEPTIEMBRE 2013



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.

**JURADO ASIGNADO:**

Presidente: M I Gómez Cabrera José Ángel  
Secretario: Dr Martínez Romero Néstor  
Vocal: M I. Bautista Fragoso Saúl  
1<sup>er</sup>. Suplente: M. I. Santamaría Guevara Noel E.  
2<sup>d o</sup>. Suplente: M. I. Lucero Aranda Felipe De Jesús

MEXICO, D. F , CIUDAD UNIVERSITARIA 2013

**TUTOR DE TESIS:**

M. I Bautista Fragoso Saúl



---

**FIRMA**

**Dr. Luis A. Alvarez-Icaza L.**  
**Coordinador del Programa**  
Presente

Por este medio comunico a usted que he leído la tesis titulada.

**ANÁLISIS DE CONDICIONES PARA PREVENIR LA FORMACIÓN DE  
HIDRATOS EN LÍNEAS DE INYECCIÓN DE GAS EN POZOS CON SISTEMA DE  
BOMBEO NEUMÁTICO**

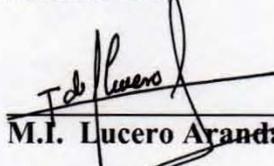
Para obtener el grado de Maestro en Ingeniería en el C. de Conocimiento  
de Ing. en Explor y Explot. de R. N que presenta el alumno

**Velázquez Carmona Gerardo**

Considero que el trabajo SI es satisfactorio, por lo que SI lo apruebo sin  
otorgarle créditos académicos.

Quedo enterado de que formaré parte del jurado en la fecha y hora que se me  
comunicará posteriormente.

Atentamente

  
**M.I. Lucero Aranda Felipe De Jesús**

Fecha. 16 / AGOSTO / 2013

**Dr. Luis A. Alvarez-Icaza L.**  
**Coordinador del Programa**  
Presente

Por este medio comunico a usted que he leído la tesis titulada.

**ANÁLISIS DE CONDICIONES PARA PREVENIR LA FORMACIÓN DE  
HIDRATOS EN LÍNEAS DE INYECCIÓN DE GAS EN POZOS CON SISTEMA DE  
BOMBEO NEUMÁTICO**

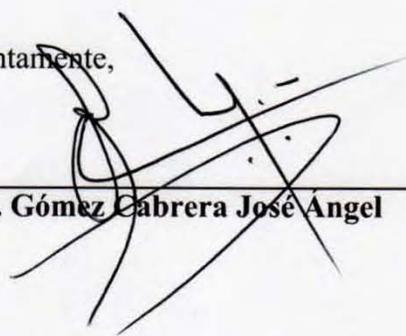
Para obtener el grado de Maestro en Ingeniería en el C de Conocimiento de Ing. en Explor y Explot. de R. N que presenta el alumno

**Velázquez Carmona Gerardo**

Considero que el trabajo Si' es satisfactorio, por lo que Si' lo apruebo sin otorgarle créditos académicos.

Quedo enterado de que formaré parte del jurado en la fecha y hora que se me comunicará posteriormente.

Atentamente,

  
\_\_\_\_\_  
**M.I. Gómez Cabrera José Angel**

Fecha. Agosto 15, 2013.

**Dr. Luis A. Alvarez-Icaza L.**  
**Coordinador del Programa**  
Presente

Por este medio comunico a usted que he leído la tesis titulada.

**ANÁLISIS DE CONDICIONES PARA PREVENIR LA FORMACIÓN DE  
HIDRATOS EN LÍNEAS DE INYECCIÓN DE GAS EN POZOS CON SISTEMA DE  
BOMBEO NEUMÁTICO**

Para obtener el grado de Maestro en Ingeniería en el C de Conocimiento de Ing. en Explor. y Explot. de R. N. que presenta el alumno

**Velázquez Carmona Gerardo**

Considero que el trabajo sí es satisfactorio, por lo que sí lo apruebo sin otorgarle créditos académicos.

Quedo enterado de que formaré parte del jurado en la fecha y hora que se me comunicará posteriormente

Atentamente,



**Dr. Martínez Romero Néstor**

Fecha: 13 AGOSTO 2013

**Dr. Luis A. Alvarez-Icaza L.**  
**Coordinador del Programa**  
Presente

Por este medio comunico a usted que he leído la tesis titulada.

**ANÁLISIS DE CONDICIONES PARA PREVENIR LA FORMACIÓN DE  
HIDRATOS EN LÍNEAS DE INYECCIÓN DE GAS EN POZOS CON SISTEMA DE  
BOMBEO NEUMÁTICO**

Para obtener el grado de Maestro en Ingeniería en el C. de Conocimiento de Ing. en Explor. y Explot. de R. N. que presenta el alumno

**Velázquez Carmona Gerardo**

Considero que el trabajo SI es satisfactorio, por lo que SI lo apruebo sin otorgarle créditos académicos.

Quedo enterado de que formaré parte del jurado en la fecha y hora que se me comunicará posteriormente.

Atentamente,



**M. I. Bautista Fragoso Saúl**

Fecha. 05/Agosto/2013

**Dr. Luis A. Alvarez-Icaza L.**  
**Coordinador del Programa**  
Presente

Por este medio comunico a usted que he leído la tesis titulada:

**ANÁLISIS DE CONDICIONES PARA PREVENIR LA FORMACIÓN DE  
HIDRATOS EN LÍNEAS DE INYECCIÓN DE GAS EN POZOS CON SISTEMA DE  
BOMBEO NEUMÁTICO**

Para obtener el grado de Maestro en Ingeniería en el C de Conocimiento de Ing. en Explor. y Explot. de R. N. que presenta el alumno

**Velázquez Carmona Gerardo**

Considero que el trabajo si es satisfactorio, por lo que si lo apruebo sin otorgarle créditos académicos.

Quedo enterado de que formaré parte del jurado en la fecha y hora que se me comunicará posteriormente.

Atentamente,



**M.I. Santamaria Guevara Noel E.**

Fecha. 13 AGOSTO 2013.

# AGRADECIMIENTOS.

A mi Director de Tesis: **M. en I. Saúl Bautista Fragoso**, del Instituto Mexicano del Petróleo por su valioso interés, asesoría, participación y revisión en la realización de éste trabajo.

A mi Director adjunto de Tesis: **Dr. Ascensión Romero Martínez**, del Instituto Mexicano del Petróleo. Por su colaboración, aportación y apoyo en la culminación de éste trabajo.

Al **Dr. Néstor Martínez Romero**, quien con su ejemplo de vida despierta la voluntad, modela el carácter, inculca el amor al trabajo, estimula la atención y aplicación al estudio, aplica los sentimientos de caridad y altruismo, fomenta la aspiración a elevados y nobles ideales, en una palabra, prepara el ánimo para combatir con inteligencia y con valor en la lucha por la vida. Gracias por su valioso apoyo.

## **A mis sinodales:**

**M. I. José Ángel Gómez Cabrera.**

**Dr. Néstor Martínez Romero.**

**M. I. Saúl Bautista Fragoso.**

**M. I. Noel Ernesto Santamaría Guevara.**

**M. I. Felipe de Jesús Lucero Aranda.**

Quienes en los últimos años fueron mis profesores y amigos los cuales me otorgaron un espacio para valorar el siguiente trabajo y cuyas observaciones indudablemente lo han mejorado.

Al ingeniero **Israel Castro Herrera** de la ***División de Estudios de Posgrado*** de mi querida ***Facultad de Ingeniería*** y al ***Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología*** que me formaron académicamente y gracias a ellos aprendí a ser mejor ingeniero.

A mi **Tutor: Dr. Carlos Oropeza Vázquez**. Por su colaboración, aportación y apoyo en el desarrollo y reportes de este trabajo.

Al **M. I. Salomón Guzmán Morales**. Quien me ha permitido desarrollarme en forma completa, a través de sus sabios consejos, sin olvidar su personal y facilidades prestadas.

# AGRADECIMIENTOS.

A los Ingenieros **Gonzalo Rodríguez Aguilar y Héctor Arturo Martello Araiza** de **PEMEX EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN**, por permitirme crecer como persona por su apoyo incondicional y el impulso brindado en el cual fundamentar mi futuro tanto personal como profesional y darme herramientas para enfrentar nuevos retos, así como una ansiedad de búsqueda de calidad y excelencia en mi trabajo.

Al ingeniero **Iván Santamaría Vite**, por su gran amistad, apoyo incondicional y el impulso y aliento para seguir siempre adelante en el desarrollo de este proyecto.

A la ingeniera **Analinda Maysse Roque**, por su apoyo, confianza, cariño y buenos consejos en momentos difíciles, por las aportaciones valiosas para la realización de éste trabajo y el ánimo para triunfar

*A DIOS NUESTRO SEÑOR,*

*Por acompañarme en todo momento de dificultad, tristeza, desesperación, soledad, incertidumbre así como en todos aquellos momentos de alegría y felicidad, por darme fuerzas, perseverancia y paciencia para continuar adelante en la vida, por permitirme caminar a su lado, tomado de su mano y mostrarme la luz de la esperanza aun cuando todo esta en tu contra, por permitirme terminar satisfactoriamente mis estudios y por cuidar mi hogar en las horas de ausencia.*

*A LA UNIVERSIDAD.*

*Gracias a la Universidad Nacional Autónoma de México y en especial a la Facultad de Ingeniería por la formación profesional que he recibido y haberme preparado inmejorablemente y brindarme los conocimientos para enfrentar la vida ejerciendo mi profesión como Ingeniero Petrolero.*

*A MI FAMILIA.*

*Que estuvieron conmigo apoyándome y alentándome en los momentos que les necesite y que siempre han estado dispuestos a escucharme y guiarme cuantas veces sea necesario, por la confianza que siempre han depositado en mí, por el apoyo incondicional que me han brindado en los momentos difíciles y principalmente por haberme brindado el maravilloso don de la vida Muchas gracias.*

# AGRADECIMIENTOS.

## DEDICATORIA. †

*Al Sargento de Infantería José Sánchez Mendoza, que aún cuando ya no está con nosotros yo sé que estaría satisfecho con el presente trabajo y que desde donde está me ha apoyado, nunca lo olvidare en los momentos importantes de mi vida y siempre estará en la memoria de su familia.*

## *A MIS AMIGOS:*

*Compañeros de Carrera con quienes compartí clases, por su amistad sincera: Hugo, Sergio Troncoso, Miguel Ángel, Bolívar, Bostelman y Jhetro Pérez, Ximena y Katia, por su gran amistad sincera y la de muchos otros.*

## *A Cesia García Madrigal.*

*Quien me apoya con su cálido consuelo en momentos difíciles y que no ha dejado de darme un sabio consejo cuando así lo necesitaba. Por lo mucho que siento por ella y por el cariño que me ha brindado. Gracias por todo.*

*Los hombres grandes y buenos no mueren ni aun en este mundo. Embalsamados en libros, sus espíritus perduran. Este trabajo es un ejemplo de ello, es una voz viviente. Es una inteligencia que nos habla y que escuchamos.*

G.V.C.

# **ANÁLISIS DE CONDICIONES PARA PREVENIR LA FORMACIÓN DE HIDRATOS EN LÍNEAS DE INYECCIÓN DE GAS EN POZOS CON SISTEMA DE BOMBEO NEUMÁTICO.**

**RELACIÓN DE FIGURAS.**

**RELACIÓN DE TABLAS.**

**I. INTRODUCCIÓN.**

**II. MARCO CONCEPTUAL Y CONCEPTOS BÁSICOS.**

**II.1.-Conceptos básicos y definiciones.**

**II.2.-Marco Conceptual.**

**III. ESTADO DEL ARTE EN LA SOLUCIÓN DE PROBLEMAS CAUSADOS POR LA FORMACIÓN DE HIDRATOS Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.**

**III.1.- Estado del arte en el estudio de la formación de hidratos.**

**III.2.- Planteamiento del Problema en México.**

**III.3.- Problemática actual en los pozos con sistema de bombeo neumático continuo.**

**IV. ANÁLISIS DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LOS POZOS CON BOMBEO NEUMÁTICO PARA EVITAR LA FORMACIÓN DE HIDRATOS QUE OBSTRUYEN LAS LÍNEAS DE INYECCIÓN.**

**IV.1.-Procesos para la inhibición y el control de la formación de hidratos en las líneas de inyección de bombeo neumático.**

**IV.2.-Metodología para prevenir la obstrucción de líneas de inyección de gas de bombeo neumático por hidratos y reducir el contenido de hidratos en las líneas de transporte.**

**V. EJEMPLO DE APLICACIÓN EN LOS POZOS CON BOMBEO NEUMÁTICO.**

**V.1.-Simulación en HYSYS de la situación actual y definición del caso base.**

**V.2.-Análisis técnico de las opciones de solución.**

**V.3.-Alternativa propuesta.**

**CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.**

**BIBLIOGRAFÍA Y REFERENCIAS.**

**APENDICE.**

**NOMENCLATURA.**

## RELACIÓN DE FIGURAS.

<b>Figura</b>		<b>página</b>
1	Diagrama de un sistema con crudo saturado del gas natural el cual a diferentes condiciones incursiona a diferentes fases.....	2
2	Hielo en hidrocarburos.....	2
3	Gráfica de solubilidad del agua en hidrocarburos líquidos.....	3
4	Gráfica de Contenido del agua en el gas natural (GPSA).....	4
5	Gráfica estimación del contenido de agua presente en los gases ácidos como CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S.....	6
6	Diagrama de formación de hidratos.....	8
7	Diagrama de disociación de hidratos.....	8
8	Herramientas y equipos para el aseguramiento de flujo.....	10
9	Laboratorio móvil.....	12
10	Diagrama de formación de hidratos.....	23
11	Celda para visualizar la formación de hidratos.....	24
12	Gráfica de resultados al emplear los inhibidores de baja dosificación individualmente .....	25
13	Gráfica de resultado al combinar los inhibidores de baja dosificación con los Antiaglomerantes.....	25
14	Diagrama de decisión para implementar un sistema de inhibición de baja dosis.....	27
15	Acción del inhibidor de hidratos dentro de un gasoducto a presión intermedia.....	33
16	Perfiles de temperatura del gasoducto hasta el punto de equilibrio térmico con el medio.....	34
17	Formaciones de acumulación de hidratos en las líneas de conducción del gas.....	37
18	Curvas P-T de hidratos en el gas a diferentes concentraciones de metanol.....	39
19	Efecto del agua caliente en el control de hidratos.....	40
20	Calentamiento con electricidad directa.....	40
21	Sistema de un calentamiento inducido eléctricamente.....	41
22	Marco conceptual para prevenir la formación de hidratos e líneas de gas de pozos con bombeo neumático.....	43
23	Mapa conceptual del análisis para la prevención de formación de hidratos en líneas de gas en pozos con bombeo neumático.....	44
24	Imagen de la formación de hielo a partir del agua en el ambiente.....	45
25	Gráfica presión temperatura y formación de hidratos.....	46
26	Imagen de la infraestructura de producción a través del lecho marino.....	47
27	Imagen conceptual del sistema de dominación y la formación de hidratos.....	52

28	Sistema de producción, sistema de remoción de líquidos del gas	54
29	Proceso de endulzamiento y remoción del agua para uso de bombeo neumático.....	55
30	Tecnologías para el manejo de la formación de hidratos.....	56
31	Pozo Cactus 77 cerrado sin posibilidades de explotación debido a la formación de hidratos.....	57
32	Conexiones del sistema artificial presentando el problema de hidratos tanto en la línea de inyección como en la de producción.	59
33	Reporte diario de producción del Activo Integral Muspac.....	60
34	Red de bombeo neumático del campo Cactus del Activo Integral Muspac.....	61
35	Pozo cactus 43 operando con la red de bombeo neumático del campo Cactus del Activo Integral Muspac .....	61
36	Estructura molecular de los hidratos, tipo I y II .....	63
37	Estructura en forma de tapón de hidrato de un ducto que transporta gas natural.....	64
38	Estructura en forma de tapón de hidrato de un ducto que transporta gas natural.....	64
39	Esquema general para el manejo de hidratos de gas.....	65
40	Diagrama de una planta típica con TEG.....	67
41	Filtro coalescedor y separadores de líquidos del gas húmedo.....	68
42	Torre contactora para regeneración del glicol y deshidratación del gas.....	69
43	Separador glicol-hidrocarburos.....	70
44	Filtros de glicol.....	71
45	Intercambiadores de calor tubo-tubo.....	72
46	Intercambiadores de calor tubo-carcaza.....	72
47	Intercambiadores de calor de placas.....	73
48	Intercambiadores de calor compactos.....	73
49	Rehervidor de glicol.....	74
50	Columna de destilación.....	75
51	Bombas de glicol pobre.....	76
52	Gráfica para el cálculo del numero de bandejas del contactor.....	78
53	Gráfica para el cálculo de la concentración del glicol.....	79
54	Temperatura a diferentes concentraciones de TEG vs equilibrio de punto de rocío del H <sub>2</sub> O.....	81
55	Eficiencia de la remoción de agua para un número de etapas de equilibrio (N=1).....	82
56	Eficiencia de la remoción de agua para un número de etapas de equilibrio (N=1.5).....	83
57	Eficiencia de la remoción de agua para un número de etapas de equilibrio (N=2).....	83
58	Eficiencia de la remoción de agua para un número de etapas de equilibrio (N=2.5).....	84
59	Eficiencia de la remoción de agua para un número de etapas de	

	equilibrio (N=3).....	84
60	Gráfica de la capacidad del gas en scrubbers verticales.....	86
61	Gráfica del contenido de agua en el gas hidrocarburo (GPSA).....	87
62	Gráfica de la recuperación del trietilenglicol en solución versus temperatura (Sivalls).....	89
63	Gráfica para determinar el número teórico de platos.....	90
64	Internos y bajantes contactores empacados en las torres de glicol.	92
65	Baffle depurador de gas.....	93
66	Tamiz Zeolítico empleado para deshidratar el gas natural.....	96
67	Diferentes zonas de deshidratación.....	98
68	Gradiente de concentración para diferentes tiempos de ciclo.....	99
69	Gráfica de la capacidad de la sílica gel en función del servicio.....	100
70	Diagrama del proceso de adsorción.....	102
71	Gráfica de la velocidad del gas versus presión.....	108
72	Deshidratador típico de $\text{CaCl}_2$ .....	115
73	Diagrama de proceso de refrigeración.....	116
74	Deshidratación del gas a través de membranas permeables.....	117
75	Membrana de polímero.....	118
76	Gráfica de contenido de agua en lb/mm <sup>3</sup> en los hidrocarburos.....	119
77	Contenido de agua presente en el $\text{CO}_2$ .....	120
78	Contenido de agua en el gas natural (gráfica de presión).....	121
79	Contenido de agua en el gas (en lb/MMPC).....	122
80	Contenido del agua en el $\text{H}_2\text{S}$ .....	123
81	Curvas de densidad del gas para predecir la formación de hidratos en el gas.....	124
82	Gráfica para predecir la formación de hidratos dependiendo de la presión (GPSA).....	125
83	Expansión permisible de gas de densidad (0.6) sin formar hidratos	126
84	Expansión permisible de gas de densidad (0.8) sin formar hidratos	127
85	Gráfica de factor de compresibilidad del gas para bajas presiones.	128
86	Gráfica de factor de compresibilidad del gas a presiones atmosféricas (GPSA 1987).....	129
87	Gráfica de compresibilidad del gas natural (D Katz 1987).....	133
88	Propiedades Pseudocríticas de los hidrocarburos (GPSA).....	131
89	Curvas de presión-temperatura para la predicción de la formación de hidratos.....	134
90	Diagrama de fases del gas sin formar hidratos (GPSA 1987).....	135
91	Gráfica de la formación de hidratos de un gas de muestra.....	137
92	Diagrama presión-temperatura para un sistema de gases.....	138
93	Diagrama de fases para un sistema líquido-vapor.....	138
94	Composición a la entrada del separador empleando el criterio Pk..	139
95	Diagrama para estimar la formación de hidratos.....	141
96	Predicción de formación de hidratos para gas natural considerando efecto del nitrógeno.....	142

---

---

97	Predicción de formación de hidratos para gas natural, considerando el efecto de la caída de presión.....	142
98	Gráfica de condiciones de formación de hidratos.....	143
99	Gráfica de equilibrio del metano.....	144
100	Gráfica de equilibrio del etano.....	144
101	Gráfica de equilibrio del propano.....	145
102	Gráfica de equilibrio del butano.....	146
103	Gráfica de equilibrio del CO <sub>2</sub> .....	147
104	Gráfica de equilibrio del H <sub>2</sub> S.....	147
105	Curva de formación de hidratos dentro del ducto.....	149
106	Actuación del inhibidor dentro del ducto.....	152
107	Gráfica de perfiles de temperatura del gasoducto desde el punto de descarga y hasta el punto de equilibrio térmico con el medio	153
108	Herramienta de limpieza para ductos.....	154
109	Efecto de la despresurización.....	155
110	Diagrama de la disminución del punto de congelación.....	157
111	Diagrama de la relación de metanol en composición vapor a composición liquido contra presión.....	158
112	Diagrama del comportamiento de la aplicación de los glicoles en la formación de hidratos en las líneas de transporte de gas.....	159
113	Diagrama de calentamiento a través de una fuente de poder.....	160
114	Diagrama de limpieza de ductos a través del sistema “coil tubing”.	161
115	Diagrama de la caída de presión debida a un efecto Joule-Thompson.....	161
116	Diagrama de flujo para resolver problemas de hidratos.....	162
117	Imagen del punto de ajuste para que el software nos de los parámetros de presión y temperatura deseados.....	165
118	Ajuste térmico en el intercambiador de calor.....	166
119	Punto de ajuste de la presión del sistema de proceso.....	167
120	Ajuste de parámetros de calor y energía para la simulación.....	167
121	Carga de datos del separador en el sistema de simulación.....	168
122	Ajuste de parámetros en los 2 separadores para la simulación.....	168
123	Carga de datos a las conexiones y los parámetros al enfriador.....	169
124	Carga de datos de la diferencial de presión dando como resultado el calor requerido.....	169
125	Se ajustan los parámetros de balance para tener todo equilibrado.	170
126	Carga de datos para el balance y que sea molar.....	170
127	Esquema del sistema como lo realiza el software de procesos* la simulación.....	171
128	Ajuste de utilidades del simulador de procesos* para visualizar hidratos y verlos a través de la envolvente de fases.....	171
129	Envolvente de fases con la grafica de formación de hidratos.....	172
130	Empleo de la utilidad Workbook para el modelado de hidratos.....	172
131	Variación de la composición a través de la simulación en el paquete.....	173

---

---

132	Energía calculada por el paquete para el proceso.....	173
133	Equipos activos para el proceso.....	174
134	Datos para alimentar el paquete.....	175
135	Composición del gas a la entrada del proceso.....	175
136	Condiciones iniciales de los flujos de alimentación del paquete....	176
137	Ajuste de parámetros del separador.....	177
138	Calculo del calor requerido para el sistema.....	177
139	Ajuste de corrientes del separador con calentador.....	178
140	Ajuste de energía aplicada al separador con calentador.....	178
141	Ajuste del tercer separador para obtención del condensado.....	179
142	Ajuste de la energía del tercer separador para la obtención del condensado estabilizado.....	179
143	Ajuste de conexiones de entrada del compresor.....	180
144	Ajuste del compresor para manejar el gas y ser enviado a venta....	180
145	Ajuste del mezclador para enviar una sola corriente de gas a venta	181
146	Ajuste de las utilidades para poder ver la estabilización del sistema	181
147	Ambiente de simulación con los procesos y la corrida correcta del paquete de simulación.....	182
148	Análisis de los procesos de la simulación por corriente y por equipo	182
149	Variación de la composición por corriente.....	183
150	Energía calculada por el equipo para el proceso simulado.....	183
151	Optimización de los equipos por unidades.....	184
152	Aplicación del optimizador para mejorar la simulación.....	184
153	Aplicación del el optimizador del sistema para datos especificos....	185
154	Activación de la utilidad que tiene por objeto analizar la estabilidad del condensado con la medida PVR.....	186
155	Mapa topográfico de las localizaciones y orientación.....	187
156	Variación de la composición por pozo.....	190
157	Carga de los datos de las tuberías de la red por rama.....	191
158	Características de las tuberías empleadas en el problema.....	192
159	Carga de los datos de las tuberías de la red por rama.....	193
160	Calculo de la transferencia de calor de la tubería.....	194
161	Visualización de la ramificación 2 y pozo 2.....	194
162	Carga de datos de longitud y elevación por segmento de tubería...	196
163	Rama 3 con 3 segmentos de igual diámetro y diferente elevación.	195
164	Ajuste del mezclador de modo que opere como cabezal.....	196
165	Para la ultima rama se consideran datos iguales .....	196
166	El mezclador se ajusta para que regule las presiones.....	197
167	Se cargan los datos de la última tubería considerando un tramo....	197
168	Se considera el mezclador como el cabezal de llegada.....	198
169	Análisis de las caídas de presión en las tuberías de forma tabular...	198
170	Análisis de caídas de presión a lo largo de las tuberías de la red ...	199
171	Análisis de condiciones de operación en forma tabular.....	199
172	Análisis de cambio de composición a lo largo del proceso.....	200
173	Análisis de flujo de energía en todas la tuberías.....	200

---

---

174	Análisis del diagrama de procesos del software.....	200
175	Utilidad del paquete mostrando la formación de hidratos.....	201
176	Envolvente de fases mostrando condiciones de operación en la región de hidratos .....	201
177	Carga del paquete de fluidos incluyendo el inhibidor.....	202
178	Condiciones operativas de la red de bombeo neumático.....	202
179	Condiciones para agregar el inhibidor.....	203
180	Ajuste del mezclador para inyectar el inhibidor y eliminar el agua...	203
181	Ajuste del separador para poder eliminar los líquidos.....	204
182	Ajuste del compresor con una eficiencia del 75%.....	204
183	Esquema final de simulación de procesos* .....	205
184	Aplicación de la utilidad de formación de hidratos y su tipo.....	205
185	Envolvente de fases mostrando la formación de hidratos.....	206
186	Análisis de componentes donde se ve la existencia del agua.....	206
187	Generación de curva de formación de hidratos.....	209
188	Vista de perfil de la ubicación de la línea exportadora donde se presenta el problema de formación de hidratos.....	211
189	Calculo de la temperatura de formación de hidratos.....	212
190	Temperatura y presión de formación de hidratos en el riser.....	212
191	Pérdidas de metanol en el gas.....	214
192	Esquema de simulación del caso riser de la plataforma marina.....	216
193	Ventana de la utilidad de formación de hidratos del simulador.....	217
194	Reducción de la temperatura de formación de hidratos.....	217
195	Pérdidas del metanol en el gas.....	218
196	Pérdidas del metanol en el condensado.....	219
197	Pérdidas del metanol en la corriente de líquidos pesados.....	219
198	Diagrama del manejo de hidratos presentes en el gas.....	226
199	Comportamiento de la curva de formación de hidratos con la aplicación de inhibidor.....	227
200	Propiedades de los inhibidores termodinámicos.....	228
201	Ventajas y desventajas de los inhibidores termodinámicos.....	228
202	Elementos para elegir un inhibidor de hidratos.....	231
203	Calculo de concentración de inhibidor por el método de Hammerschmidt.....	231
204	Comparación de cálculo entre inhibidores termodinámicos.....	230
205	Clasificación de los inhibidores de baja dosificación.....	232
206	Propiedades de los inhibidores cinéticos.....	233
207	Consideraciones de los inhibidores cinéticos.....	233
208	Clasificación de los inhibidores Antiaglomerantes.....	234
209	Consideraciones de los inhibidores Antiaglomerantes.....	234
210	Comparación entre los inhibidores termodinámicos y de baja dosificación.....	235
211	Pozo Mundo Nuevo 201.....	237
212	Ubicación geográfica.....	238
213	Ubicación de líneas y caminos.....	239

---

---

---

---

214	Localización de los pozos del campo Mundo Nuevo.....	240
215	Efecto de congelamiento del bajante debido a un efecto extremo Joule-Thompson.....	241
216	Bajante y cabezalito congelado.....	242
217	Área de interconexiones y congelamiento de la línea.....	242
218	Congelamiento de la válvula de seccionamiento.....	243
219	Interconexión y congelamiento de la línea en la interconexión.....	244
220	Corte transversal de la galleta de la válvula de uso severo.....	245
221	Desgaste por velocidades extremas en las válvulas comunes y principio de operación de la válvula de uso severo.....	246
222	Internos de las válvulas y teoría de las caídas de presión de forma suave.....	247
223	Efectos de las caídas de presión de las válvulas convencionales..	248
224	Efecto gráfico de la caída de presión de la válvula multietapas.....	249
225	Galleta o vástago multietapas.....	250
226	Gráfica de comparación de las vibraciones entre las válvulas convencionales y las de uso severo.....	251
227	Caída de energía al pasar por el trim o vástago multietapas.....	252
228	Cambio de dirección del flujo al pasar por el trim o vástago multietapas.....	253
229	Caídas de presión debidas a las ranuras en el trim o vástago.....	254
230	Trim o vástago para válvulas de globo.....	255
231	Mantenimiento a válvulas de uso severo.....	256
232	Colocación de válvulas de uso severo en pozo Mundo Nuevo 201.	256
233	Prueba de las válvulas de uso severo en el pozo Mundo Nuevo 201.....	257
234	Registro de presión en la línea en el pozo Mundo Nuevo 201.....	258
235	Válvula de seccionamiento de tipo convencional en el Pozo Mundo Nuevo 201.....	259
236	Área de interconexión nueva pozo Mundo Nuevo 201.....	260

---



---

**RELACIÓN DE TABLAS.**

<b>Tabla</b>	<b>página</b>
1 Comparación de aspectos técnicos y de funcionamiento de los inhibidores de baja dosificación.....	28
2 Comparación de propiedades físicas y costos entre el metanol y el MEG.....	39
3 Tabla análisis cromatografico del gas combustible para compresoras y red de bombeo neumático.....	58
4 Temperaturas de ebullición del glicol.....	67
5 Puntos de cálculo para las líneas de operación y equilibrio.....	90
6 Valores de tiempos de retención para diferentes sustancias.....	93
7 Propiedades de os materiales adsorbentes.....	95
8 Puntos de rocío de los diferentes materiales disecantes.....	96
9 Tipo y tamaños moleculares que pueden penetrar la estructura cristalina de los materiales listados.....	96
10 Valores de las Constantes B y C respectivamente.....	109
11 Sólidos higroscópicos.....	110
12 Muestra representativa composicional de un gas.....	136
13 Datos de entrada para alimentar el paquete de simulación.....	164
14 Descripción de las tuberías de las ramificaciones de la red de recolección de gas.....	188
15 Descripción de las ramificaciones de la red de recolección de gas..	189
16 Variación de las condiciones de operación de los pozos de la red.	190
17 Datos de composición del gas pozo SP89A.....	210
18 Datos de operación para la simulación.....	211
19 Cálculo de la cantidad de metanol requerido para inhibir la formación de hidratos de la corriente SP89A gas inhibido.....	220
20 Resultados de la cantidad necesaria de MeOH para evitar la formación de hidratos.....	220
21 Relación de costos entre los inhibidores Termodinámicos y los inhibidores de baja dosificación.....	224
22 Beneficios de los diferentes tipos de inhibidores.....	224
23 Limitaciones de los diferentes tipos de inhibidores.....	225
24 Comparación entre inhibidores Termodinámicos.....	230
25 Comparación entre las propiedades de los inhibidores termodinámicos.....	235
26 Comparación entre los costos de los inhibidores.....	236
27 Valores de operación de las líneas de transporte.....	240
28 Caída de velocidad de la válvula multietapas.....	250

# CAPÍTULO I

## INTRODUCCIÓN

El gas natural y el condensado asociado son siempre producidos desde el yacimiento saturado (en equilibrio) con agua. Un volumen de agua es producido desde el yacimiento directo, y otro volumen de agua es producido de la condensación de agua desde el gas natural, debido a cambios en la presión y temperatura durante las operaciones de producción.

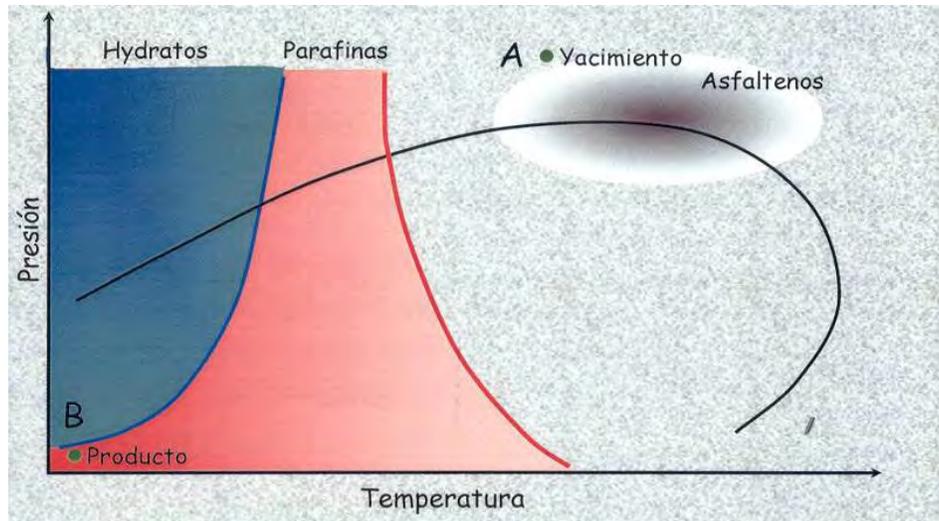
El contenido de agua en el gas natural se hace crítico con la presencia en el gas de  $H_2S$  y  $CO_2$ . Debido a que aumenta la concentración de agua al estar presentes estos gases ácidos.

La deshidratación es el proceso utilizado para remover el contenido de agua en el gas, y es requerida para prevenir la formación de hidratos y la condensación de agua libre en las instalaciones de procesamiento y transporte del gas, para alcanzar las especificaciones requeridas para la venta y prevenir la corrosión

En el proceso de transporte del gas natural, la presencia del agua es un grave problema. El incremento progresivo del diferencial de presión en la línea y los problemas de corrosión, pueden interrumpir el proceso, con impacto en la producción del campo.

Hay que preguntarse qué es lo que puede detener la producción, claro la obstrucción en tuberías debido a la formación de hidratos, pero en este caso viene acompañado de más problemas como son: inestabilidad en el flujo y finalmente accidentes y desastres. La formación de hidratos a baja T y baja P puede obstruir las tuberías de producción de los pozos y las tuberías de descarga. La predicción de la formación de hidratos en fluidos reales es incierta. Pueden tomar muchas formas, desde suspensiones, aglomerados pegajosos y polvo fino.

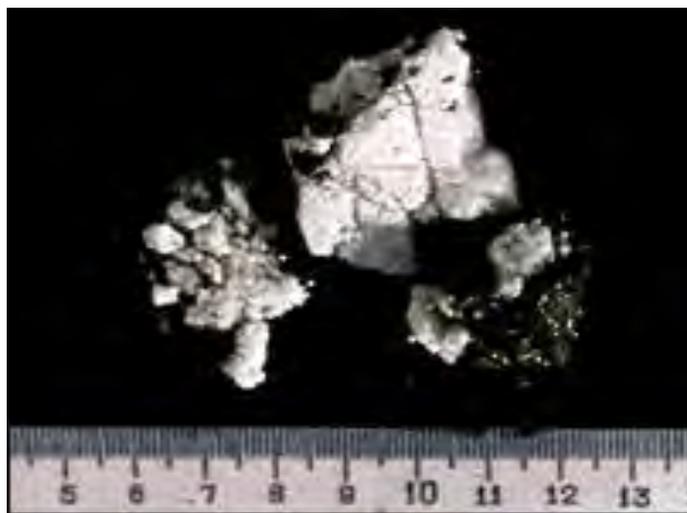
Es necesario realizar un conjunto de actividades orientadas a la generación de soluciones integrales para la prevención, control y remediación de obstrucciones y condiciones inestables del flujo en el sistema yacimiento-pozo-instalaciones.



**Figura 1. Este diagrama corresponde a un sistema con crudo saturado del gas natural, el cual a diferentes condiciones puede incursionar a través de diferentes transiciones de fases.**

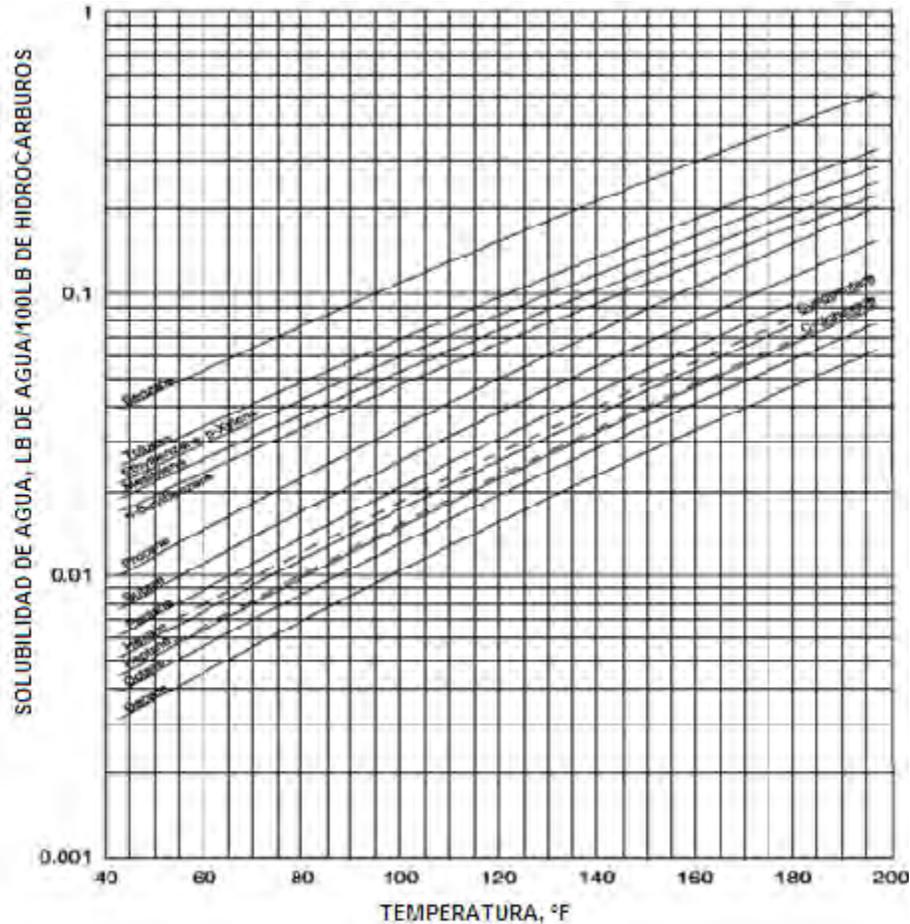
**Fuente: M en I Saúl Bautista Fragoso (IMP) 2010**

Experimentalmente se ha reportado la solubilidad del agua en hidrocarburos líquidos dulces. En hidrocarburos líquidos ácidos, la solubilidad del agua puede ser substancialmente mayor. En la figura 1 se muestra el comportamiento, de explotación típica de un yacimiento con su áreas de problemas y comportamiento de hidratos, el reto es ir de A - B con los menores problemas posibles (incluidos los hidratos).



**Figura 2. Hielo en hidrocarburos.**

En la figura 2 se muestra la nucleación y el tamaño de crecimiento de hielo extraído de un ducto de operación después de una limpieza con diablo de limpieza.

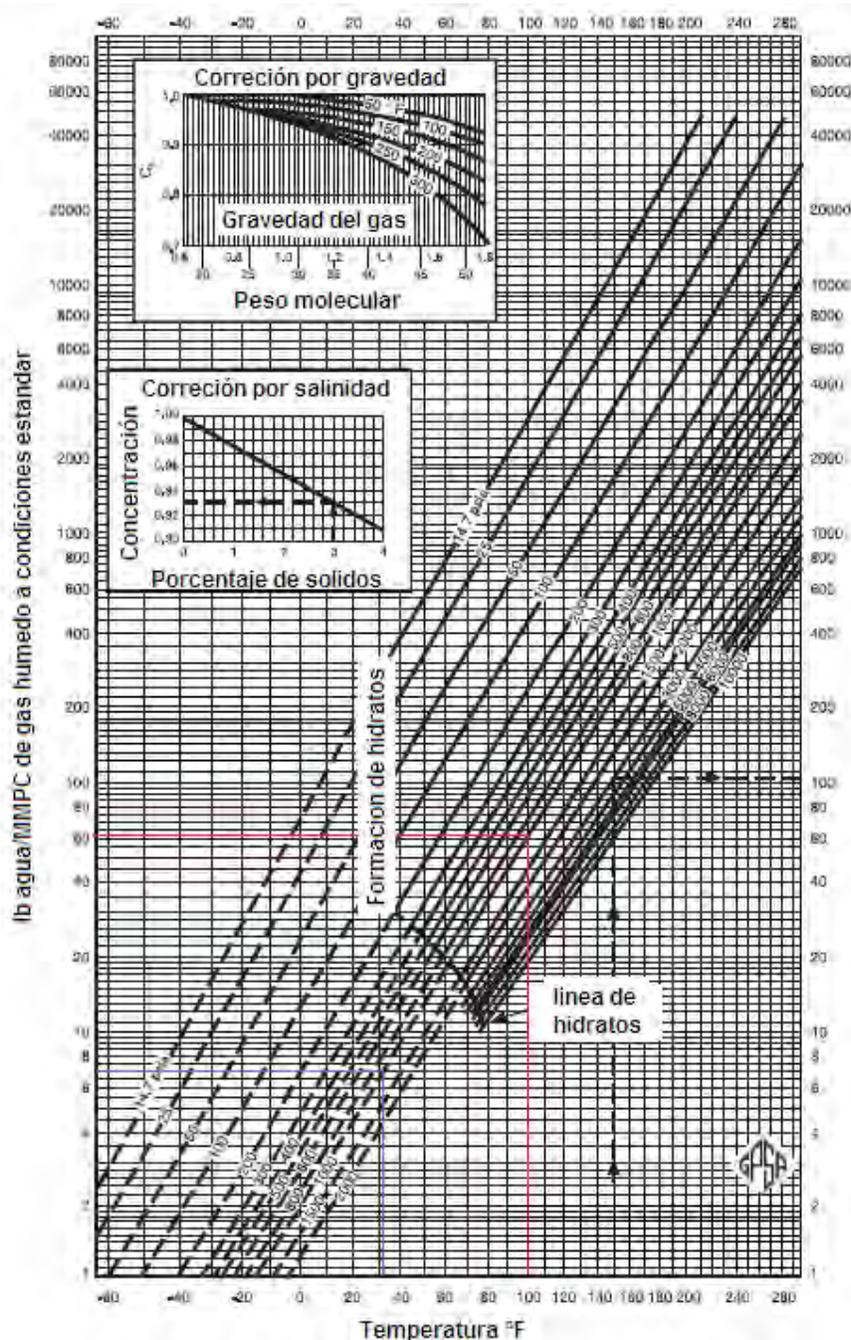


**Figura 3.-Gráfica de Solubilidad del Agua en Hidrocarburos Líquidos**

**Fuente: GPSA 1985. CAP. 20-5.**

Las ecuaciones de estado (EDE) pueden ser utilizadas para estimar la solubilidad del agua en sistemas de hidrocarburos. Los resultados obtenidos a través de cálculos, deben ser utilizados con reserva y deben ser verificados con datos experimentales, cuando sea posible. Las solubilidades de hidrocarburos en agua, en general, son considerablemente menores que la de agua en hidrocarburos. El contenido de agua saturada en un gas depende de la presión, temperatura y composición. El efecto de la composición se incrementa con la presión y es particularmente importante si el gas contiene  $\text{CO}_2$  y/o  $\text{H}_2\text{S}$ . Para gases naturales

dulces con contenidos de metano por encima del 70% y pequeñas cantidades de hidrocarburos pesados, se han desarrollado correlaciones de presión-temperatura que son adecuadas para estimar el contenido de agua en el gas natural. El nomograma mostrado en la Figura 4, es un ejemplo de la utilización de correlaciones para estimar el contenido de agua en el gas natural dulce.



**Figura 4.-Gráfica de contenido del agua en el gas natural (GPSCA, 1958)**

**Fuente.** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

Sin embargo, tiene ciertas características como las siguientes: al ser utilizada en gases dulces, especialmente para presiones por encima de 1500 lb/pg<sup>2</sup>, se tiene que corregir debido a la gravedad específica del gas y a la salinidad en el agua. Para ciertos gases amargos (CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S), se tienen sus propias gráficas véase figura 5

Como gases puros, el CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S contienen más agua saturada que el metano puro o una mezcla de gas dulce, y varía considerablemente con la presión y la temperatura, sobre todo a presiones por encima de 700 lb/pg<sup>2</sup> y temperatura ambiente.

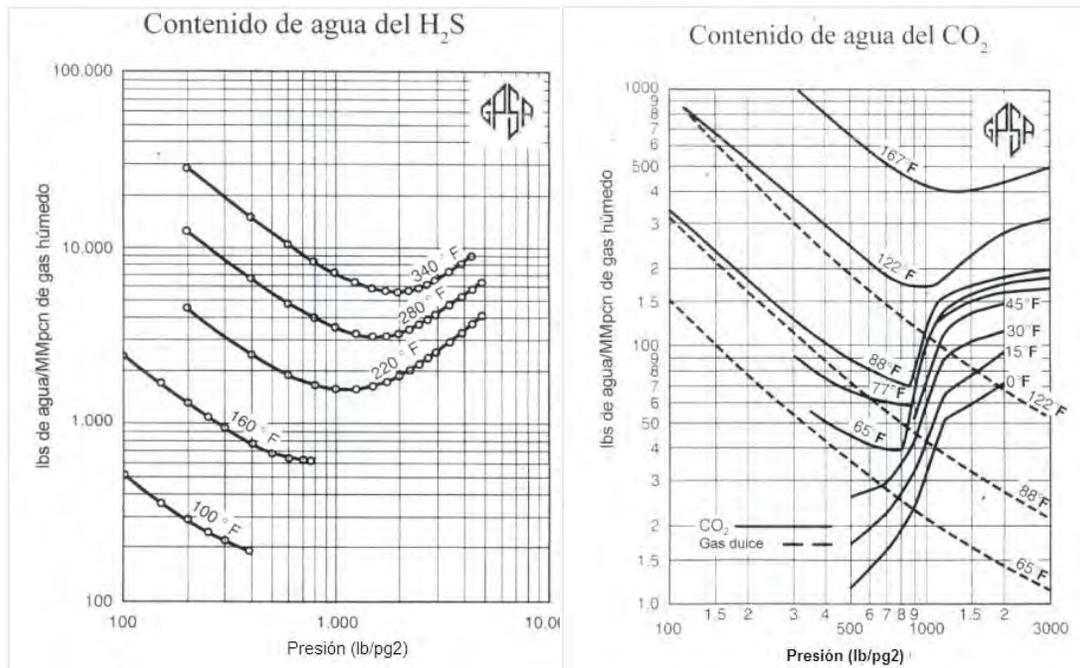
Se deben aplicar correcciones por CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S cuando la mezcla de gas contiene más de 5% de estos gases y a presiones por encima de 700 lb/pg<sup>2</sup>. Estas correcciones se incrementarán significativamente a altas concentraciones y altas presiones.

La adición de pequeñas cantidades de CH<sub>4</sub> o N<sub>2</sub> al CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S, pueden variar significativamente el contenido de agua saturada comparada con el gas ácido puro.

El cálculo del contenido de agua en gases ácidos es un tema bastante complejo. Los datos y métodos que a continuación se presentan pueden ser no siempre representativos para utilizarlos para un diseño final.

Un estudio más completo para determinar el contenido de agua requiere un estudio detallado y datos experimentales disponibles.

Los datos experimentales representan la mejor manera para verificar los valores calculados. Las ecuaciones de estado más sofisticadas pueden resultar en confiabilidad cuestionable. Cuando en la realidad el fenómeno no se puede predecir y modelar con certeza.



**Figura 5.-Gráfica de la estimación del contenido de agua presente en los gases ácidos como  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ .**

**Fuente.** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

Las graficas de la figura 5 se emplean para el cálculo de la cantidad de agua presente en el gas natural con la premisa del contenido de los gases amargos y las gráficas se emplean de la siguiente manera, de entra con la presión de operación y temperatura presente en el gas, posteriormente se lee en la parte izquierda donde el eje es de forma logarítmica y se tiene acotado en lb. de agua por cada millón de pie cubico.

El método para estimar el contenido de agua, está basado en la suposición de que la fase de agua condensada es líquida. Sin embargo, a la temperatura por debajo de la curva de la temperatura de formación del hidrato del gas, la fase del condensado será un sólido (hidrato). Durante la transición del “periodo de formación de hidrato”, el agua líquida presente es llamada “liquido metaestable”. El contenido de agua de un gas en equilibrio con un hidrato será más bajo que el equilibrio con un liquido “metaestable”. La velocidad para que se formen los cristales de hidratos, depende de muchos factores que incluyen la composición del gas, grado de agitación, etc.

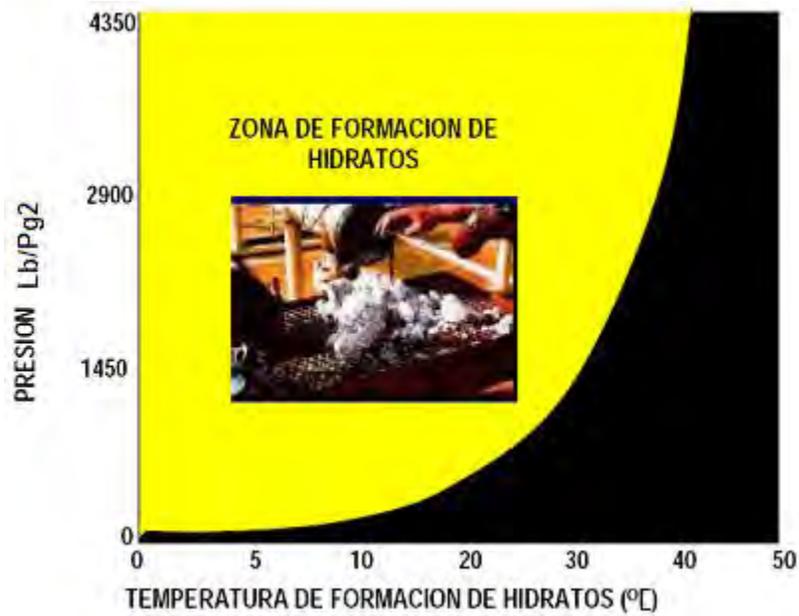
Los hidratos son estructuras sólidas formadas por agua y gas a bajas temperaturas y altas presiones. Los hidratos son sólidos cristalinos que consisten en moléculas de gas rodeadas por una “jaula” de moléculas de agua. Su composición es aproximadamente 10% de hidrocarburos, (generalmente compuestos livianos) y un 90% de agua. Su gravedad específica es 0,98, flotan en el agua pero no en hidrocarburos líquidos<sup>16</sup>.

La presencia de H<sub>2</sub>S ocasiona temperaturas de formación de hidratos sustancialmente altas a una presión determinada. El CO<sub>2</sub> generalmente tiene un impacto mucho menor y con frecuencia reduce dicha temperatura.

Se tienen reconocidas tres estructuras cristalinas: Pequeñas moléculas CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S, forman el cuerpo cúbico llamado estructura I. Hidrocarburos C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>, iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub> y nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub> forma un diamante, estructura II. Los hidrocarburos parafínicos mayores nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub> no forman hidratos porque la geometría de la cadena no permite la estabilización. El nitrógeno se considera que tampoco forma hidratos, los ciclo alcanos grandes pueden formar hidratos con estructura H.

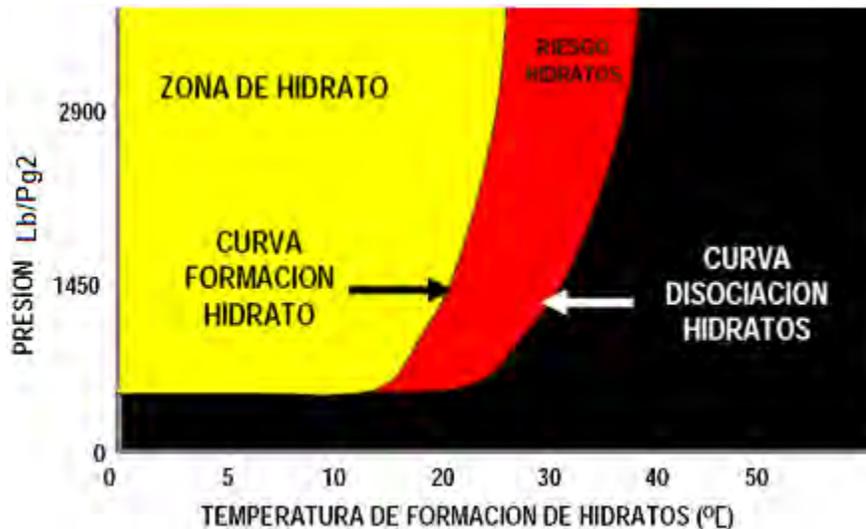
Existen condiciones requeridas para formar hidratos como las siguientes:

- Baja temperatura, comúnmente menor a 80°F.(26.66°C)
- Alta presión (mayor a 550 lb/pg<sup>2</sup>).
- Agua.
- El fluido debe estar por debajo del punto de rocío del agua.



**Figura 6 Diagrama de formación de hidratos.**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved



**Figura 7 Diagrama de disociación de hidratos.**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

Las figuras 6 y 7 muestran el comportamiento típico de la formación de hidratos en un ducto a través de un diagrama P-T, también muestran una zona que se puede llamar de transición la cual es una área (roja) donde apenas se está formando el corazón del hidrato también llamado nucleación y donde se puede actuar de manera mecánica, química o térmicamente para evitar la formación de hidratos.

Nuestra obligación como ingenieros de campo es el aseguramiento de flujo para lo cual debemos valernos de diferentes herramientas y análisis.

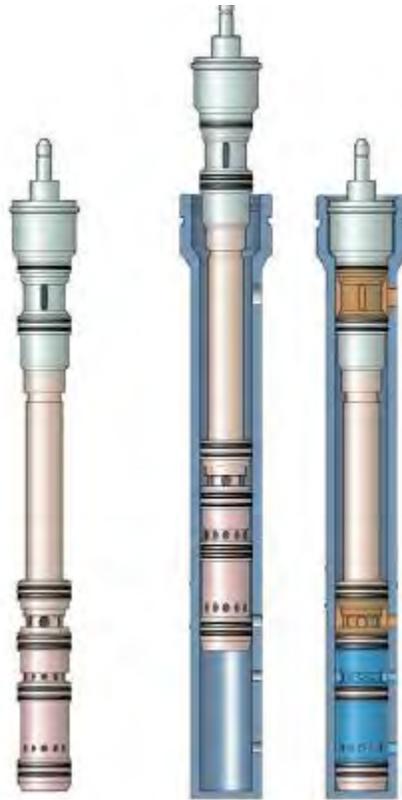
El aseguramiento de la producción puede dividirse en tres funciones relacionadas entre sí.

1. Aseguramiento de flujo.
2. El refuerzo del flujo.
3. Vigilancia del flujo.

1.- El aseguramiento de flujo implica el análisis de muestras de fluidos de yacimiento para caracterizar los comportamientos de fases, anticipar los problemas de flujo asociados con tales comportamientos, de modo que las instalaciones de producción puedan ser diseñadas y operadas con el objetivo de evitar o manejar estos problemas.

Para el aseguramiento del flujo es necesario identificar y manejar cualquier cambio que pudiera afectar los fluidos de yacimiento durante su desplazamiento por el sistema de producción hasta la instalación de procesamiento.

2.- La función de refuerzo del flujo implica el diseño, ubicación y operación integrados de los sistemas de levantamiento artificial y las bombas de refuerzo submarinas, que se combinan para superar las presiones existentes entre el yacimiento y la instalación de producción de superficie.



**Figura 8.- Herramientas para el refuerzo del flujo.**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

En la figura 8 se muestran los diferentes tipos de herramientas y equipos empleados para asegurar el flujo tanto en los risers como en las líneas de conducción. Los cuales mantienen limpia la tubería y con ello se logra tener un flujo continuo.

3.- La función de vigilancia del flujo se utiliza en un circuito de retroalimentación para medir T, P, Q y otras variables esenciales para el ajuste de la operación de las bombas, los inyectores de químicos y otros componentes, para optimizar el desempeño del sistema de producción. Se requiere de una caracterización de fluidos de yacimiento y del modelado del comportamiento de los fluidos entre el yacimiento y la instalación de procesamiento, lo que sirve como base para el desarrollo de una estrategia de producción global.

La posibilidad de formación y acumulación de parafinas, hidratos, asfáltenos e incrustaciones debe ser contemplada en las primeras etapas de la fase de diseño del sistema de producción, siendo lo más deseable durante la fase de perforación, exploración y evaluación.

Las propiedades de los fluidos de yacimiento pueden determinarse en forma óptima mediante pruebas efectuadas en muestras representativas.

Las muestras pueden tomarse utilizando probadores de formación operada con cable, tales como el Probador Modular de la Dinámica de la Información MDT o el Probador de la Dinámica de Formación de Pozo Entubado CHDT, durante las pruebas de producción efectuadas a través de la sarta de perforación (DST) o utilizando un separador de superficie. Las muestras extraídas utilizando cilindros de muestreo operados con cable (MDT) representan un valor (presión, temperatura y volumen), tomado en un punto del pozo, mientras que las muestras obtenidas durante una prueba de pozo representan un promedio a lo largo de un intervalo productivo. Las muestras deben obtenerse en las primeras etapas de la vida productiva del campo petrolero, durante la fase de perforación, antes de que la producción agote el yacimiento por debajo de la presión de saturación.

Para el manejo de muestras se emplea el laboratorio móvil (véase figura 9).

En el laboratorio móvil, este tipo de muestra sería virtualmente idéntica al fluido del yacimiento. Sin embargo, cuando las muestras se llevan a la superficie, los cambios de temperatura y presión pueden producir cambios de fase que alteran la muestra de fluido.

Las muestras también pueden alterarse por la contaminación, frecuentemente causada por el filtrado del fluido de perforación.

Para evitar este problema se pueden utilizar las MDT que pueden extraer muestras de fluidos de fondo de pozo en condiciones de presión y temperatura de yacimiento.



**Figura 9.- Laboratorio móvil.**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

Con los datos de muestras se obtiene información (presión, temperatura, viscosidad, volumen, RGA, Bo., Bg, etc.) para el modelado del sistema que se usa para definir modelos de flujo y predecir las condiciones bajo las cuales se forman los hidratos.

Integrando los modelos en el proceso de diseño de ingeniería es posible desarrollar sistemas de producción y estrategias de operatividad óptimos que no estén sobredimensionados ni subdimensionados.

Las estrategias de manejo de aseguramiento del flujo, son desarrolladas con base en análisis de muestras de fluido, generalmente adoptan la forma de manejo térmico, manejo de la presión, tratamientos químicos y remediación mecánica.

El manejo térmico habitualmente consiste en la circulación de fluidos calientes, el calentamiento eléctrico y el aislamiento de la línea de flujo. El manejo de la presión puede realizarse con las bombas de fondo de pozo y las bombas de refuerzo de lecho marino.

Se inyectan tratamientos químicos en el sistema de producción para inhibir la corrosión o la acumulación de ceras, incrustaciones e hidratos.

La remediación mecánica normalmente implica la limpieza de las líneas de flujo.

Los problemas de aseguramiento son variados pero tienen su origen en la naturaleza de los fluidos.

- La temperatura del suelo marino induce problemas de flujo.
- Los cambios de temperatura y presión son factores muy influyentes en el desarrollo de estrategias de flujo.
- Las estrategias de aseguramiento se desarrollan en conjunto con el diseño de equipo y operaciones.
- El monitoreo de flujo y variables claves ofrecen oportunidades de mejoramiento de operación.
- Cuando la presión de los pozos es baja, es aconsejable usar levantamiento artificial para evitar la formación de bloqueo de líneas.

#### **Uso de los inhibidores termodinámicos (THI).**

La dificultad al usar inhibidores termodinámicos radica en conseguir que el inhibidor entre en contacto con el bloqueo, es decir, llegue a donde se encuentra ubicado el hidrato. La inyección del inhibidor termodinámico no siempre puede ayudar a la disociación de un bloqueo por formación de hidratos, pero puede ser útil para evitar su información.

Si el hidrato no bloquea completamente la trayectoria de flujo, entonces el inhibidor puede circular a través de la restricción; si se puede acceder al bloqueo con tubería flexible se procede a bombear el metanol para así desbloquear la línea de flujo.

#### **Consideraciones para usar inhibidores termodinámicos.**

Para proporcionar metanol a un sistema de producción submarino se debe contar con ciertos elementos indispensables como:

- Suficiente capacidad de almacenamiento de metanol.
- Instalaciones para el bombeo y medición.
- Líneas de inyección para el metanol.

- Puntos de inyección en las instalaciones y/o cabezales de pozos.
- Válvulas (algunas válvulas submarinas son de actuación remota).
- Instrumentación para medición de presión.

Para lograr el objetivo de aplicación de los inhibidores termodinámicos es necesario tener en cuenta los siguientes aspectos:

- Si no se tiene conocimiento de los gastos de producción de agua puede ocurrir que la dosis de inhibidor sea insuficiente, permitiendo así la formación de hidratos.
- El inhibidor no llega al lugar donde se suponía tenía que llegar debido a un error del operador o a una falla en el equipo.
- Contaminación del crudo debido al uso excesivo de metanol provocando que éste se devalúe y que algunas refinerías no lo acepten.
- Reglamentación y aspectos ambientales respecto a los límites máximos de descarga de metanol.
- Garantizar la compatibilidad de los materiales con el inhibidor.
- Tomar todas las medidas de seguridad en el manejo del metanol.

### **Ventajas y desventajas de los inhibidores termodinámicos.**

#### **Ventajas**

- Reducen la temperatura de formación de hidratos, cambiando el potencial químico del agua, es decir, reduce el punto de congelación.
- Al contar con modelos termodinámicos de los THI en paquetes de software es posible predecir el efecto de la inhibición desde la curva de formación de los hidratos.

- Algunos inhibidores como el metanol inhiben tanto en fase líquida como en fase vapor, lo cual es ventajoso durante procesos transitorios como el reinicio de operaciones.
- Trabajan para cualquier sistema de hidrocarburos.

**Desventajas.**

- Se requiere de grandes cantidades para realizar la inhibición.
- Se debe disponer de suficiente espacio debido a que los volúmenes de almacenamiento son de gran tamaño.
- Los requerimientos para bombeo y almacenamiento pueden conducir a altos costos.
- Incompatibilidades entre el inhibidor y otros productos químicos usados en la producción como los inhibidores de corrosión, parafina y asfáltenos.
- Incompatibilidad entre el inhibidor y los materiales de fabricación de flujo, los equipos y las instalaciones.
- El inhibidor puede causar precipitación de las sales en el agua producida.

**Inhibidores de baja dosis (LDHIs).**

Los métodos de inhibición con LDHI afectan la cinética, es decir, afectan la rapidez con que se forman y se aglomeran los hidratos de gas por lo cual son procesos dependientes del tiempo.

Los inhibidores de baja dosis permiten al operador controlar la formación de hidratos en sistemas de gas natural donde las condiciones de producción y de transporte no son las apropiadas para instalar las instalaciones que requieren los métodos de inhibición tradicionales. Además brindan la posibilidad de ser combinados junto con los productos como inhibidores de corrosión, lo cual implica menos costos operacionales y menor tiempo de tratamiento del fluido. La dosis de aplicación es baja y varía entre 0.25 y 5 % en volumen de agua producida<sup>24</sup>.

Los inhibidores de baja dosis se pueden clasificar de acuerdo a la forma como modifica el mecanismo de formación del cristal del hidrato. Los principales tipos son: inhibidores cinéticos de hidratos (Kinetic Hydrate Inhibitors-KHI, por sus siglas en ingles) y los anti-aglomerantes (AA).

Los LDHIs pueden combinarse con otros productos químicos que permitan el control de algunos problemas como precipitación de parafinas y la corrosión en los equipos. Existen actualmente: LDHI/CI combinación de inhibidores de baja dosis con inhibidores de corrosión (CI, por sus siglas en ingles) y LDHI/PI, LDHI con inhibidores de parafinas (PI, por sus siglas en ingles) y LDHI/CI/PI que es la combinación de inhibidores de baja dosis, de corrosión y de parafinas.

Un mayor impulso a la investigación en LDHI se debe al cuidado del medio ambiente para lo cual se requieren químicos con alta biodegradabilidad, en caso de países como Noruega el Norwegian Pollution Authority exige que todos los inhibidores a implementar en sistemas costa afuera deben tener una biodegradabilidad mayor al 60%, mientras que en Gran Bretaña las autoridades ambientales reglamentan que el grado de biodegradabilidad sea mayor al 20%. Por tal motivo se presenta un auge en el desarrollo de productos híbridos que cumplan con estas especificaciones.

### **Inhibidores Cinéticos (KHI).**

Los inhibidores cinéticos son polímeros de bajo peso molecular disueltos en un líquido portador que se inyectan a la fase acuosa presente en las líneas y no alteran la termodinámica de la formación de hidratos, pero modifican la cinética de formación de hidratos<sup>42</sup>.

La búsqueda de inhibidores cinéticos fue impulsada por la necesidad de reducir costos de productos químicos, algunas de las primeras bases de investigación de esta tecnología viene de los inhibidores naturales del mundo animal y vegetal en donde algunas especies producen las llamadas proteínas anticongelantes (AFPs- Anti-freezing proteins) que les permite funcionar a bajas temperaturas y altas presiones sin congelarse.

Los KHI inhiben la formación de los pequeños cristales interactuando con los espacios de crecimiento del hidrato. Son polímeros solubles en agua que interfieren con la nucleación del cristal y retrasan el proceso de crecimiento inicial del mismo.

Su efecto depende del tiempo de tránsito a través de la tubería pues si es suficientemente largo se formarán los hidratos y bloquearán la línea. Se agregan en bajas concentraciones normalmente menores del 1% en peso en la fase acuosa. Entre los KHI se encuentran Poli (N-Vinilpirrolidona) o poli (Vinilmetilacetamida / Vinilcaprolactama).

La estructura de un inhibidor cinético consiste de una cadena principal y de anclas las cuales distorsionan la estructura del hidrato consiguiendo que requiera más energía para su formación, retardando la cinética de formación del hidrato.

La primera generación de los KHIs se basó en polímeros de anillos pirrolidona o de caprolactama los cuales tienen sus limitaciones en el subenfriamiento hasta 14.4°F (-9.78°C) y el tiempo de acción como un máximo de 24 horas<sup>40</sup>.

Se han desarrollado otras generaciones de KHI que les ha dado un límite de hasta 21.6°F (-5.78°C) en el subenfriamiento del sistema y un límite de días e incluso semanas en su tiempo de acción. Cuando las condiciones de subenfriamiento superan los 20°F (-6.67°C) como los sistemas de aguas profundas que alcanzan los 36°F (2.2°C) o superiores, es necesario implementar otro método de inhibición que permita al operador tener más control sobre el fluido producido durante su tiempo de transporte.

No tienen problema con la cantidad de relación gas aceite (GOR; por sus siglas en inglés) del fluido producido ni con el corte de agua del yacimiento. Cuando el campo lleva bastante tiempo de producción se pueden generar al corte de agua, si otras condiciones en el campo permanecen relativamente constantes, para controlar la formación de hidratos solo bastaría con aumentar la concentración del inhibidor.

Para su aplicación primero se debe hacer un análisis de las condiciones de las instalaciones de producción en el campo. Los KHI pueden ahorrar hasta un 50% de los gastos respecto a usar químicos.

Presentamos los nombres comerciales y condiciones operacionales y de control bajo las cuales es viable la aplicación de los LDHI.

### **Inhibidores cinéticos.**

#### **1. Polivinilpirrolidona.**

Se puede emplear cuando la temperatura de subenfriamiento varía de 5 a 10°F (-15 a -12°C) y el tiempo de residencia en las condiciones de formación de hidratos son de pocos minutos. Para mayores grados de subenfriamiento no aplica este inhibidor.

Es efectivo a presiones entre 150 y 2500 lb/pg<sup>2</sup> en cabeza de pozo en las líneas de flujo y a temperaturas entre 45 y 60°F (7 a 15°C). Además, se puede usar en corrientes de gas ácido, es decir, que contiene H<sub>2</sub>S el cual ayuda a la formación de hidratos de gas y el uso de inhibidores de corrosión y desemulsificantes no afectan su rendimiento<sup>19</sup>.

Es fácil de implementar, el equipo existente solo requiere de pequeñas modificaciones y es producto químico no tóxico.

## 2. **Threshold.**

Se puede emplear bajo condiciones de subenfriamiento de hasta 10°C y pozos que presenten problemas de emulsiones y que no afectan su rendimiento.

La concentración de aplicación es del 15% en peso de la fase acuosa pero este valor puede cambiar dependiendo de las condiciones del pozo, inhibe la formación de hidratos de gas durante 48 horas y es compatible con inhibidores de corrosión.

## 3. **VIMA – Vcap.**

Es un polímero no tóxico soluble en agua de nombre n-vinyl, n-methyl acetamida-vinyl caprolactama (VIMA-VCap) el cual retrasa la nucleación del hidrato ya que reacciona con las moléculas de agua interfiriendo en su estructura.

Se ha utilizado satisfactoriamente en Australia, Canadá, Estados Unidos y el mar del Norte. Es aplicable en un rango de subenfriamiento de 6 - 8°F (-14 a -13°C) es fácil de implementar, no requiere cambios en la plataforma de operaciones ni en las instalaciones costa adentro<sup>39</sup>.

## **Inhibidores Antiaglomerantes (AA).**

Los Antiaglomerantes son productos químicos tensoactivos, que no evitan la formación de hidratos sino la aglomeración de los cristales manteniéndolos con un tamaño por debajo de los milímetros de magnitud, separados y dispersos en el hidrocarburo evitando su aglomeración y crecimiento como un solo cuerpo.

Su funcionamiento se realiza a través de dos mecanismos, en el primero el AA (sal de fosonio o sal de amonio cuaternario) se introduce en la estructura del hidrato para evitar su crecimiento y en el segundo la cola hidrocarburo del Antiaglomerante hace que la estructura hidrato-AA formada en el primer mecanismo se disperse en el hidrocarburo y evita su aglomeración. Por esta razón se hace necesaria una fase de hidrocarburo líquido presente ya sea aceite o condensado del gas<sup>44</sup>.

Los AA presentan una limitante a cortes de agua desde un 50% hasta un 75% de la producción y a cantidades de GOR menor que 100,000 SCF/STB.

En comparación a los Cinéticos, los inhibidores Antiaglomerantes no presentan limitaciones al estar la temperatura del sistema por debajo de la formación de hidratos en unos 41°F (23°C) o más (condición de subenfriamiento) y tampoco cuando el tiempo de residencia puede ser mayor a las dos semanas. se requiere que el fluido producido se mantenga emulsionado, especialmente a una emulsión inversa solo así permanece el hidrocarburo líquido como fase continua. Todo esto depende del nivel de agitación que exista en el punto de aplicación.

Los factores que afectan la eficacia de los inhibidores Antiaglomerantes son el tipo de crudo, la salinidad del agua y el corte de agua producido.

### **Inhibidores Antiaglomerantes.**

#### **1. Ice-Chek**

Este inhibidor es aplicable bajo condiciones de subenfriamiento hasta 18°F (-8°C) (según pruebas de laboratorio) y a presiones entre 600 y 1000 lb/pg<sup>2</sup>. Es el único con la capacidad de detener el avance del hidrato incluso después de que el sistema comienza a producir hidratos lo que hace un producto más seguro para los operadores de campo<sup>41</sup>.

#### **2. GHI-7183.**

Es una amina poliéter disuelta en agua o en alcohol. El material activo es un líquido de bajo peso molecular soluble tanto en agua como en hidrocarburos. También se puede presentar como una solución al disolverlos en sustancias polares como el agua, alcohol, glicol, en una mezcla de cualquier solvente, para así evitar la introducción de agua adicional en el sistema de tratamiento, o en una solución de hidrocarburos. La relación agua/hidrocarburo es de 26:1 esto significa que si el inhibidor es añadido en una solución de hidrocarburo al agua, 96% de producto migraría a la fase agua<sup>38</sup>.

A diferencia de los KHI tipo polimérico las aminas poliéter no se precipitarán incluso después de la eliminación completa del disolvente. Otras características importantes son las propiedades anticorrosivas y la compatibilidad con los inhibidores de corrosión.

A este inhibidor se le realizó una prueba para observar su impacto ambiental en la vida marina y fue clasificado en la categoría “E” por el HOCNS<sup>27</sup> del Reino Unido como el más amigable con el medio ambiente.

### **Inhibidores Híbridos.**

#### **1. GHI-7185.**

Es una mezcla de KHI polimérico con AA. La adición de AA mejora la capacidad de inhibición de hidratos del KHI. El líquido y el componente activo no volátil del AA, es también un solvente para el componente polimérico KHI, resultando un sistema donde los polímeros sólidos no se separan en ningún momento. Una concentración típica de polímero de KHI no excede el 5% en solventes como agua, metanol, éteres de glicol o mezclas de solventes. Las soluciones más concentradas serían demasiado viscosas para las bombas y para que se disperse fácilmente en la corriente de gas. Con la combinación de inhibidores de baja dosis es posible triplicar la concentración de componentes activos sin aumentar la viscosidad.

### **Comparación de los métodos de inhibición de hidratos.**

En la inhibición de hidratos varios autores han realizado valiosos estudios a nivel laboratorio y de campo, algunos de los aportes más importantes se presentan a continuación (véase tabla 1).

### **Pruebas de laboratorio.**

Las pruebas de laboratorio son llevadas a cabo para constatar la efectividad del inhibidor y consisten en ensayos a prueba y error para determinar cuál es la dosis óptima del químico a utilizar en el sistema al cual se quiere aplicar. Entre las

pruebas de laboratorio más ampliamente utilizadas están: la **prueba de alta presión** realizada en celdas o reactores a altas presiones, La **prueba de detección visual** realizada en celdas con ventanillas o mirilla y la **prueba de capilaridad** realizada en circuitos (loops) por donde se hace fluir el químico. Otras, como pruebas de compatibilidad con materiales y con diferentes sustancias químicas que se aplican al campo, son tomadas en cuenta para evaluar diferentes escenarios de aplicación.

- **Pruebas de alta presión.**

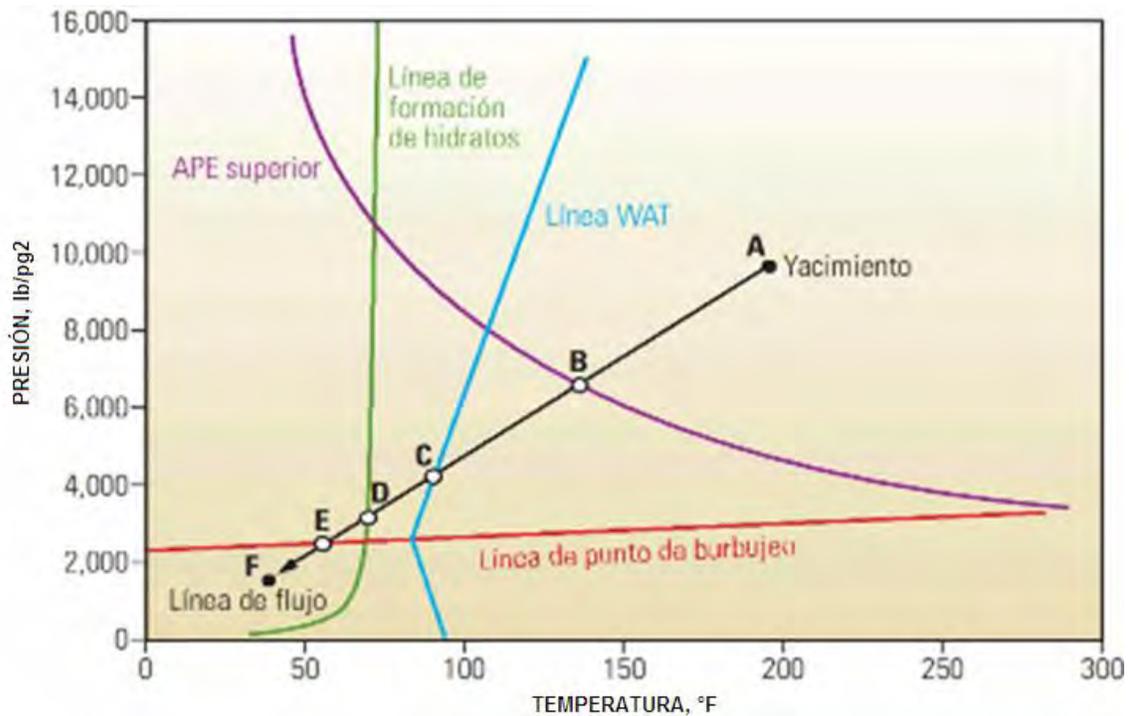
La prueba consiste en cargar una celda con el fluido a condiciones iniciales de presión y temperatura justo por fuera de la región de hidratos esperada (punto A en la figura 10).

La celda se mantiene en continua agitación (para simular el flujo en las líneas) y las temperaturas se varían gradualmente para garantizar el equilibrio entre las fases gaseosa y líquida. El proceso continúa con la disminución gradual de la temperatura en la celda (punto B figura 10) con lo cual los hidratos empiezan a formarse y una caída rápida de presión (entre los puntos B y D) indican que mayor cantidad de moléculas de gas han sido atrapadas dentro de la estructura de los hidratos. La disociación de los hidratos se da con un calentamiento gradual del equipo para mantener el equilibrio del proceso hasta llegar a las condiciones de presión y temperatura donde se inició el ciclo de formación del hidrato.

Si la tasa de enfriamiento en la celda es más lenta propicia condiciones de equilibrio óptimas para que las moléculas de agua se ordenen y formen el cristal de hidrato a menores presiones y altas temperaturas.

Para analizar el rendimiento de los inhibidores Cinéticos se observa el periodo de enfriamiento ya que este ocurre la nucleación de los cristales de hidrato. En el laboratorio se evalúa a un gasto de enfriamiento constante la rapidez con la que el enfriamiento ocurre sin aplicar inhibidor y con diferentes dosificaciones del mismo.

Otra forma de analizar el desempeño de un inhibidor en general es observar las curvas de presión versus el tiempo, generadas por los equipos en el laboratorio.

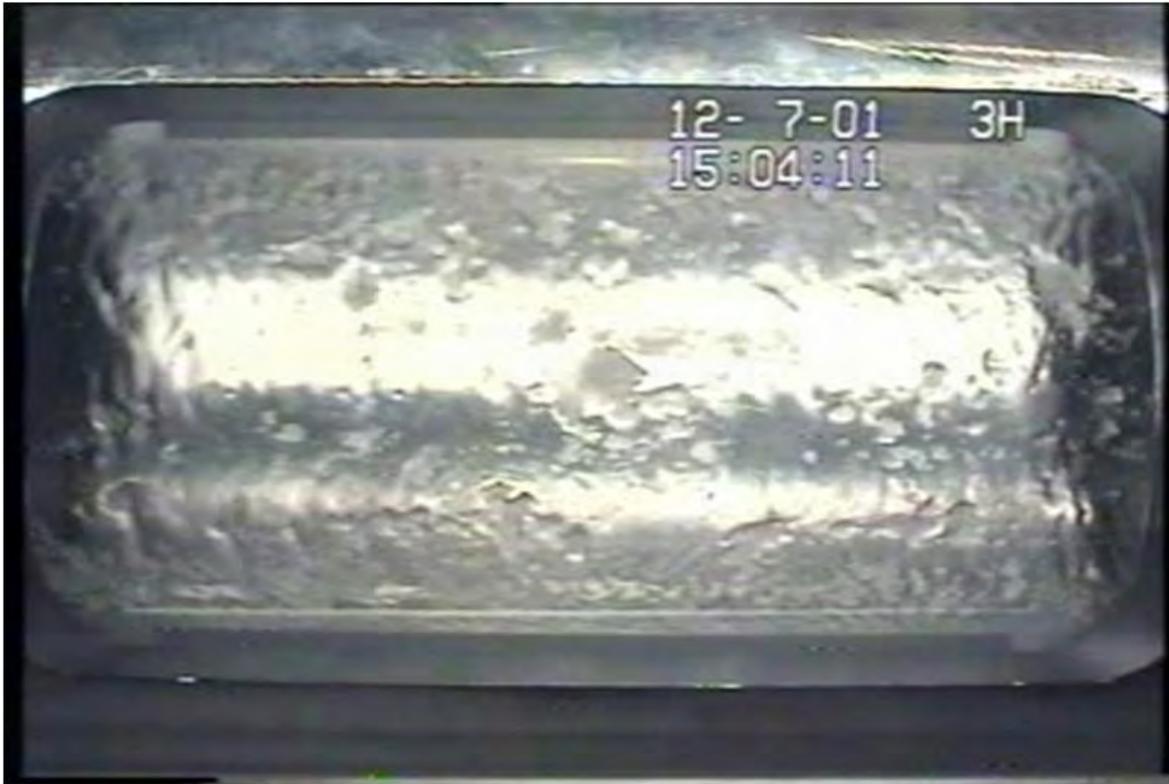


**Fig.10.- Diagrama de formación de hidratos.**

**Fuente.- I.M.P. Aseguramiento de flujo.**

### **Pruebas de detección visual.**

Se realizan con el mismo equipo que se utiliza en las pruebas de altas presiones, pero en este caso, las celdas están provistas de una mirilla o una pequeña ventana por donde se aprecian visualmente los fenómenos que se produzcan dentro de la celda; El equipo permite agitar o no la celda para simular condiciones de flujo y de cierres respectivamente, por lo tanto esta prueba proporciona mas certeza al momento de determinar condiciones de formación de hidratos y calificar el desempeño de los inhibidores (véase figura 11).

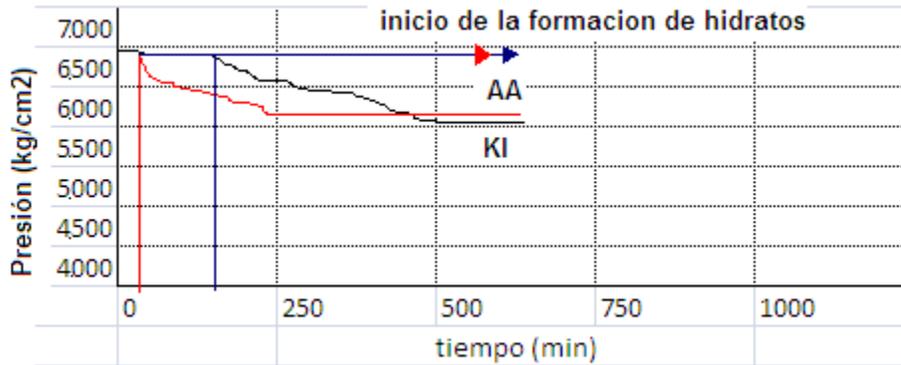


**Fig. 11.-Celda para visualizar la formación de hidratos.**

**Fuente.- I.M.P. Laboratorio de formación de hidratos.**

Para observar las diferencias al aplicar un inhibidor de baja dosis (AA o KHI) y al emplear una combinación entre estos dos inhibidores se realizaron pruebas de laboratorio (prueba de detección visual) en una autoclave de acero inoxidable (véase figura 11) a una temperatura constante de  $2.5^{\circ}\text{C}$  y  $938\text{ lb/pg}^2$  de presión inicial con una mezcla de gas natural de campo Mundo Nuevo. La concentración de los químicos a analizar en cada prueba es de 0.3% teniendo una temperatura de subenfriamiento de  $14^{\circ}\text{C}$ .

Los resultados de la prueba indicaron que el inhibidor combinado de KHI y AA duplicó el tiempo libre de hidratos (sin caída de presión), en comparación con una prueba a las mismas condiciones usando solamente un polímero KHI (véase figura 12).



**Fig.12.- Resultados al emplear los LDHI individualmente.**

**Fuente.-LOVELL Dean, et al. Hydrate Inhibition Gas Wells Treated with Two Low Dosage Hydrate Inhibitors. SPE 75668. Modificada.**



**Fig.13.- Resultados al combinar los Inhibidores de baja dosis AA con KHI.**

**Fuente. - LOVELL Dean, et al. Hydrate Inhibition Gas Wells Treated with Two Low Dosage Hydrate Inhibitors. SPE 75668. Modificada.**

En la misma prueba se observa que el hidrato fue dispersado en la fase acuosa. Pruebas ambientales también fueron realizadas a los mismos KHI y AA a las mismas condiciones, estas pruebas indicaron que la combinación química de los inhibidores es igualmente segura para la vida marina que al inyectarlos individualmente (véase figura 13).

De acuerdo con lo visto creamos un diagrama de flujo que nos puede apoyar en la toma de decisiones para poder aplicar eficientemente un sistema de inhibición de baja dosificación sin tomar en cuenta los costos, (véase figura 14).

Al inicio de debe considerar que ya se tiene o existe un problema de hidratos y el área donde se va aplicar el inhibidor, acto seguido verificamos condiciones de operación para saber a qué condiciones debe operar el inhibidor, dentro de los inhibidores existe una variedad de ellos por lo cual se hace una selección del mismo, posteriormente, se hace un análisis del sistema(campo) donde se aplicará y se determinan la pruebas necesarias para evaluar el desempeño del inhibidor, se hacen pruebas de laboratorio buscando la compatibilidad de acuerdo con los químicos y materiales empleados, se verifica, si no aprueba, se verifican las condiciones de operación y si aprueba, comenzamos con una dosis inicial a trabajar con el inhibidor, de ésta dosis inicial se hace una prueba de presión, de detección visual, de capilaridad, de ahí se hacen pruebas de desempeño, es decir, probamos si se pueden emplear en forma conjunta inhibidores cinéticos con inhibidores Antiaglomerantes, los sometemos a prueba si no pasan se hace una nueva prueba de desempeño si aprueban lo sometemos al campo, al encontrar la dosis seleccionada, monitoreamos el desempeño del mismo en un periodo determinado, para ello nos apoyamos con paquetes de simulación, si el desempeño es satisfactorio se aplica y termina, sí el desempeño no es satisfactorio entonces se analiza y se corrige de modo que satisfaga y se aplique.

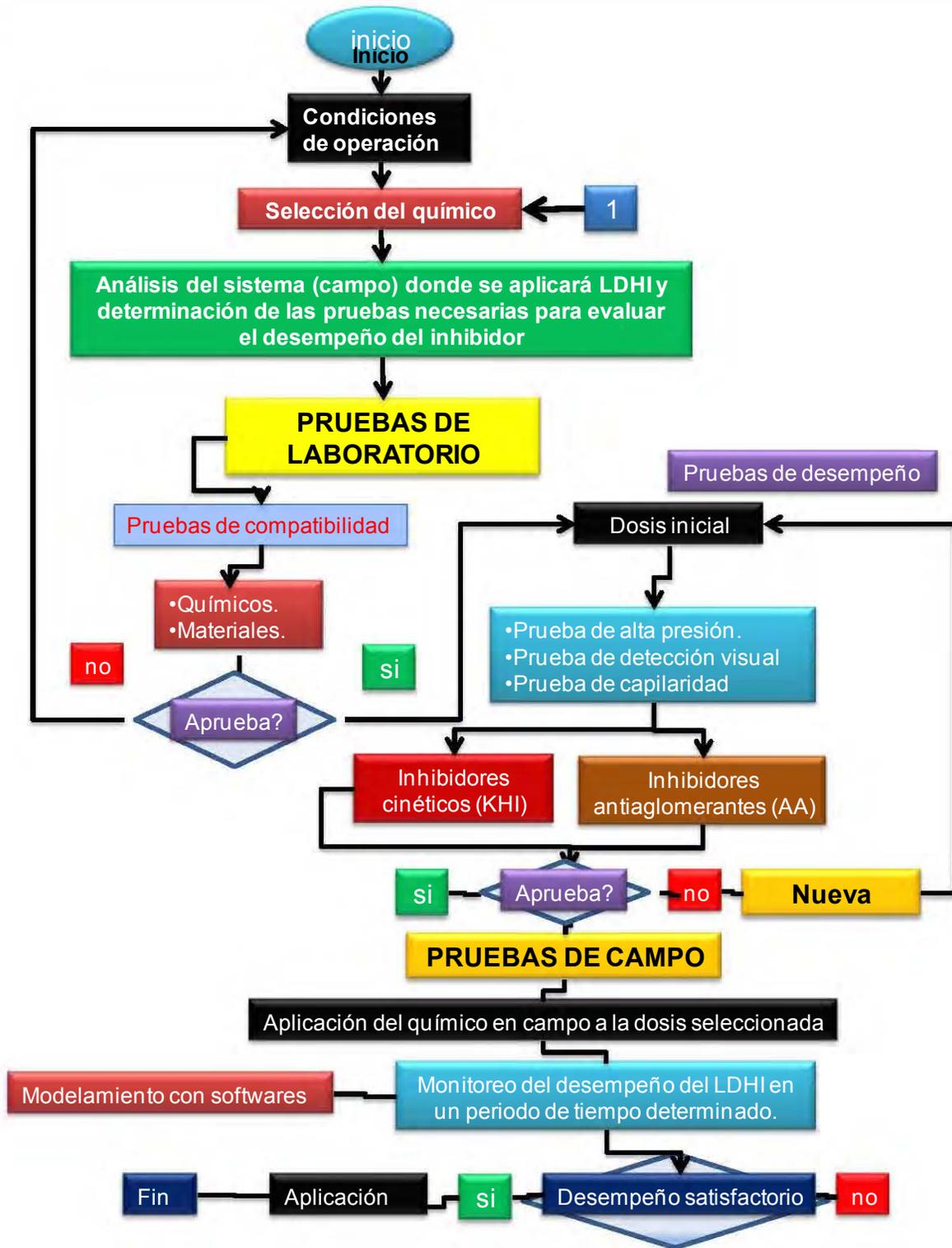


Fig.14.-Diagrama de decisión para implementar un sistema de inhibición de baja dosis.

Fuente.- Autor.

En la tabla 1 se muestra una comparación de los aspectos técnicos de los inhibidores de baja dosificación.

<b>INHIBIDORES CINÉTICOS (KHI)</b>	<b>INHIBIDORES ANTIAGLOMERANTES (AA)</b>
No recomendados cuando se hacen cierres en tuberías y en el pozo	Son efectivos en condiciones de cierre de pozos o tuberías
Interfieren en la formación de los cristales de hidratos inhibiendo la cinética de la formación del hidrato	Son capaces de cambiar el tamaño del cristal del hidrato y la morfología de los aglomerados, introduciendo moléculas del inhibidor entre su enmallado.
Se recomiendan usarse si la diferencia entre temperatura de subenfriamiento en líneas de flujo es de 20°C, como máximo	No son efectivos cuando el corte de agua asociada a la corriente de hidrocarburos producida es mayor o igual al 50% en volumen.
Su actividad se ve limitada por el subenfriamiento del sistema, que puede ser un problema al momento de transportar el fluido ya que puede no ser efectivo durante la gran distancia recorrida.	No dependen de la estructura del hidrato, su actividad es independiente de las condiciones de presión-temperatura
Se recomienda observar bajo la acción de este inhibidor no se presencia la formación apreciable de hidratos.	Es necesaria una fase de hidrocarburos líquida para que se puedan transportar los cristales de hidratos.

**Tabla 1.-Comparación de aspectos técnicos y de funcionamiento de los inhibidores de baja dosis.**

**Fuente.- Autor**

## CAPÍTULO II

### MARCO CONCEPTUAL Y CONCEPTOS BÁSICOS.

#### II.1 Conceptos básicos y definiciones.

Los hidratos pueden formarse en cualquier mezcla de gas (gas natural, condensados de gas y gas asociado a crudo) siempre y cuando se alcancen las condiciones de temperatura y presión necesarias. El tiempo en que se forman estas estructuras está dada por las condiciones de temperatura, presión y composición, así como por el tamaño y volumen de la partícula (Smith y col., 2004<sup>8</sup>), que se dan en la interfase entre el agua líquida y los sólidos cristalinos.

Un buen modelo de cálculo para la predicción del equilibrio de fases en hidratos, se obtiene con la ecuación de Wan der Waals y Platteeuw, a las diversas interacciones que tienen los gases huéspedes, dentro de las cavidades de las redes de hidratos.

La ecuación de Wan der Waals y Platteeuw, dentro del modelo, predice la presión de disociación de los hidratos, con base en el modelo termodinámico de Langmuir para la adsorción. Para estimar la fugacidad en un sistema multicomponente como el gas natural, se introduce normalmente la regla de mezclado de Huron-Vidal (MHV2) para mezclado en la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong (SRK)<sup>28</sup>.

Es de mayor importancia conocer los métodos disponibles para la predicción de formación de hidratos integrados en los programas de simulación, ya que no todos los modelos predicen correctamente la formación de hidratos en presencia de determinadas sales o hidrocarburos superiores. La precisión de la información y las acciones de control son dependientes de una predicción oportuna de las condiciones de equilibrio que permiten el inicio de la nucleación.

El estado de equilibrio en el cual se da la formación de hidratos, consiste en considerar la fugacidad del componente igual en todas las fases en la que coexiste de manera simultánea.

$$\hat{f}_i^H = \hat{f}_i^L = \hat{f}_i^V (= \hat{f}_i^I) \quad (II.1)$$

Donde:

- $H$  representa la fase de hidrato
- $L$  la fase líquida, ya sea rica en agua o en gases huéspedes
- $V$  la fase vapor
- $I$  la del hielo

Los modelos termodinámicos utilizados para la predicción del equilibrio de fases del sistema que forma hidrato se centran en tres fases, ya sea hidrato-hielo-vapor ( $H-I-V$ ) o hidrato-agua líquida-vapor ( $H-L-V$ ).

El potencial químico del agua en la fase de hidrato  $\mu_w^H$  se determina a partir del modelo de Van der Waals y Platteuw:  $\mu_w^H$  es el potencial químico del agua cuando se supone se han llenado todas las cavidades de la red de hidrato.  $V_m$  es el número de cavidades de tipo  $m$  por molécula de agua en la fase de hidrato.  $\theta_{mj}$  es la fracción de cavidades de tipo  $m$  ocupadas por moléculas del componente  $j$ .

$$\mu_w^H = \mu_w^{MT} + RT \sum_m v_m \ln \left( 1 - \sum_i \theta_{mi} \right) \quad (II.2)$$

Donde:

$\mu_w^H$  es el potencial químico del agua cuando se supone se han llenado todas las cavidades de la red de hidrato,  $v_m$  el número de cavidades de tipo  $m$  por molécula de agua en la fase de hidrato y  $\theta_{mj}$  la fracción de cavidades de tipo  $m$  ocupadas por moléculas del componente  $j$ . Esta fracción de cavidades ocupadas se determina mediante la expresión de Langmuir:

$$\theta_{mj} = \frac{C_{mj} \hat{f}_j^V}{1 + \sum_k C_{mk} \hat{f}_k^V} \quad (II.3)$$

Donde:

$C_{mj}$  Es la constante de Langmuir para el componente.  $j$  en la cavidad de tipo  $m$  y  $\hat{f}_j^V$  es la fugacidad del componente  $j$  en fase vapor cuando la fase de hidrato está en equilibrio. La diferencia de potencial químico entre la fase de hidrato vacía y llena  $\Delta\mu_w^{MT-H} (= \mu_w^{MT} - \mu_w^H)$  se obtiene de la siguiente ecuación

$$\Delta\mu_w^{MT-H} = RT \sum_m \nu_m \ln \left( 1 + \sum_j C_{mj} \hat{f}_j^V \right) \quad (II.4)$$

De esta forma la fugacidad del agua en la fase de hidrato queda como sigue

$$\begin{aligned} \hat{f}_w^H &= f_w^{MT} \exp \left( \frac{-\Delta\mu_w^{MT-H}}{RT} \right) \\ &= f_w^{MT} \exp \left[ - \sum_m \nu_m \ln \left( 1 + \sum_j C_{mj} \hat{f}_j^V \right) \right] \end{aligned} \quad (II.5)$$

Donde:

$f_w^{MT}$  Representa la fugacidad del agua suponiendo la red de hidrato llena. La fugacidad del agua en una red de hidrato llena se representa con la siguiente ecuación

$$\hat{f}_w^H = f_w^L \exp \left( \frac{\Delta\mu_w^{MT-L}}{RT} - \frac{\Delta\mu_w^{MT-H}}{RT} \right) \quad (II.6)$$

A partir de las ecuaciones anteriores podemos obtener una ecuación única para calcular la fugacidad del agua para una red de hidrato llena.

$$\hat{f}_w^H = f_w^L \exp \left[ \frac{\Delta u_w^0}{RT} - \int_{T_0}^T \frac{\Delta h_w^{MT-I} + \Delta h_w^{fus}}{RT} dt + \int_0^P \frac{\Delta u_w^{MT-I} + \Delta u_w^{fus}}{RT} dP - \sum_m v_m \ln \left( 1 + \sum_j C_{mj} \hat{f}_j^V \right) \right] \quad (11.7)$$

La fugacidad del agua sub-enfriada y de todos los componentes en fase vapor,  $f_w^L$  y  $\hat{f}_j^V$ , es calculada mediante la ecuación de estado SRK, usando la regla de mezclado de MHV2.

Estas ecuaciones han sido utilizadas por diferentes autores para modelar condiciones de formación de hidratos y ajustar modelos termodinámicos empleados exitosamente en simuladores comerciales de proceso como Hysys.

La elección del método de inhibición de hidratos de gas debe realizarse considerando la necesidad de evitar este fenómeno, no solamente a la entrada del gasoducto, sino también durante toda la longitud del ducto. Así mismo, se deben estimar los efectos en el equilibrio de fases que son ocasionados por un cambio en las variables de operación (temperatura, presión, flujo o composición) derivados de la operación normal del gasoducto y cambios en la calidad del gas en el tiempo. Comúnmente, se previene la formación de hidratos manteniendo la temperatura del gas en la entrada del gasoducto sobre la temperatura de formación de hidratos. Se logra mediante la regulación de la relación de compresión o ajuste de temperaturas en un sistema de intercambio de calor. Cuando un ajuste de temperaturas no es posible, se inyecta en algún punto cercano a la descarga, un producto químico que funciona como inhibidor termodinámico (metanol), sirve para desplazar la curva de formación de hidratos de manera que la temperatura y presión a la cual se presentan los hidratos se corra a la izquierda de un diagrama P-T para hacer más amplia la zona libre de hidratos

En el Golfo de México, en el campo Carmito perteneciente al Activo Integral Muspac, generalmente se utiliza el metanol (MEOH) como inhibidor, a pesar de

que la cantidad a consumir de éste es mayor a la de un aditivo de deshidratación tal como el trietilenglicol (TEG), basándose en los menores costos que presenta el MEOH frente al TEG. Para elegir un método de inhibición se debe considerar<sup>11</sup>:

1. Capacidad de deshidratación del gas.

A diferencia de los glicoles, con el MEOH se busca modificar las condiciones de formación del hidrato.



**Figura 15.- Acción del inhibidor de hidratos dentro de un gasoducto a presión intermedia.**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

En la figura 15 se muestra la acción del inhibidor en los ductos, pueden verse a través de la capsula de visualización donde en el lado izquierdo se ven las partículas de agua en la pared del ducto y en contrapartida en la imagen de la derecha se ve el efecto del inhibidor haciendo que las gotas grandes se dispersen en la pared del ducto creando una capa muy delgada y homogénea.

2. Seguridad.

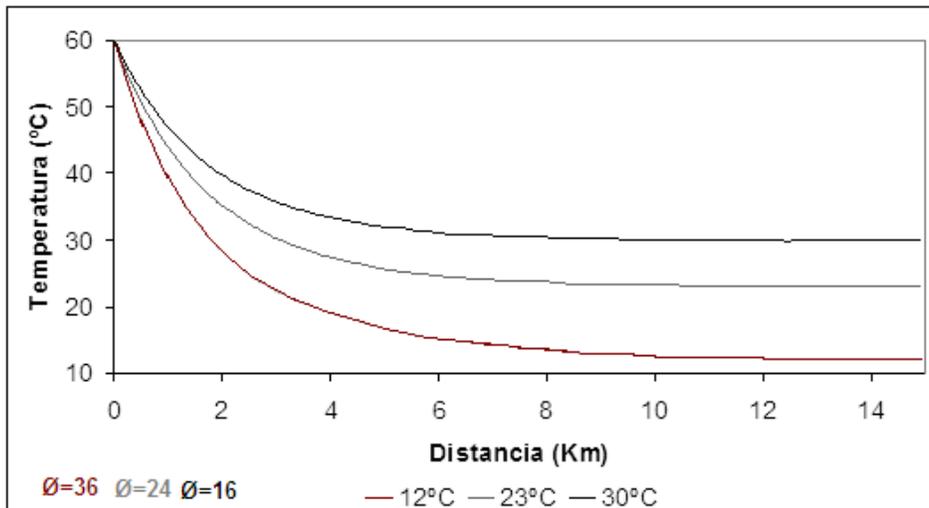
Se deben considerar las propiedades de los inhibidores que generen riesgo durante su manejo o almacenamiento; por ejemplo, el hecho de que la temperatura de ebullición del MEOH sea 11°C y la del TEG 111°C, implica un mayor grado de seguridad durante su manejo por parte de los obreros encargados de la tarea de dosificación.

3. Inhibición de la corrosión.

El TEG inhibe en mayor grado la corrosión del acero que el MEOH.

Al considerar los costos del inhibidor se debe tomar en cuenta la cantidad de inhibidor a utilizar por unidad de tiempo que es lo que finalmente influye en los costos de operación, no el precio del inhibidor.

- Los análisis de formación de hidratos se llevaron a cabo usando diferentes ecuaciones de estado antes mencionadas (Wander Waals y Plateuw).
- Para el estudio de inhibición se diseñaron conceptualmente operaciones de deshidratación y adición de inhibidores con el fin de identificar el efecto que tienen en la inhibición de la formación de hidratos, modificar los equilibrios de fases que se establecen en el ducto.
- Se obtuvo la información del ducto referente a su perfil de elevación y estructura (distancias, inclinaciones, elevaciones, condiciones ambientales medias, aislamiento).
- Se determinaron las regiones del trayecto en las cuales la tubería está expuesta a una temperatura ambiente suficientemente baja, de forma que el gas transportado pudiera alcanzar una temperatura adecuada para permitir la formación de hidratos.



**Figura 16.- Perfiles de temperatura del gasoducto desde el punto de descarga y hasta el punto de equilibrio térmico con el medio.**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

En la figura 16 se muestra como varía la temperatura con respecto a la distancia recorrida, es decir, como cambia la temperatura conforme se aleja de la fuente de calor, claro este depende del medio donde se propague el calor y por supuesto del diámetro de la tubería por la cual se transporte el gas.

En esta etapa, se analizan alternativas de inhibición usando metanol y deshidratando la corriente usando trietilenglicol. Se busca diseñar una operación de adición del inhibidor que permitiera una inyección puntual en la entrada del gasoducto y limitara la formación de hidratos durante todo el trayecto. Se evalúa la viabilidad de implementar una operación de deshidratación usando trietilenglicol. En ambos casos se estimaron las cantidades requeridas de cada aditivo de forma que se pudiera comparar el efecto de costo involucrado con cada operación

Durante la simulación se obtuvieron los perfiles de temperatura que se establecen a lo largo del ducto por efecto de caída de presión y transferencia de calor con el medio ambiente. En esta etapa del análisis se identificó que el aislante del ducto no es efectivo, lo que ocasiona una pérdida constante de calor, siendo la longitud del gasoducto lo suficientemente larga para que la temperatura del gas disminuya hasta ser prácticamente igual a la temperatura del medio.

Para la inhibición se requiere una alimentación anual de 226.56 toneladas de MeOH, si se aplica solamente durante los meses más fríos (noviembre, diciembre, enero y febrero); pero, si se requiere su aplicación durante otros meses, se incrementaría su consumo en 656.64 ton/año de MeOH.

El MeOH es utilizado en estas operaciones como inhibidor, ya que su adición no requiere de una gran inversión, ya que en tierra se cuentan con instalaciones de recuperación del MeOH en las Petroquímicas de Cactus y Nuevo Pemex.

El uso de MeOH tiene ciertas limitantes, ya que su recuperación requiere un sistema de separación de la mezcla resultante.

La ventaja principal de usar TEG vs. MeOH como inhibidor es la posibilidad de que puede ser regenerado con poca pérdida, permitiendo costos de operación bajos

para obtener una corriente de gas seco para transportar. Hay menor consumo de TEG que MeOH. Se recomienda el uso del TEG en base al gran flujo volumétrico de gas amargo a tratar.

Entre los factores a considerar se encuentra el costo de cada inhibidor: MeOH \$263.00 USD/m<sup>3</sup>, TEG \$2630.00 USD/m<sup>3</sup>. Adicionalmente es necesario tomar en cuenta los costos de capital asociados con las instalaciones de deshidratación con TEG, que son mucho mayores a las requeridas para la adición de MeOH, pero tienen un costo de operación mucho menor.

Ante estas condiciones, para instalaciones nuevas, es recomendable contemplar la operación de deshidratación en los puntos de separación primaria ya que en el largo plazo ésta sería la opción más económica.

Durante la etapa de diseño de un gasoducto es importante tomar en cuenta la posibilidad de formación de hidratos de gas dada la presencia de agua.

Es claro que, con contenidos bajos de agua (mayor que 7 lb/MMPC) se generan condiciones de formación de hidratos.

Si el contenido de agua en la corriente de gas es superior a 100 ppm deben de llevarse a cabo estudios de posibilidad de formación de hidratos con el fin de determinar riesgos de bloqueo de líneas.

El riesgo de formación de sólidos aumenta con una temperatura ambiente baja y con la ocurrencia de maniobras operativas tales como estrangulamientos súbitos en válvulas o puntos cercanos a divisores de flujo.

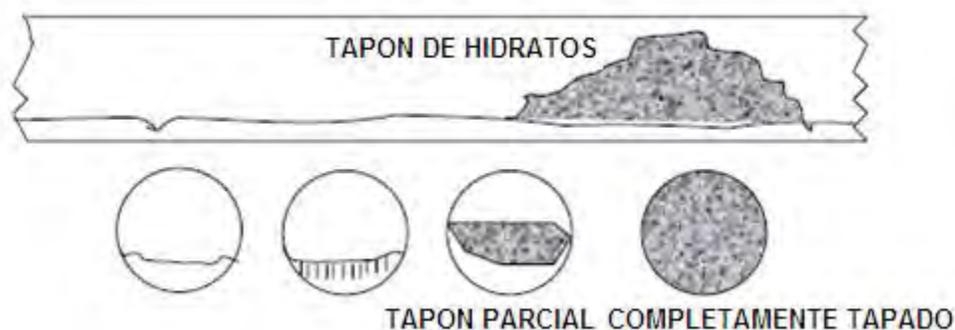
El diámetro del gasoducto es otro parámetro a considerar pues los gasoductos de diámetros más pequeños presentan mayores posibilidades de resultar bloqueados por la acumulación de hidratos.

En Gasoductos de 30 pulgadas o menos, donde circule gas hidratado, deben llevarse a cabo análisis de riesgos de formación de hidratos.

La temperatura ambiente es determinante en la formación de hidratos. El ducto alcanza la temperatura del medio luego de 10 km de trayecto. En el escenario de ingreso de una corriente de agua fría, o durante determinados meses fríos, se podrían observar temperaturas suficientemente bajas que permitirían la formación de hidratos.

Considerando una temperatura ambiente de 18° C, se espera que los hidratos se presentaran a partir de los 8 km del punto de salida. Si la temperatura ambiente es 22°C, la distancia necesaria es de 10 km. El equilibrio entre la temperatura ambiente y la temperatura del gasoducto se da a los 10 km, sin importar la temperatura de salida del gas (figura 16).

Para los principios de obstrucción se tiene que en una tubería de gas fluyendo, es más probable que comience en la pared de la tubería (principio de arterio esclerosis) Formación de un aceite o condensado puede conducir inicialmente a una dispersión del hidrato, como agua de nieve, para después aglomerarse, acumularse y obstruir la tubería.(ver figura 17)



**Figura 17.- Formaciones de acumulación de hidratos en las líneas de conducción del gas**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

Para la detección de la formación de hidratos se tienen las siguientes características operativas:

Valores altos de diferencial de presión /ensuciamiento, cambios en el caudal de agua en la salida. “Retroflujo”, variabilidad en el comportamiento del diferencial de

presión: picos, baja variación, incremento rápido, etc. Con las señales de advertencia puede ser difícil de localizar el hidrato, particularmente en flujos complejos.

Para la detección de los tapones o tapón se tiene las siguientes consideraciones:

Para una remoción segura del tapón, se requiere el mejor conocimiento posible de la localización y extensión del mismo. Estadísticamente, puede estar localizada de acuerdo a la topografía de la tubería, combinar la curva de hidrato con la simulación térmica – hidráulica para estimar donde pudo haber comenzado la acumulación. Asumir que hay múltiples obstrucciones. La localización principal puede establecerse de acuerdo a la respuesta de la presión del sistema.

Para la inhibición de la formación de hidratos, ésta puede ser prevenida por deshidratación del gas. Sin embargo, algunas veces este proceso no es práctico ni económicamente factible. En estos casos, la inyección de inhibidores puede ser un método efectivo para prevenir la formación de hidratos. El **Metanol**, es más efectivo a temperaturas menores de 40 °F. Su regeneración no es muy favorable. Los **Glicoles**, para inyección continua a temperaturas mayores de 40 °F, ofrecen ventajas sobre el metanol por su facilidad para recuperarlo y regenerarlo.

#### **Principios del anticongelante: glicoles y metanol**

- No reacciona con los hidratos del gas, si no que diluye la fase líquida del agua de tal modo que cambia la curva del hidrato a temperaturas más bajas, unos 0.8 grados por % molar de las partículas disueltas en el agua. Lo anterior se muestra en la figura 18.

Es decir que de acuerdo a la concentración de glicol se presentara una curva diferente de hidratos la cual dependiendo de la concentración se moverá hacia la izquierda entre mayor sea la concentración y se moverá la derecha mientras menor sea la concentración.

Propiedades físicas de los inhibidores termodinamicos		
	METANOL	MEG
Costo	Barato	muy caro
Toxicidad	Alto	bajo
Flamabilidad	Alta flamabilidad a temp. Amb.	baja flamabilidad a temp. Amb.
Punto de Separación	12°C	119°C
Presion de Vapor	4.63 (Lb/Pg2)	<1mm hg
Peso molecular	32.1	62.1
Punto de congelamiento	menos 97.6°C	menos 13.4°C
Densidad relativa	0.796@15°C	1.11@25°C
Volatividad relativa	3.5@73°C	27.5@138°C
Viscosidad relativa	0.55	16.9

Tabla 2.- Comparación de propiedades físicas y costos metanol y el MEG

Fuente: Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

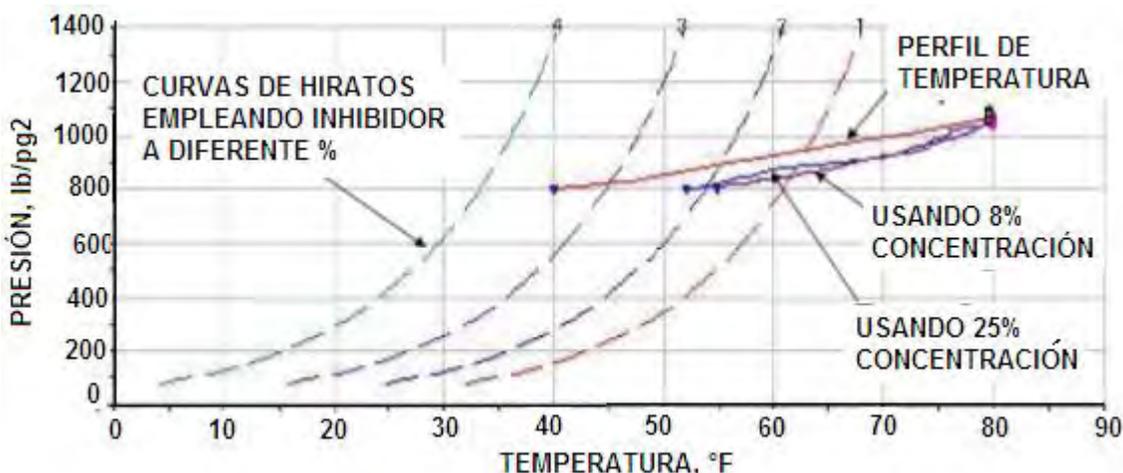


Figura 18.-Curvas P-T de hidratos en el gas a diferentes concentraciones de metanol:

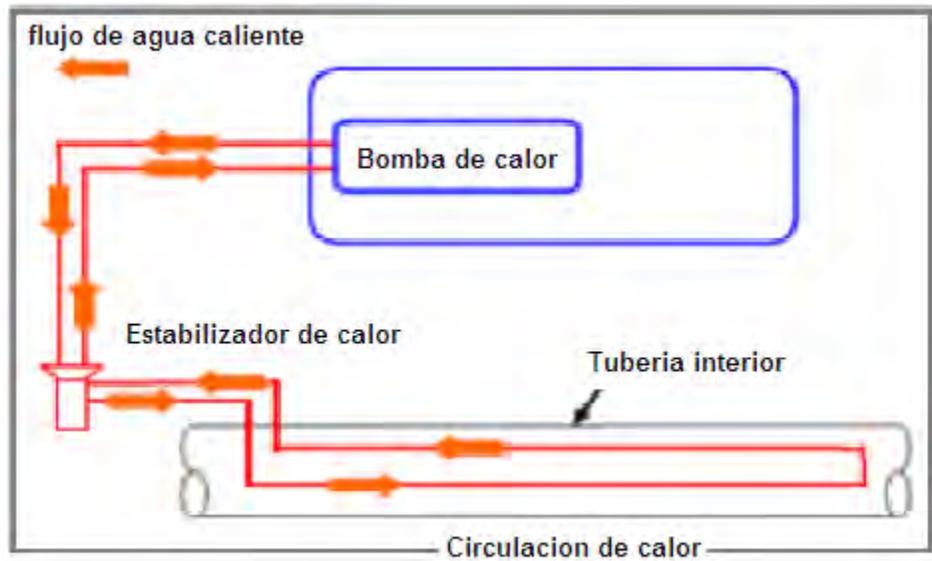
Fuente: Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

### Métodos físicos de inhibición de la formación de hidratos.

#### Agua caliente:

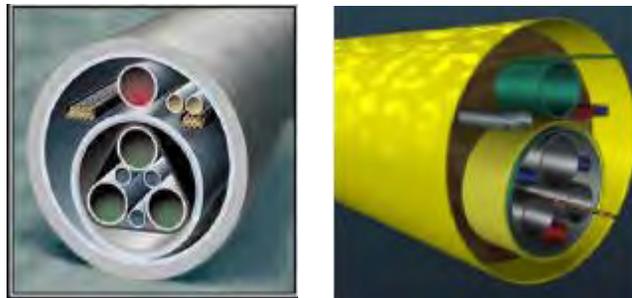
Diseño primario para mitigación de hidratos, pero este modo de calentamiento es factible para remediación. Dos clases de diseño de instalación y operación:

- Paquete de conductores para circulación de agua/glicol caliente.
- Tubería en tubería con flujo en contra corriente de agua/glicol por el anular.



**Figura 19.- Efecto del agua caliente**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

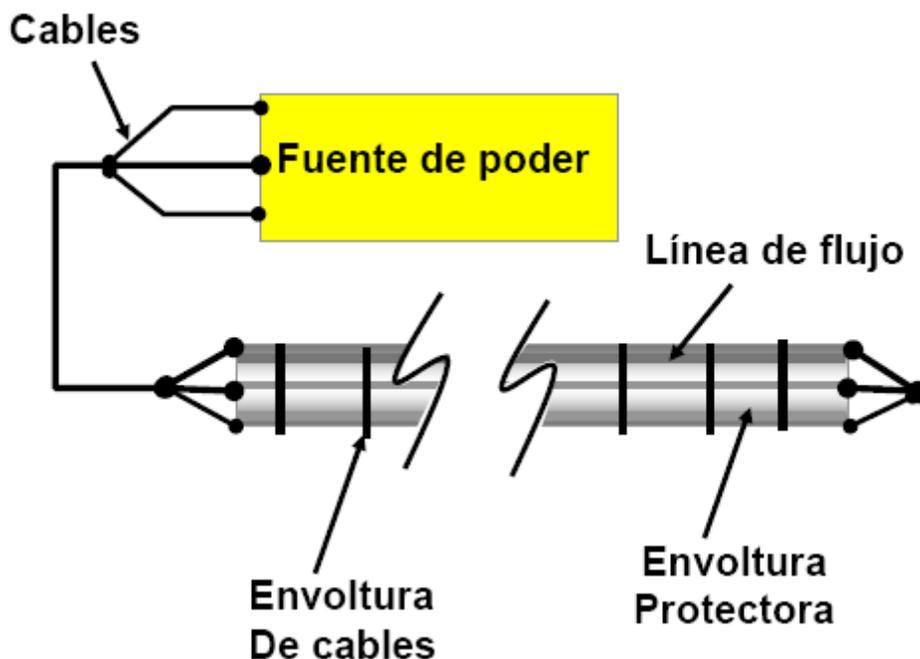


**Figura 20.- Calentamiento con electricidad directa:**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

- Control y supervisión exacta de la temperatura.
- Se requiere un calentamiento uniforme a lo largo de la zona de formación de hidratos para una mitigación segura.
- Diseño de lazo cerrado.
- Alimentado por extremo de tubería.
- Alimentado por centro de tubería.

En la figura 20 se muestra el efecto de la circulación del agua caliente por dentro de la tubería de modo que se transmita el calor del agua hacia el gas y se evite el congelamiento del agua (hidratos) que trae el gas en fase vapor.



**Figura 21.- Sistema de calentamiento inducido eléctricamente**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

En la figura 21 se muestra el sistema de calentamiento por electricidad a través de una resistencia colocada por la parte superior de la tubería, es decir, por fuera de la tubería, se crea calor derivado de la resistencia y éste se transmite a la corriente de gas por contacto.

## II.2.- Marco Conceptual

Dentro de la disciplina de la ingeniería petrolera se contemplan diferentes disciplinas las cuales son consideradas de gran importancia para la explotación del petróleo dentro de las cuales se encuentran: la Ingeniería de Yacimientos, Perforación, Terminación y Mantenimiento de Pozos, Ingeniería de Producción y Planeación. En la figura 22 se muestra el marco de referencia que enlaza el marco de conceptual y la deshidratación del gas, en el cual se pueden mostrar las áreas involucradas, también en la misma figura se pueden apreciar las diferentes especialidades pertenecientes a la Ingeniería Petrolera y la estrecha relación que existe entre algunas de ellas con la deshidratación del gas y su uso como sistema artificial de producción. Este tema, aunque es un punto muy pequeño dentro de la gama de usos del gas natural dentro de la industria y más

aun dentro de la Ingeniería Petrolera, cobra gran relevancia cuando se trata de dar energía a los pozos que desafortunadamente el yacimiento ya no puede aportar dicha energía para que estos fluyan es ahí donde el gas forma parte importante dentro del proceso de producción aportando la energía que el yacimiento no puede y de esta manera continuar con el ritmo y gasto de producción de los pozos que cuentan con este sistema artificial de producción ya que de no contar la energía los pozos que tienen potencial de producción se tendrían que cerrar dejando miles de millones de barriles sin explotar. Ahora bien, la formación de los hidratos son problemas que hacen que los pozos dejen de fluir, teniendo con ello serios problemas de producción a corto, mediano y largo plazo terminando con el cierre de pozos con potencial de explotación debido a que no se puede controlar la formación de hidratos tanto en las líneas de producción como en la inyección de gas, al formarse el hidrato va reduciendo el diámetro de la línea, esto conlleva un aumento de presión, al aumentar la presión también se reduce la seguridad de operación, ya que se tiene que ser cuidadoso con el manejo de las líneas, debido a que se tiene que laborar con líneas que operan de intermedia a alta presión, asimismo, los hidratos ya formados y que se tienen dentro de las líneas, son sencillamente agua congelada.

La deshidratación del gas es un proceso mediante el cual se le retira el agua al gas sin embargo el problema que nos presenta es cuando este proceso no es bien realizado y se presenta con la formación de hidratos aunado a los factores que hacen que el gas sea un problema más que un beneficio derivado de los problemas operativos que causa su manejo. En la figura siguiente se presenta el mapa conceptual en donde se presentan los diferentes métodos para cuando ya se tiene irremediablemente la formación de los mismos, además de las técnicas para poder trabajar con el gas sin que esto afecte al proceso, esto es parte importante para este análisis sin dejar de lado la parte económica ya que para que todo resulte se tiene que agregar un químico o realizar reproceso los cuales resultan en inversión de recursos económicos.

Figura 22.- Marco conceptual para prevenir la formación de hidratos en líneas de gas de pozos con bombeo neumático.

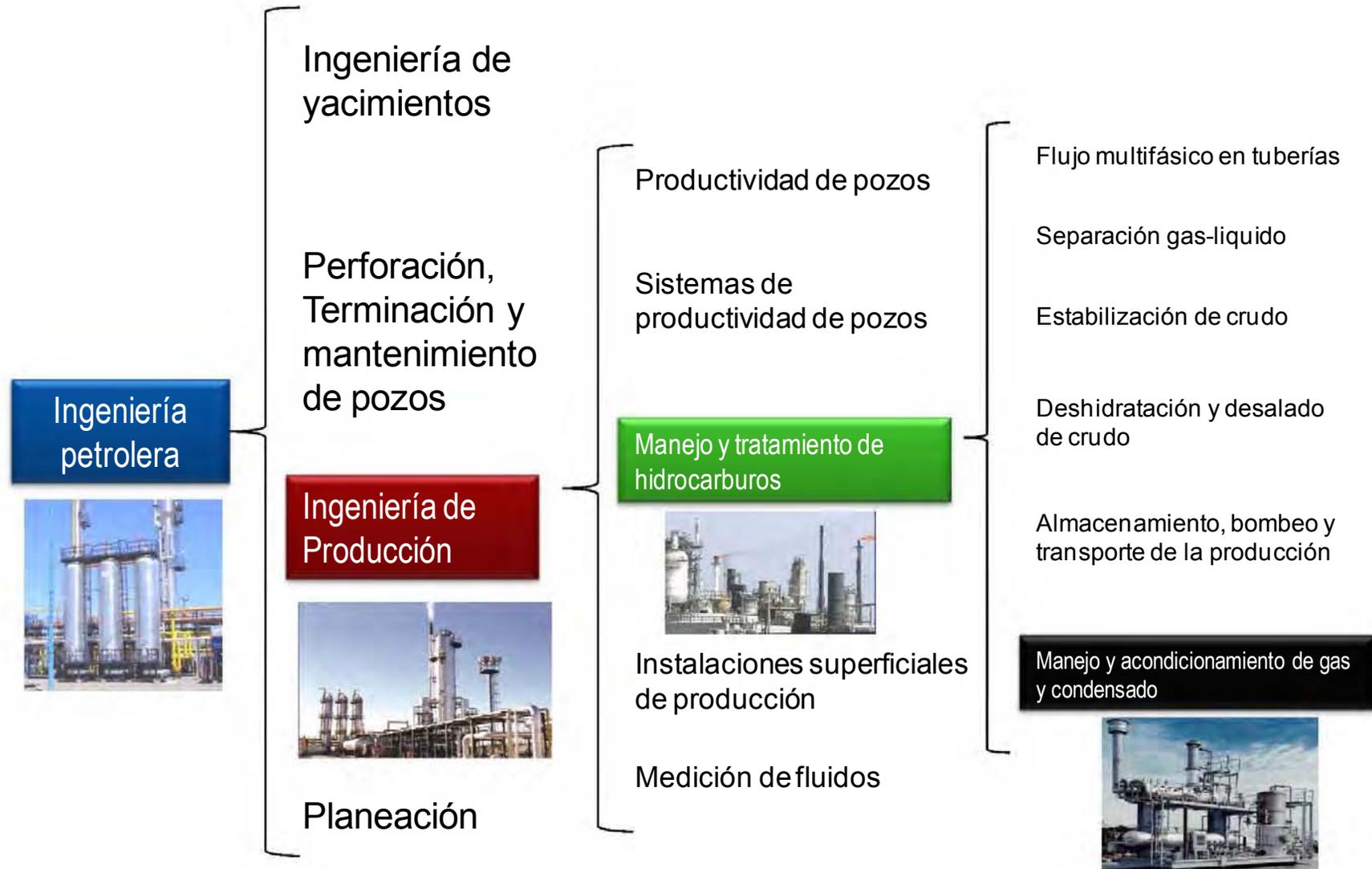
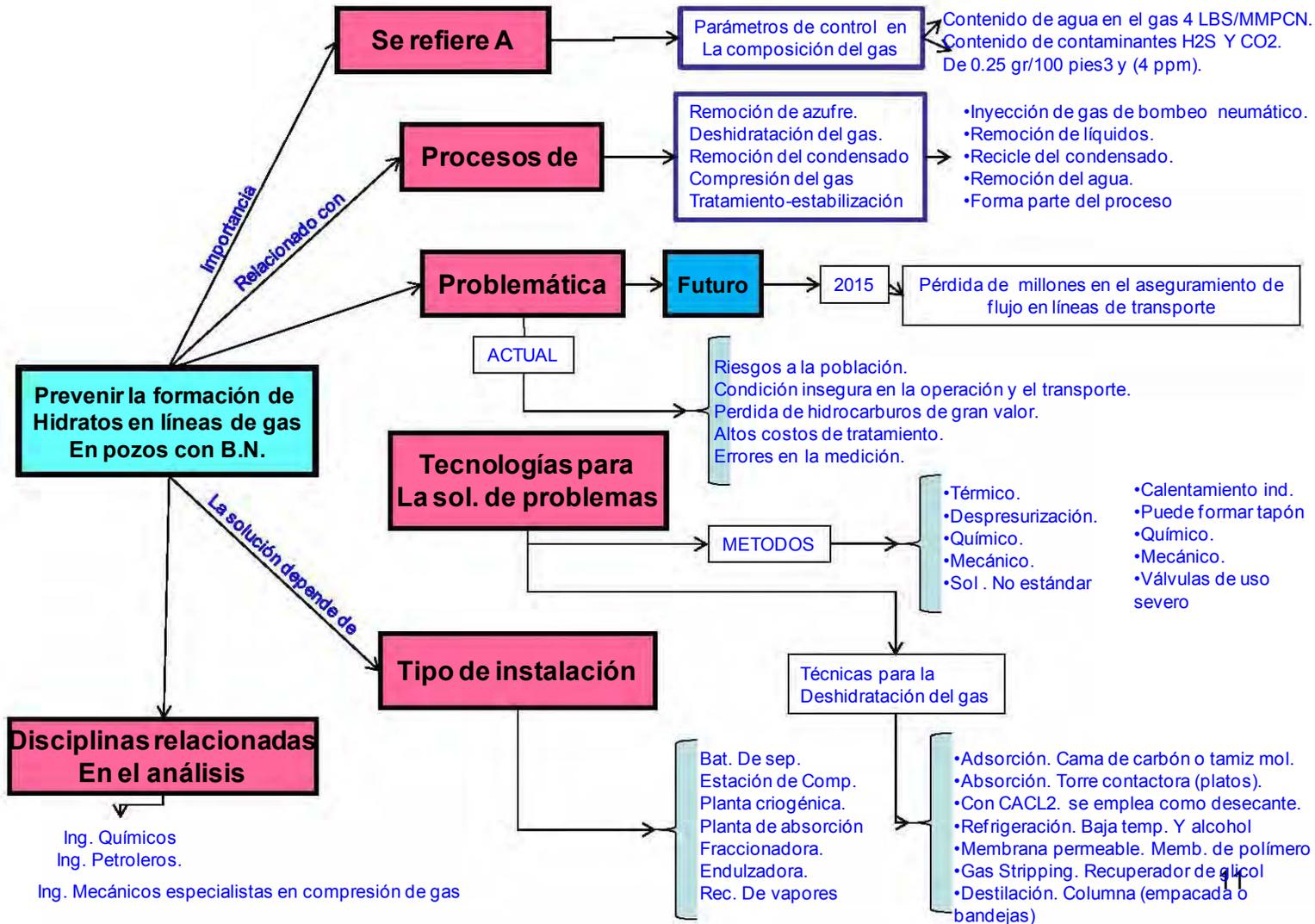


Fig.23.-Mapa conceptual del análisis para la prevención de formación de hidratos en líneas de gas en pozos con bombeo neumático.



## CAPÍTULO III

### ESTADO DEL ARTE EN LA SOLUCIÓN DE PROBLEMAS CAUSADOS POR LA FORMACIÓN DE HIDRATOS Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

#### III.1.- ESTADO DEL ARTE EN EL ESTUDIO DE LA FORMACIÓN DE HIDRATOS.

En el año de 2009 E.D. Sloan, C.A. Koh, A.K. Sum, A.L. Ballard.<sup>1</sup> Reportaron que la formación de hidratos está presente debido a tres formas principales las cuales son presentadas en forma decreciente de importancia, ellos mencionan el estado del arte en los hidratos que tiene 3 formas de presentarse (1) formación en flujo,(2) por fuente de energía, (3) por cambio de ambiente. En formación de flujo principalmente lo que se pretende prevenir es la formación del tapón corriente abajo en la corriente de flujo.

Acerca del manejo de la formación de hidratos, en la región de estabilidad de hidratos es debido a la inyección de inhibidores termodinámicos. Esto es debido a que el flujo necesita estar estabilizado, el flujo frio lento permite que se tenga una buena dosificación de los inhibidores de hidratos



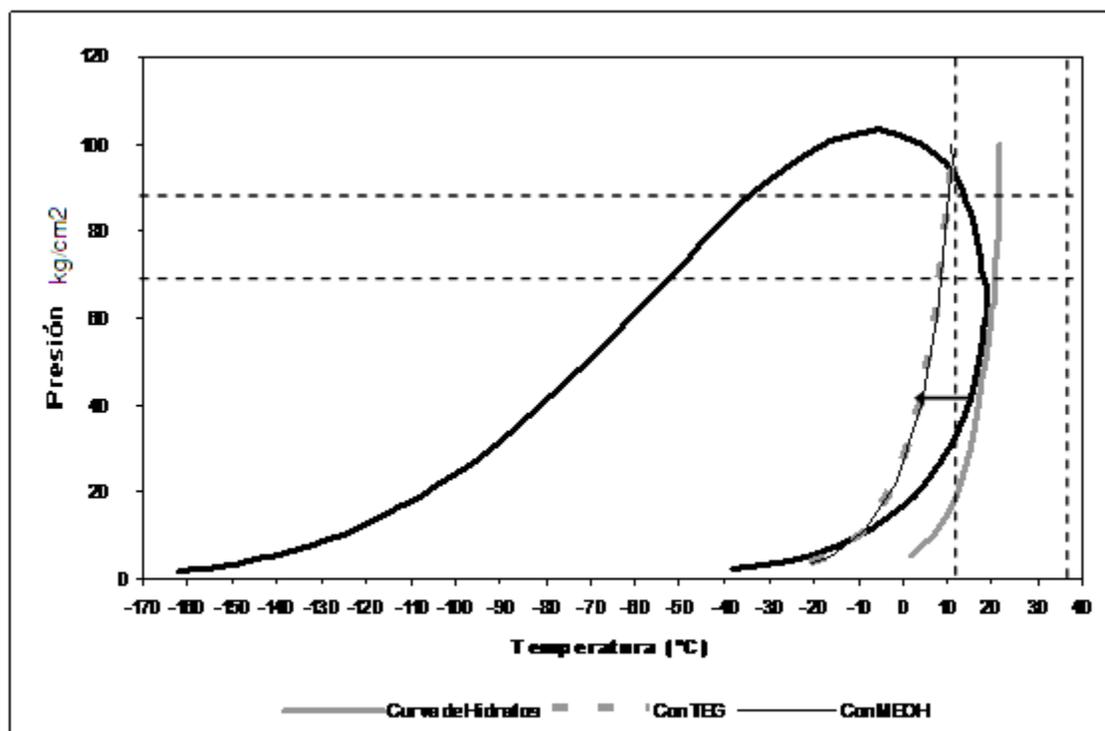
**Figura 24.- Imagen de la formación de hielo a partir del agua en el ambiente**

**Fuente: Autor**

En la figura 24 se muestra como se forma el hielo a partir de la humedad del medio ambiente y una baja temperatura, tratando de simular el mismo efecto en las tuberías el agua lo trae el gas y el frio es causado por el efecto Joule Thompson.

El contenido de agua en el gas natural se hace crítico con la presencia en el gas de  $H_2S$  y  $CO_2$  a las mismas condiciones de presión y temperatura.

**Ejemplo. Hidratos y problemas de flujo.** Un caso de estudio en la formación de hidratos se presenta en un diagrama de presión-temperatura figura 26.



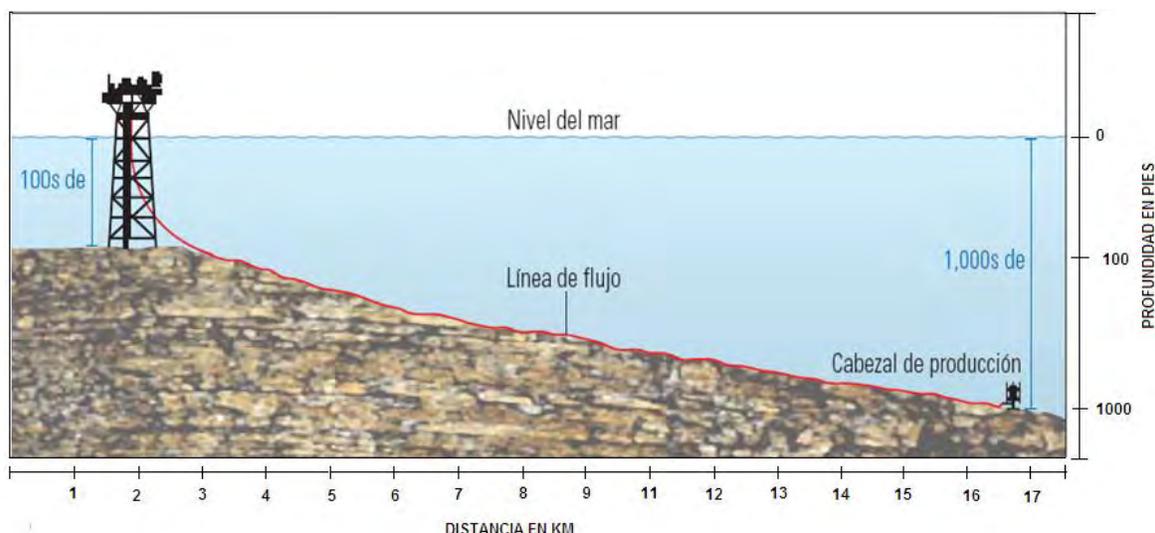
**Figura 25.- Gráfica presión temperatura y formación de hidratos**

Fuente: Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

Para una línea en aguas profundas, hacia la derecha tenemos una alta temperatura y presión moderada, en el diagrama, los hidratos no se formarán y en el sistema coexistirán hidrocarburos y agua.

Sin embargo, los hidratos se formarán en la región sombreada y a bajas temperaturas marcada como región de formación de hidratos, es cuando es necesario tomar medidas para prevenir la formación de hidratos.

En la figura 26 de 1 a 7 km desde el cabezal submarino, siguiendo el flujo de calor desde el yacimiento puede prevenirse la formación de hidratos.



**Figura 26.- Imagen de la infraestructura de producción a través del lecho marino.**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

Las bajas temperaturas del lecho del océano sigue la corriente del flujo desprendiendo calor por todo el camino y aproximadamente a unas 9 km, si seguimos una unidad de masa de gas tiene asociada una masa de agua y entra en la región de formación de hidratos.

En 2005 S.Patni y J. Davalath, FMC Technologies<sup>2</sup>, plantean que algunos proyectos a nivel mundial pueden ser técnica y económicamente beneficiosos si en lugar de usar una línea de flujo emplean dos líneas de flujo es decir líneas de flujo duales, sin embargo, la combinación de una línea individual en flujo corriente abajo y alto corte de agua presenta severos cambios en el manejo de hidratos después de un paro de emergencia. La despresurización es la técnica más comúnmente usada para prevenir la formación de hidratos en bloque, pero la despresurización con un alto corte de agua puede no ser del todo exitosa sobre todo cuando, debido a la geometría de la línea resulta con agua en la cabeza y en el Riser del pozo debido a esto se pueden formar hidratos.

Las opciones fueron examinadas para el manejo de hidratos con altos cortes de agua y bajo condiciones de servicio severas en líneas de flujo duales se verificó la funcionalidad aún en líneas de aceite muerto, gas para bombeo neumático

continuo, expansión por gas atrapado, y con el uso de Mono-Etilen-Glycol (MEG) claro solo se inyectaba en caso después de un paro de emergencia.

Los cambios asociados con el uso de líneas de servicio son:

- El manejo de los hidratos durante largas operaciones.
- Impacto del servicio de la línea en los árboles submarinos.
- Operabilidad y riesgo debido al uso.

Yuri F. Makogon, Stephen A. Holdich, SPE, Texas A&M University College Station, Texas<sup>3</sup>,

Reportaron en su trabajo datos nuevos acerca la formación de hidratos y la disociación del metano con agua y agua de mar, con inhibidores termodinámicos y cinéticos, en condiciones estáticas y dinámicas, los resultados fueron contundentes acerca del estudio de la morfología de los cristales de hidratos. La porosidad efectiva de los hidratos de metano está en un rango entre 0-80%. La disociación y formación de hidratos pueden proceder simultáneamente con el tránsito entre la formación, es decir el crecimiento de los cristales a partir de un núcleo a este fenómeno se le conoce como crecimiento por núcleo. Algunas veces puede haber re cristalización de hidratos debido a que puede haber un cambio de estructura, porosidad, y densidad.

En un estado metaestable del sistema esta en condiciones estáticas y pueden pasar varias horas en etapa de súper-congelamiento sin tenerlo. La formación de los hidratos depende la estructura del agua y la composición hidrocarburo-agua, presión y temperatura de congelación a condiciones dinámicas.

La aplicación de inhibidores termodinámicos y cinéticos puede inhibir el tiempo y el volumen de la formación de hidratos.

El contenido de gas natural disuelto en agua en presencia de hidratos es significativamente baja, tanto como el agua que esta en contacto directo con el

gas. En consecuencia la formación de hidratos se manifiesta de manera natural y se dá de manera más rápida en yacimientos de gas.

F.H. Fadnes, SPE, Norsk Hydro E&P Research, T. Jakobsen, SPE, Norsk Hydro E&P Operations, M. Bylov, SPE, Calsep A/s, A.<sup>4</sup>,

Presentaron un estudio sobre la prevención de la formación de hidratos en tuberías usando formiato de potasio como inhibidor termodinámico. En el cual comentan que se tienen grandes volúmenes de metanol y glicol que rutinariamente son inyectados en las líneas de transporte de gas para inhibir la formación de hidratos.

Estudios preliminares mostraron que el formiato de potasio puede ser un inhibidor termodinámico efectivo y de gran ayuda en la prevención de la formación de hidratos y puede ser usado en operaciones de transporte de gas. El formiato de potasio se empezó a usar de forma experimental como una sal orgánica la cual es usada comúnmente en la industria petrolera, como un componente en la perforación y fluidos de terminación de los pozos. La influencia del formiato de potasio en los hidratos del gas los desequilibra y ha sido descrito en un modelo termodinámico el cual cierra el ajuste de datos experimentales en alta presión en una celda PVT.

Evaluaciones económicas sugieren que el formiato de potasio es el mejor inhibidor para los hidratos del gas, ya que se puede recuperar y regenerar y donde la contaminación al ambiente es mínima.

Ardían Nenkoda, Hendrikus Reerink, Petroleum Development Omán, Alfred Hase, Champion Technology, Supranto Inam Prasetyo, Surco Purwono<sup>5</sup>.

Reportaron que en los campos de Omán existen más de 10 estaciones de producción divididos en norte y sur del área de explotación de Omán, en el cual se tiene un fuerte problema de hidratos en más de 100 pozos que se encuentran produciendo con sistema artificial de bombeo neumático, desde entonces, es muy importante el cuidado de la red de bombeo neumático de gas dulce, en el sentido

de mantenimiento, operación debe estar siempre en óptimas condiciones. Sin embargo, la temperatura ambiente dentro del sultanato en el desierto de Omán baja hasta los 5°C en los 3 meses de invierno y es cuando los hidratos presentan severos problemas en las líneas de bombeo neumático, esto hace que la producción de estos pozos caiga representando una pérdida económica.

Este problema ha sido solucionado con el uso de metanol como inhibidor de hidratos, sin embargo muchas veces no resulta viable económicamente debido al cuidado y manejo del metanol, parte del objetivo de este estudio es la alternativa del uso de otros químicos como inhibidores de formación de hidratos.

Los inhibidores cinéticos, de acuerdo con el Dr. Taras Y. Makogon <sup>(3)</sup>. Y su disociación con metano, en agua dulce y agua marina.

Los inhibidores termodinámicos, este tipo de inhibidores reducen la temperatura de equilibrio de en la formación de hidratos por medio del potencial químico del agua en fase líquida.

Principalmente el metanol y el mono etilenglicol (MEG) son los primeros ejemplos de inhibidores termodinámicos de formaciones de hidratos usados en tuberías de líneas de conducción. Ellos son dosificados relativamente en altas concentraciones (10-50%w/w) en fase acuosa, el metanol es, el más eficiente inhibidor de hidratos termodinámico de tipo convencional. Es barato y muy disponible pero es un químico muy volátil. La pérdida de este inhibidor en el hidrocarburo puede ser considerable, la contaminación del metanol en el hidrocarburo puede ser de valor económico considerable y representa problemas en los procesos los cuales podrían ser de consideración.

El manejo del metanol es complicado por su toxicidad y flamabilidad. Por otra parte, los glicoles son menos flamables que el metanol y su pérdida en el hidrocarburo es poca.

De acuerdo con John J.Carroll<sup>4</sup> la inhibición de hidratos usando metanol o glicol es un método de inhibición termodinámico. El propósito de la adición de esos

químicos es el cambio de equilibrio a bajas temperaturas y altas presiones, esa reducción del área donde los hidratos existen.

Recientemente, se ha desarrollado una clase de químico llamado inhibidor cinético. Que básicamente el propósito de este inhibidor es el de prevenir la cristalización del hidrato, en otras palabras el propósito es de disminuir el proceso de cristalización y crecimiento de los hidratos, además se ha encontrado que se puede usar en muy pequeñas concentraciones. En este tiempo, el mecanismo exacto de inhibición sigue sin estar claro.

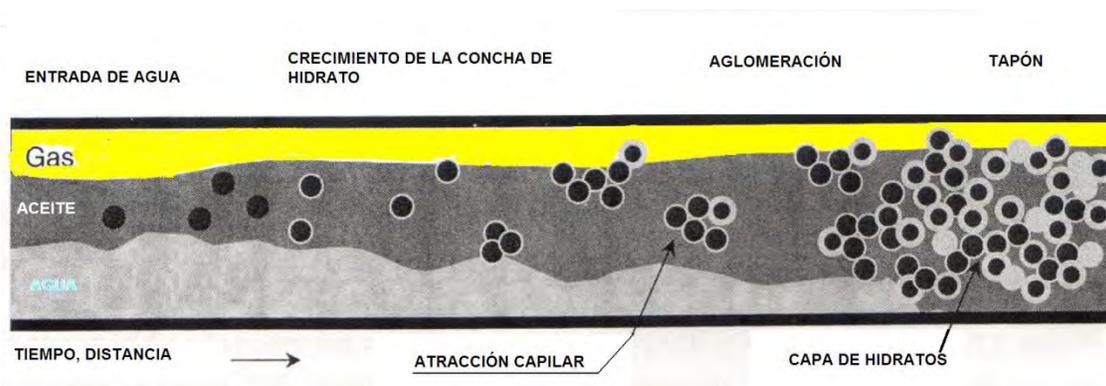
Los químicos tienen que ser examinados para este propósito se emplea usualmente polímeros y por lo tanto altos pesos molares.

De acuerdo con esos inhibidores se puede disminuir la presión de formación de hidratos de cierta temperatura de 11°C (20°F), en concentraciones tan bajas como 3,000 ppm. Aunque compañías como Exxon-Nalco tienen que experimentar con este tipo de inhibidores en el campo, ya que no se han usado en gran medida en el gas natural.

Los inhibidores cinéticos representan relativamente una tecnología relativamente nueva, ellos son dosificados en tuberías en bajas concentraciones (<1%w/w) y su función es retrasar la formación de macro estructuras de hidratos. Los sistemas de inhibidores cinéticos reportan su uso en gasoductos tan importantes como en la red de gas de Sole West de Calgary en Canadá, el uso de ese químico en particular, sin embargo su uso no es universal.

El efecto de los inhibidores termodinámicos reduce la fugacidad de las moléculas de agua en fase líquida, en el reductor de fugacidad del agua se presentan dos efectos y se puede usar un modelo electrolítico para predecir la formación de hidratos pero este modelo es inapropiado para modelar gas.

Por otra parte si hablamos de los anti-aglomerantes tendríamos que entender el mecanismo llamado de anti-aglomeración con lo cual nos apoyaremos con la figura 27.



**Figura 27.- Imagen conceptual del sistema de dominación y la formación de hidratos.**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

Para entender el fenómeno se tienen que identificar los siguientes puntos.

1. Las gotas de agua entran en la fase del aceite.
2. En la interfase, las gotas crecen en una cáscara de hidrato para formar un globo de hidrato sobre el agua.
3. Las gotitas de hidratos desarrollan un puente para agregarse más.
4. Con suficientes agregados, se forman bloques y luego forman tapones.

Donde es posible prevenir la formación de hidratos por agregado, sería que no se permita que se unan las gotitas hidratadas y así continúe fluyendo con la fase oleosa en una combinación en la cual el 60% es volumen de líquido.

Para entender el concepto de anti-aglomeración, es necesario conocer el más típico de ellos que es una sal de amonio cuaternaria la cual tiene una al final de la molécula de la estructura de los hidratos, y otra al final de la cadena en la fase disuelta de aceite.

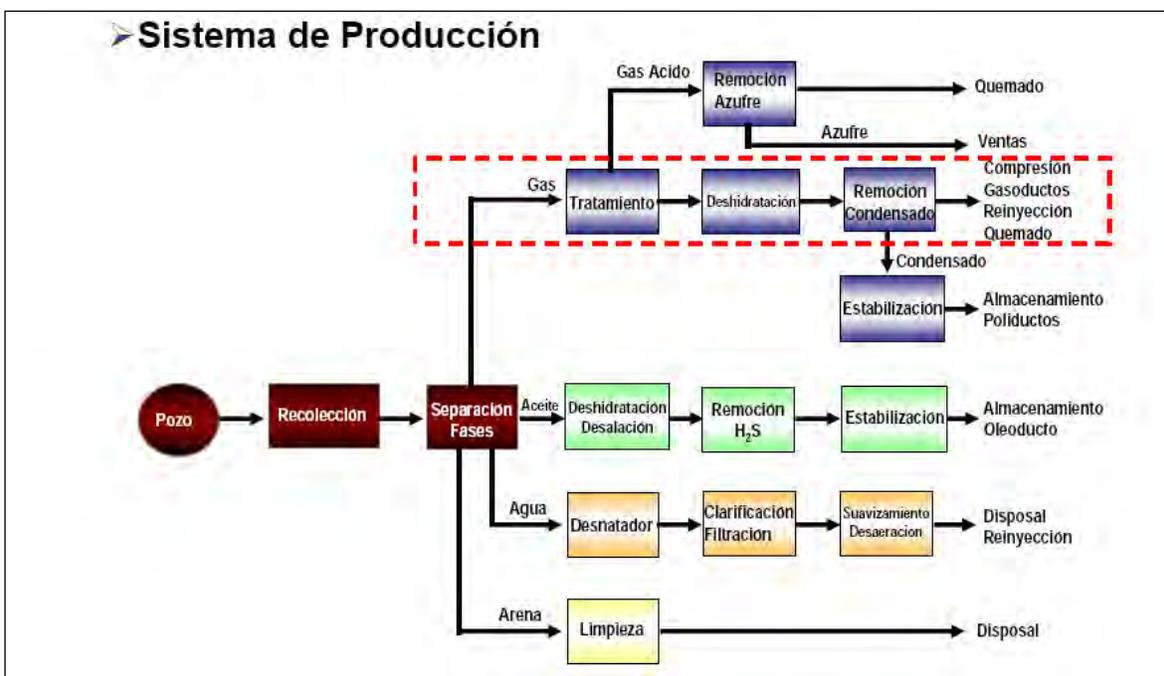
### III.2.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA EN MÉXICO.

En este capítulo se presenta la problemática que se tiene en los campos de la Región Sur en los Activos Muspac-Macuspana Y Región Norte Veracruz pertenecientes a Petróleos Mexicanos, principalmente en los pozos con sistema

artificial de bombeo neumático, este problema que ahora se tiene es la formación de hidratos en las líneas de inyección de gas dulce.

Este fenómeno ya se había estudiado en las líneas de producción y en las cuales se plantearon diferentes métodos y técnicas para evitar la formación y el manejo cuando ya se tienen formados los hidratos, sin embargo cuando el problema se presenta en las líneas de inyección resulta más difícil su manejo debido a que se tienen altas presiones, como la presión de la red, y la alta presión derivada del motocompresor a boca de pozo, en este último es muy común que el motocompresor no funcione o se detenga debido a que por la restricción del diámetro en la línea de inyección, debido a la formación de hidratos, el motor comienza a forzarse y esto hace que aumente la temperatura del mismo hasta que llega al valor crítico, en ese momento entra en acción el sistema de protección térmica del mismo, deteniendo o parando por completo el trabajo del motor hasta que el valor de temperatura baje o esté dentro del parámetro de seguridad de operación, sin embargo, en los pozos no siempre resulta factible el estar operando de esta manera debido a que se tienen pérdidas tanto económicas como energéticas, se pierde tiempo, dinero y energía por la formación de hidratos dentro de las líneas de inyección.

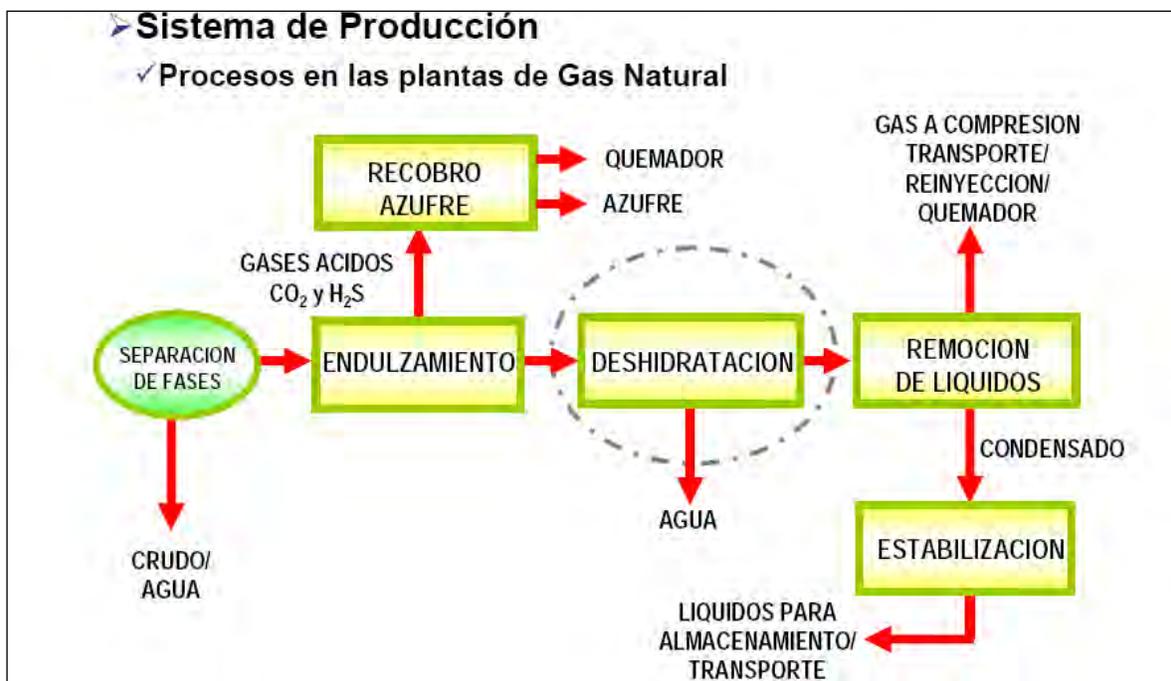
De acuerdo con la problemática presente en los campos, principalmente en aquellos donde se tiene instalado sistema artificial de bombeo neumático, podría pensarse que fuese la calidad con la que se entrega el gas, es decir que el gas recibido contiene una cantidad importante de agua presentada en el siguiente diagrama. Es decir, que el proceso de remoción de agua en la planta no es eficiente o tiene considerables fallas.



**Figura 28.- Sistema de producción, sistema de remoción de líquidos del gas.**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

Lo anterior servirá de base como planteamiento para la solución del problema, asimismo, se presentará el panorama general de los esfuerzos que se han planteado hasta ahora para dar solución del problema u problemas similares, el cual se detallará más adelante con precisión.



**Figura 29.- Proceso de endulzamiento y remoción del agua para uso de bombeo neumático.**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

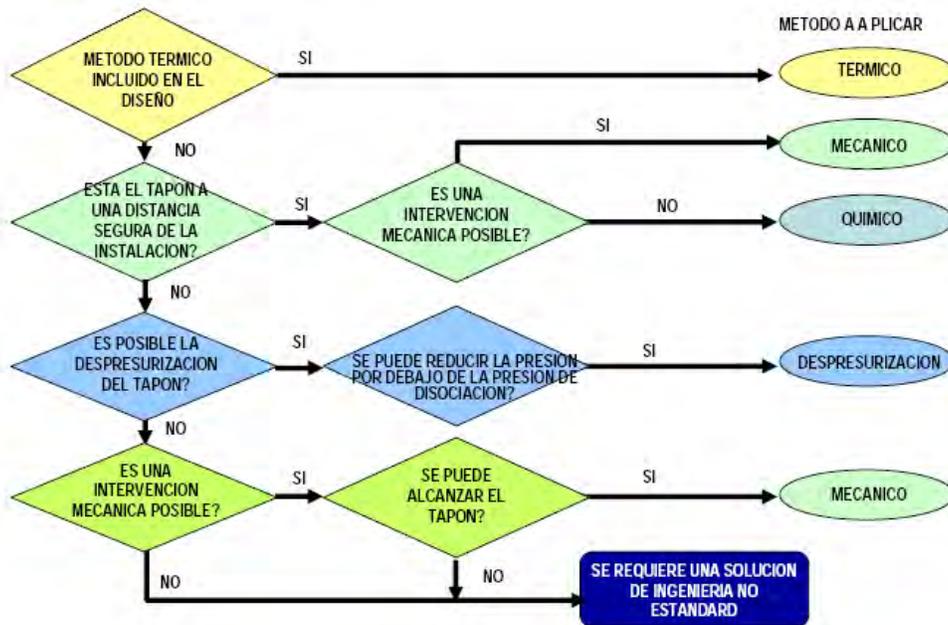
En las figuras 28 y 29 se puede ver en donde no se está llevando a cabo la remoción correcta del agua. Aunado a esto, se tiene que las tuberías que lo transportan al final, que es en los pozos con sistema de bombeo neumático, sufren diferentes variaciones en los diámetros creando el problema de caídas de presión y que no se puedan construir trampas de diablos para su limpieza. Por lo tanto, el problema de formación de hidratos seguirá mientras no se realice un cambio de infraestructura y un correcto y eficiente proceso de deshidratación del gas.

Lo anterior resolvería el 90% del problema de formación de hidratos, sin embargo, lo que quedó de agua presente en el gas, al pasar por el motocompresor a boca de pozo para el caso de los pozos con motocompresor a boca de pozo se tendría nuevamente un problema de manifestación de hidratos en forma mínima, sin embargo con el tiempo este problema se hace recurrente y hay veces que se vuelve grave de manera que afecta a los equipos de compresión dañándolos de manera permanente.

### III.3.-Problemática actual en los pozos con sistema de bombeo neumático.

La problemática actual que queremos resolver en Petróleos Mexicanos (Activo Integral Macuspana-Muspac) es la formación de hidratos en las líneas de inyección de los pozos con sistema artificial de bombeo neumático.

De acuerdo con lo que se tiene comercialmente y los métodos establecidos con las mejores prácticas para evitar la formación de hidratos, se muestra el siguiente diagrama que presenta los métodos para evitar la formación de hidratos.



**Figura 30.-Tecnologías para el manejo de la formación de hidratos**

**Fuente:** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

Aun así, se tiene la problemática de la formación de hidratos presentes en las líneas de inyección de gas dulce en los pozos de bombeo neumático en los campos de la Región Sur, con su consecuencia de no operabilidad y por lo tanto el cierre y abandono de los mismos al no haber posibilidades de explotación.



**Figura 31.-. Pozo Cactus 77 cerrado con posibilidades de explotación debido a la formación de hidratos.**

**Fuente; Área Diseño de Instalaciones Activo Integral Muspac 2005.**

En la figura 31 se presenta la imagen del autor analizando las posibilidades de reapertura de un pozo cerrado con posibilidades de explotación por la formación de hidratos tanto en su aparejo de producción como en su línea de descarga.

De acuerdo a esta problemática se han analizado varios aspectos, uno de ellos es sin duda el análisis cromatográfico del gas que se emplea en el sistema artificial del cual presentamos en la tabla 3. Este gas es comprado y entregado en el Centro Procesador de Gas Cactus en el municipio de Reforma Chiapas mismo lugar donde se ubica el campo de explotación en cuestión.

Análisis Cromatográfico gas combustible	
Punto de Muestreo	CASETA CACTUS-NISPERO
Presión muestra lb/pg <sup>2</sup> man	810
Temperatura muestra °C	28
Componentes	%mol
N <sub>2</sub>	2.091
CO <sub>2</sub>	0.384
H <sub>2</sub> S	0.000
C <sub>1</sub>	87.382
C <sub>2</sub>	9.902
C <sub>3</sub>	0.19

i-C4	0.023
n-C4	0.018
i-C5	0.002
n-C5	0.003
C6	0.002
C7	-----
C8	0.002
C9(+)	0.001
P.M. LB/LB MOL	17.86
Dens. Re. ADIM	0.616
Pc PSIA	-----
Tc °R	-----
P.C.B. BTU/PIE3	1067.585
Etano máx. rec. GAL/MMPC	2523.1
Propano y más pesados GAL/MMPC	69.7

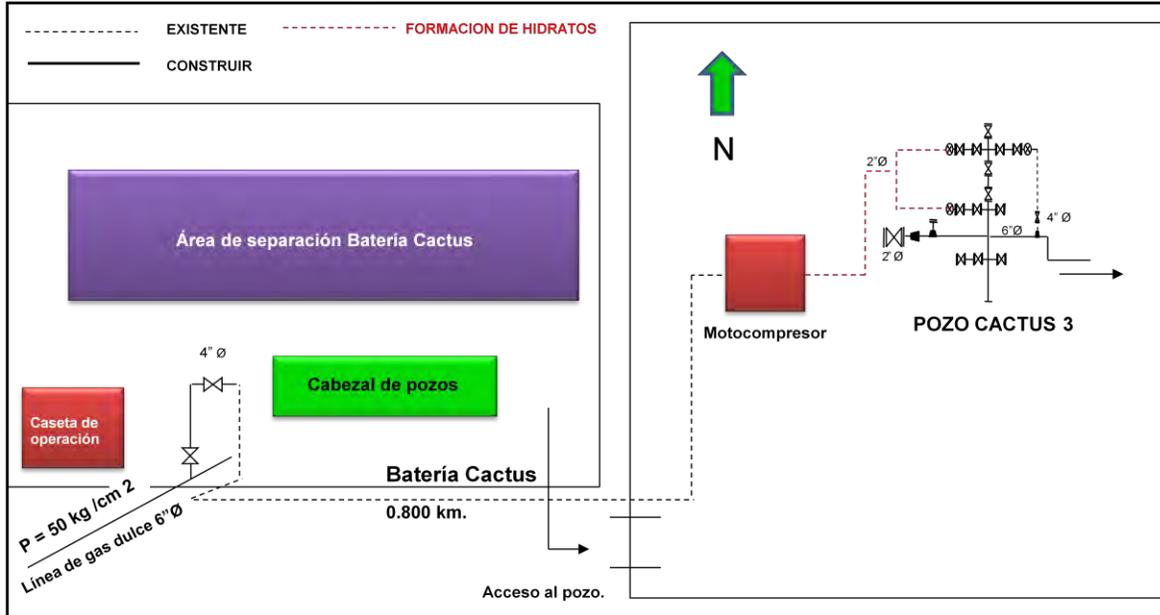
Nota\* (ANALAB) análisis cromatografico del gas combustible de fecha 02 de Septiembre 08

**Tabla 3.- Análisis cromatografico del gas combustible para compresoras y red de bombeo neumático del Activo Integral Explotación Muspac 2008**

**Fuente; Área Operación de Pozos e Instalaciones de Explotación Activo Integral Muspac 2008**

Por otra parte, presentamos el diagrama de operación e interconexiones de los pozos que operan con sistema artificial de producción asistido por motocompresor a boca de pozo, que es donde más problemas operativos se tienen debido a la formación de hidratos tanto en las líneas de inyección como en las de producción siendo estas últimas las que mayor problemática presentan debido a que el gas se contamina con las impurezas de los hidrocarburos (agua) y al presentarse el efecto Joule Thompson es cuando los hidratos se forman y obstruyen las líneas tanto de inyección como de producción.

## DIAGRAMA: PUNTO DE INTERCONEXION BATERÍA CACTUS 1.



**Figura 32.- Conexiones del sistema artificial presentando el problema de hidratos tanto en la línea de inyección como en la de producción**

**Fuente; Área Operación de Pozos e Instalaciones de Explotación Activo Integral Muspac 2008**

Sin embargo, no solo está presente en las líneas de descarga sino en las de transporte, principalmente gasoductos si sabemos que la región sur y sureste produce el 84% de la producción de gas del país y tan solo el Activo Integral Muspac produce 367 millones de pies cúbicos por día, de los cuales se emplean 28 millones para la red de bombeo neumático.

Ese gas es adquirido de la planta criogénica de Cactus como anteriormente se había señalado. Este gas reúne todas las especificaciones para servir como gas combustible y como gas de inyección, por lo que también se presentó su análisis cromatográfico en el cual se puede ver que no incluye su contenido de agua.

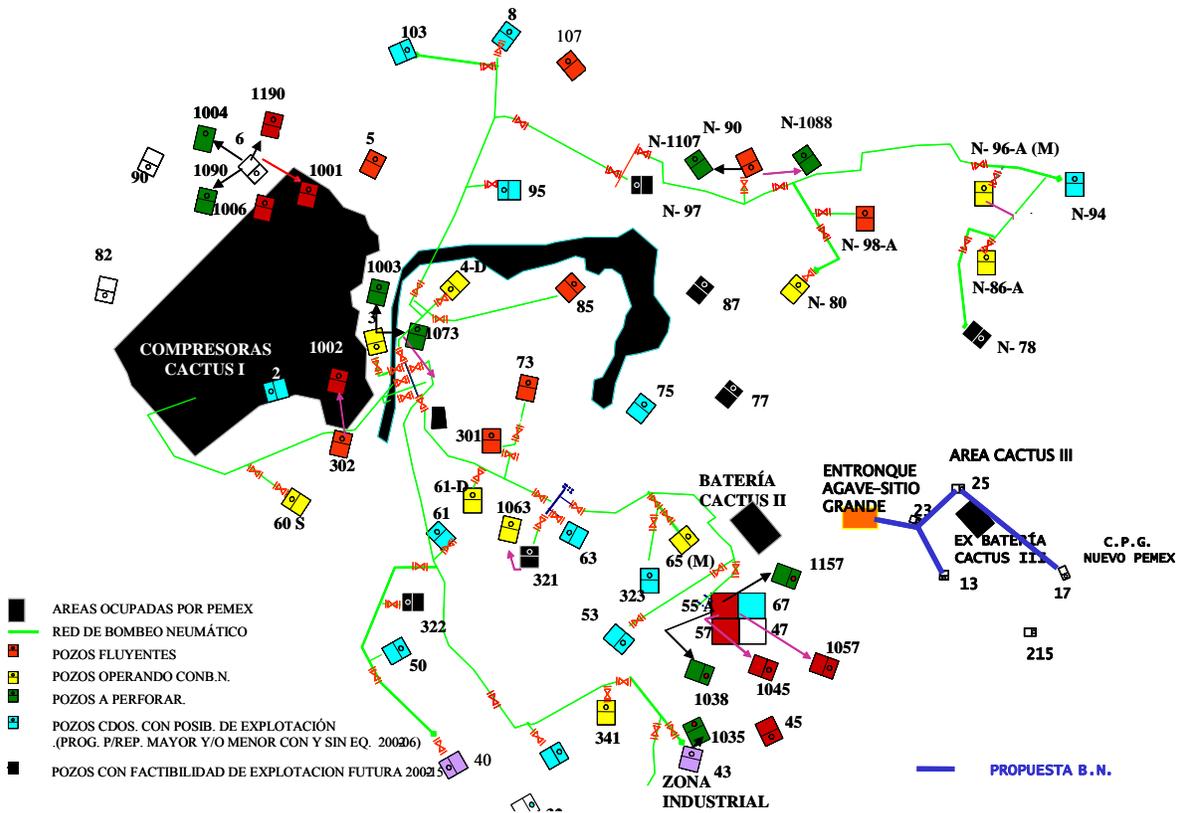
Por otra parte al analizar también la infraestructura para la inyección tenemos que los diámetros por los cuales se transporta el gas es de un diámetro llamado telescopiado es decir que se cuenta con 3 diámetros y a veces cuatro (8, 6, 4 y 2 pg. de Ø) como se mostró en la figura de interconexión del pozo

Cactus 3, con ellos se tiene una caída de presión de la cual posiblemente se considere no tan despreciable, sin embargo, esto no es factor principal para la formación de hidratos como ejemplo presentamos la red de inyección de gas de bombeo neumático del campo Cactus.

PROYECTO CACTUS SITIO GRANDE												
GAS (MMPCD)												
N.M.	POA	POT -2	POM	DIF. PROM. - POA	PROD.	DIF. HOY- AYER	PROM.	POA	POT -2	POM	DIF. PROM. POA	B.N.
												1
363	1126	393	795	-563	1.9	0.0	2.2	1.1	0.4	2.8	1.1	
353	7666	7860	8999	987	23.8	-0.7	23.8	18.5	21.4	22.0	5.3	11.9
340	1332	1442	1454	8	2.8	0.0	2.8	2.7	4.1	4.0	0.1	4.5
332	449	1146	763	183	1.3	0.0	1.8	2.5	2.5	2.6	-0.6	
325	1112	1259	2092	813	4.8	0.0	3.9	0.9	2.8	3.0	3.0	4.6
339	409	1053	643	130	4.5	0.0	4.7	2.7	7.2	5.7	2.0	
<b>552</b>	<b>12094</b>	<b>13153</b>	<b>14746</b>	<b>1558</b>	<b>39.2</b>	<b>-0.6</b>	<b>39.4</b>	<b>28.5</b>	<b>38.3</b>	<b>40.1</b>	<b>10.9</b>	<b>21.0</b>
PROYECTO CARMITO ARTESA												
333	998	1888	1936	835	10.1	0.0	10.1	6.1	8.4	9.6	4.0	
375	640	734	835	435	5.3	0.0	3.8	10.5	6.4	5.1	-6.7	0.0
385	333	669	732	352	14.8	0.0	14.8	12.1	15.6	17.2	2.7	
369	1698	2115	1783	371	13.9	0.0	13.9	14.9	13.6	14.0	-1.0	
319	1257	1425	1115	-138	55.0	-4.4	62.4	63.6	61.5	59.8	-1.1	
361	189	301	310	72	3.2	-0.6	3.9	3.0	3.9	4.0	0.9	
302	34	102	557	268	0.4	0.0	0.4	0.3	0.6	0.7	0.1	
30	31	0	0	-31	0.0	0.0	0.0	0.1	0.0	0.0	-0.1	
<b>343</b>	<b>5180</b>	<b>7234</b>	<b>7268</b>	<b>2163</b>	<b>102.8</b>	<b>-5.0</b>	<b>109.3</b>	<b>110.5</b>	<b>110.1</b>	<b>110.5</b>	<b>-1.2</b>	<b>0.0</b>
PROYECTO SAN MANUEL												
322	1691	1542	1375	-169	57.0	0.0	56.7	60.1	59.3	54.1	-3.4	
315	269	473	490	246	3.1	0.0	3.1	2.1	4.0	3.5	1.0	
30	4	0	0	-4	0.0	0.0	0.0	0.6	0.0	0.0	-0.6	
374	1611	2442	2073	763	4.6	0.0	4.6	2.3	4.1	3.0	2.3	3.9
310	2772	3527	3576	638	55.2	0.0	55.2	55.9	53.2	55.3	-0.7	
337	444	412	432	-7	8.2	0.0	8.2	7.3	7.9	8.1	0.8	
379	849	1072	1060	130	88.8	-0.2	88.6	59.6	76.0	81.6	29.0	
30	32	0	0	-32	0.0	0.0	0.0	0.1	0.0	0.0	-0.1	
345	2278	2324	2426	67	4.7	0.0	4.4	5.2	6.6	6.2	-0.8	3.1
347	543	586	701	4	1.1	0.0	1.1	1.7	1.2	1.2	-0.6	
366	387	523	552	179	2.7	0.0	2.7	1.4	2.5	2.6	1.3	
<b>396</b>	<b>10880</b>	<b>12901</b>	<b>12685</b>	<b>1816</b>	<b>225.4</b>	<b>-0.2</b>	<b>224.7</b>	<b>196.3</b>	<b>215.0</b>	<b>215.6</b>	<b>28.3</b>	<b>7.0</b>
<b>391</b>	<b>28154</b>	<b>33288</b>	<b>34699</b>	<b>5537</b>	<b>367.37</b>	<b>-5.83</b>	<b>373.35</b>	<b>335.3</b>	<b>363.4</b>	<b>366.2</b>	<b>38.0</b>	<b>28.0</b>

Figura 33.-Reporte diario de producción del Activo Integral Muspac

Fuente: Área de contabilidad de fluidos, Coordinación de Operación de Pozos e Instalaciones de Producción Activo Integral Muspac 31/05/2006



**Figura 34.- Red de bombeo neumático del campo Cactus del Activo Integral Muspac**

**Fuente: Coordinación de Operación de Pozos e Instalaciones de Producción Activo Integral Muspac 31/05/2006**



**Figura 35.- Pozo Cactus 43 Operando con la Red de bombeo neumático del campo Cactus del Activo Integral Muspac**

**Fuente: Coordinación de Operación de Pozos e Instalaciones de Producción Activo Integral Muspac 31/05/2006**

Sin duda, la topografía es un factor importante para la formación de hidratos, sin embargo, cabe señalar que la presión y temperatura si son factores cruciales.

Para ello, se puede decir que el Campo Cactus no tiene grandes caídas de altura es más bien plano, lo que sí es factor importante para la formación de hidratos es, en primer lugar que la tubería para este servicio es telescopiada de 4 diámetros diferentes con ello, viene acompañada su caída de presión por el efecto Joule-Thompson. Aunado a esto, la red no tiene trampa de diablos para su limpieza, si ya tenemos presente el agua no tenemos algún mecanismo que la desplace y limpie el ducto. Asimismo la red atraviesa por lagunas o esteros los cuales hacen que la temperatura y la corrosión estén a favor de la formación de hidratos, de manera que si el gas se nos entrega de manera libre de agua, por el camino y debido a la falta de limpieza de la red este gas se contamina.

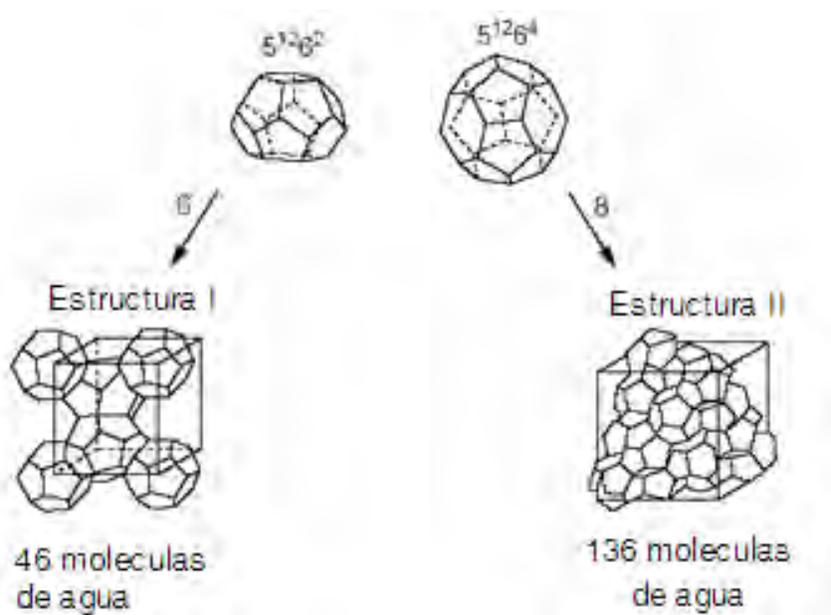
Esto es referente a los pozos; en el aspecto de transporte del gas es parte importante del cual se hace mención a continuación.

El transporte de gas tiene 2 grandes aspectos, 1) el gas amargo destinado para su endulzamiento y proceso en las plantas criogénicas y 2) el gas combustible destinado a compresoras y para la red de bombeo neumático.

Respecto de los ductos tenemos que considerar los siguientes aspectos:

- Un problema que puede ocurrir durante el transporte del gas es la formación de hidratos de gas debido principalmente, a la presencia de agua.
- Estos problemas han sido abordados con operaciones de limpieza de gasoductos (corridas de diablos), aumento de temperatura y adición de inhibidores.
- Sus desventajas:
  - Riesgos operativos
  - Requiere corrida de diablo continuo
  - Riesgos ambientales

Hablando del gas, este es entregado por el Centro Procesador de Gas Cactus cumpliendo con los estándares requeridos para su uso. Sin embargo, este gas muchas veces contiene pequeñísimas cantidades de hidratos en estructuras llamadas I y II que son como poliedros. Las estructuras I y II están constituidas por dos tipos de cavidades: Una pequeña,  $5^{12}6^2$  (poliedro que consiste de 12 pentágonos) presente en las dos estructuras y una grande,  $5^{12}6^2$  y  $5^{12}6^4$ , para las estructuras I y II, respectivamente. Cuando se encuentran presentes en el gas moléculas pequeñas, como el metano y el etano, las estructuras I y II se estabilizan. La presencia de pequeñas cantidades de propano (0.5% mol) y metano hacen que se forme la estructura II. En el gas natural las estructuras que se presentan comúnmente son las de tipo I y II.



**Figura 36.- Estructura molecular de los hidratos, Tipo I y II**

**Fuente: Dendy Sloan 1993 "Gas Conditioning and Processing"**

En la figura 37 se puede apreciar mejor donde se muestra de manera fehaciente como se sacan de los ductos los hidratos.



**Figura 37.- Estructura en forma de tapón de hidrato de un ducto que transporta gas natural**

**Fuente: Corrediblos de Construcción y Mantenimiento A.I.M.**

Cabe señalar que, a diferencia de los cristales de hielo que forman el agua, los hidratos de gas se forman con:

- Temperaturas inferiores a los 16.85°C
- Presiones a partir de 142.37 lb/pg<sup>2</sup>.

En general las condiciones favorables para la formación de hidratos se presentan a presiones medias (generalmente mayores a 426.7 lb/pg<sup>2</sup>) y temperaturas relativamente bajas (generalmente menores a 20°C).



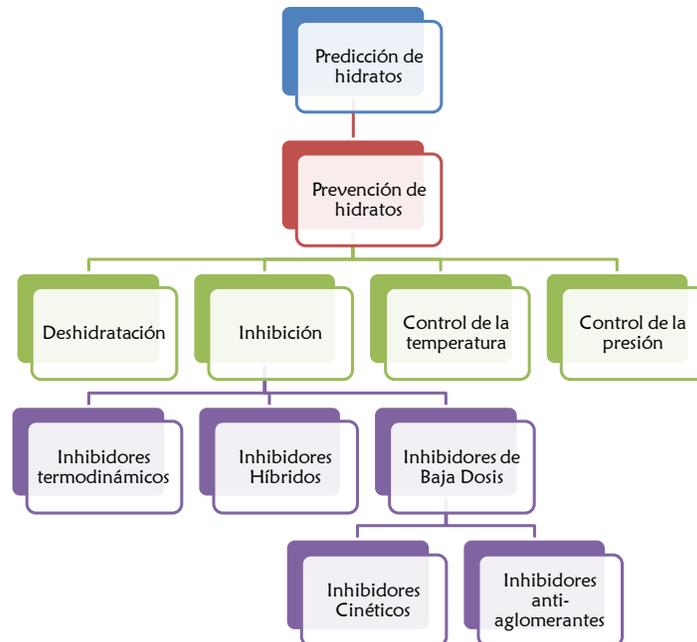
**Figura 38.- Estructura en forma de tapón de hielo presente en el gas**  
**Fuente: Corrediblos de Construcción y Mantenimiento A.I.M.**

## CAPÍTULO IV

### ANÁLISIS DE CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LOS POZOS CON BOMBEO NEUMÁTICO PARA EVITAR LA FORMACIÓN DE HIDRATOS QUE OBSTRUYEN LAS LÍNEAS DE INYECCIÓN.

#### IV.1.-PROCESOS PARA LA INHIBICIÓN Y EL CONTROL DE LA FORMACIÓN DE HIDRATOS EN LAS LÍNEAS DE INYECCIÓN DE BOMBEO NEUMÁTICO.

Esquema general para el manejo de hidratos del gas.



**Fig.39.-Esquema general para el manejo de hidratos de gas.**

**Fuente.-Autor**

La deshidratación es el proceso de remoción de agua desde un gas o un líquido para evitar la condensación de agua en el sistema.

Generalmente, se prefiere deshidratar el gas, siempre y cuando sea económica y mecánicamente factible, debido a que así se previene la condensación de agua en el sistema.

El agua en el gas es la causa de problemas de formación de hidratos, corrosión y erosión en el sistema.

## Procesos de deshidratación.

### a) Absorción con glicol:

Es el proceso más común para alcanzar las especificaciones de venta de gas en tubería y requerimientos de campos (Bombeo Neumático, combustible, etc.) permite obtener contenidos de agua de hasta 3-4 LB/MMPC (temperaturas de 10 °C). Los costos de capital y operación son inferiores que la adsorción (-30%).

Principios de deshidratación, un número extenso de líquidos poseen la habilidad de absorber el agua del gas. Sin embargo, existen muy pocos los cuales cumplen el criterio para un conveniente proceso comercial:

- Son altamente higroscópicos.
- No solidifican en soluciones concentradas.
- No son “corrosivos”.
- No forman precipitados con los constituyentes del gas.
- Son fáciles de regenerar a altas concentraciones.
- Son fáciles de separar.
- Son relativamente estables en presencia de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S.

Muchos de los glicoles cumplen con estos criterios: dietilen glicol (**DEG**), trietilen glicol (**TEG**) y tetraetilen glicol (**TREG**), todos ellos se pueden utilizar para deshidratación de gas.

El **DEG** es más económico y por esta razón es utilizado, sin embargo, comparado con el **TEG**, existen mayores pérdidas de **DEG** por arrastre, ofrece menos depresión del punto de rocío y la regeneración a alta concentración es más dificultosa.

El **TREG** es más viscoso y más caro que los otros glicoles. La única ventaja radica en tener un valor muy bajo de presión de vapor y por lo tanto disminuye las perdidas por evaporación. En el único hipotético caso que pueda ser utilizado es cuando se tiene un gas a deshidratar que tenga un diferencial de temperatura mayor de 50 °C.

Glicol	Temperatura de ebullición
TREG	238 °C (460 °F)
TEG	206 °C (404 °F)
DEG	164°C (328 °F)

Tabla 4.-Temperaturas de ebullición del glicol.

Fuente. Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved

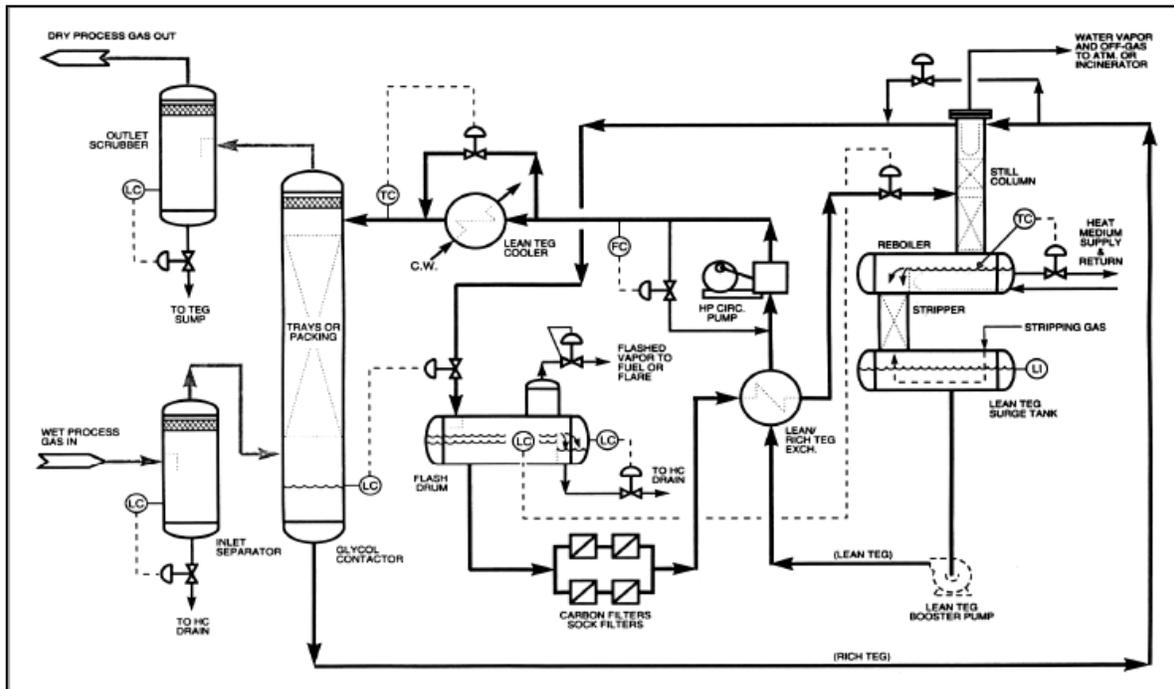


Fig.40.- Diagrama de una planta típica con TEG

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

### **Filtro coalescedor y separadores de líquidos del gas húmedo:**

Estos filtros constan de dos secciones superiores vinculadas cada una con una sección inferior para acumular líquidos. En la primera sección superior se encuentran los filtros tipo cartucho (coalescedores), cuando el gas pasa por los cartuchos filtrantes (en forma radial hacia a dentro), estos actúan como elemento coalescedor, posibilitando que las partículas de líquido más pequeñas choquen, se combinen y formen partículas más grandes que son, en teoría, arrastradas por el gas a la segunda sección superior, donde son separadas por gravedad. En la sección inferior del filtro se acumulan y drenan los líquidos separados.



**Fig.41.- Filtro coalescedor y separadores de líquidos del gas húmedo.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

### **Torre Contactora:**

Es una torre de platos o empacada, donde el gas natural se pone en contacto (en contracorriente) con la solución de glicol. El glicol entra por el tope de la torre pobre en agua y sale por el fondo enriquecido, mientras que el gas entra saturado en agua por el fondo y sale seco por el tope.

Las bandejas son generalmente campanas de burbujeo o bandejas de válvulas, dependiendo de las condiciones de operación necesarias. Por la tendencia del trietilenglicol a formar espumas, se recomienda una separación entre platos de 24 pulgadas.

Los modernos empaques estructurados ofrecen mayor capacidad (torre de menor diámetro) y eficiencia que las bandejas. Pueden manejar caudales bastante menores a su capacidad máxima y requieren menor altura de contacto que las columnas de bandejas para ofrecer un determinado número de etapas teóricas.



**Fig. 42.- Torre contactora para regeneración del glicol y deshidratación del gas**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

### **Descripción del proceso deshidratación del gas natural por Absorción.**

- **Válvula de expansión y control de nivel de glicol rico:**

El glicol rico sale del absorbedor a la presión del gas, por ello es necesaria una válvula de expansión que reduzca la presión hasta la del separador glicol-hidrocarburos, típicamente 60 lb/pg<sup>2</sup>. Esta válvula también permite controlar el nivel de glicol en el fondo de la torre absorbedora.

- **Separador glicol-hidrocarburos:**

Este separador recibe el glicol rico y separa el gas y condensados en la torre absorbedora. El gas liberado puede usarse como combustible. El tiempo de retención de este separador es generalmente de 20 a 45 minutos.

Internamente, estos separadores cuentan con placas de rebose para separar por diferencia de densidades el glicol y agua, así como un compartimiento para la recolección de los hidrocarburos sobrenadantes (condensados) y una bota para

drenar los hidrocarburos pesados (condensados), dejando salir por el tope, mediante un control de presión, los gases separados del glicol.



**Fig.43.- Separador Glicol-hidrocarburos.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

- **Filtros de glicol:**

Tienen la función de separar impurezas tales como partículas que pudieron ser arrastradas por el gas, productos de degradación del glicol, hidrocarburos pesados y productos de la corrosión interna de la planta contenidos en el glicol. Típicamente se usan dos filtros, uno de cartuchos y otro de carbón activado.

Los filtros de cartucho retienen los sólidos suspendidos y minimizan problemas de bombeo, obstrucciones en intercambiadores de calor, depósitos en las columnas de absorción, destilación, despojamiento y en el rehervidor, también reducen la tendencia a formar espumas del glicol.

El filtro de carbón activado es usado para remover impurezas disueltas en el TEG, hidrocarburos pesados, surfactantes, lubricantes de bombas y compresores, así como productos de la degradación del **TEG**. Este filtro debe ser colocado corriente abajo del de cartuchos y es ampliamente recomendado reemplazar el lecho de carbón en estos filtros cada 6 meses.



**Fig. 44.- Filtros de glicol**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

- **Intercambiadores de calor:**

En las unidades de deshidratación con glicol hay dos tipos de intercambiadores, los intercambiadores glicol/glicol y los intercambiadores gas/glicol.

En los intercambiadores glicol rico/glicol pobre, el glicol rico que viene del separador es precalentado (algunas veces hasta 149 °C) con el glicol que sale del rehervidor (que se enfría hasta 94 °C) para ahorrar energía en el rehervidor.

Este intercambiador generalmente es de tubo y carcasa, pero en plantas pequeñas es de doble tubo o un serpentín dentro del acumulador de glicol pobre.

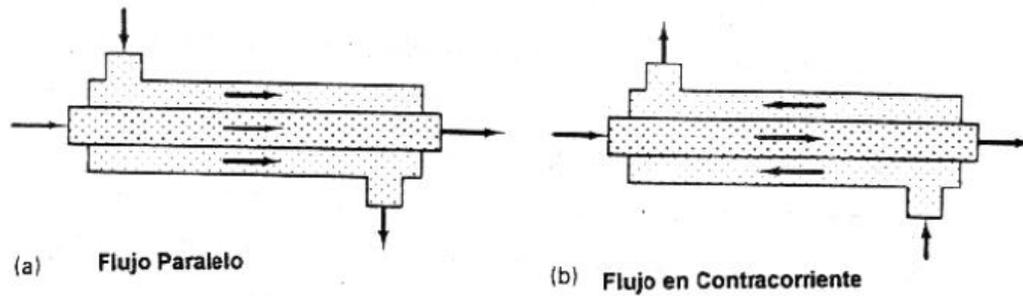
En muchas plantas se dispone de un segundo intercambiador de calor glicol rico/glicol pobre (llamado de baja temperatura), que tiene la función de precalentar el glicol rico antes de introducirlo al separador glicol-hidrocarburos, utilizando para ello el calor del glicol pobre que sale del primer intercambiador glicol/glicol (llamado de alta).

Por lo general, el glicol pobre que sale del intercambiador de baja temperatura se encuentra todavía muy caliente para introducirlo a la torre de absorción.

En el intercambiador gas/glicol, el glicol pobre sale del intercambiador glicol/glicol de baja temperatura se enfría con el gas deshidratado que sale de la torre.

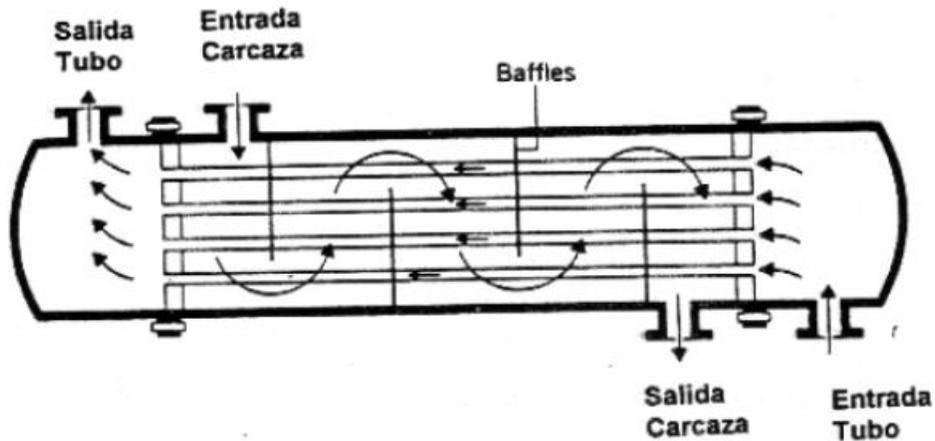
Los intercambiadores pueden ser: tubo-carcasa, tubo en tubo, tipo plato, y serpentín, con la finalidad de reutilizar calor en los diferentes procesos de la

unidad deshidratadora. En grandes plantas deshidratadoras se utiliza un aerofriador. Si el glicol se enfría por debajo de 27 °C puede absorber excesivamente algunos componentes del gas y fluir con dificultad por el aumento en su viscosidad.



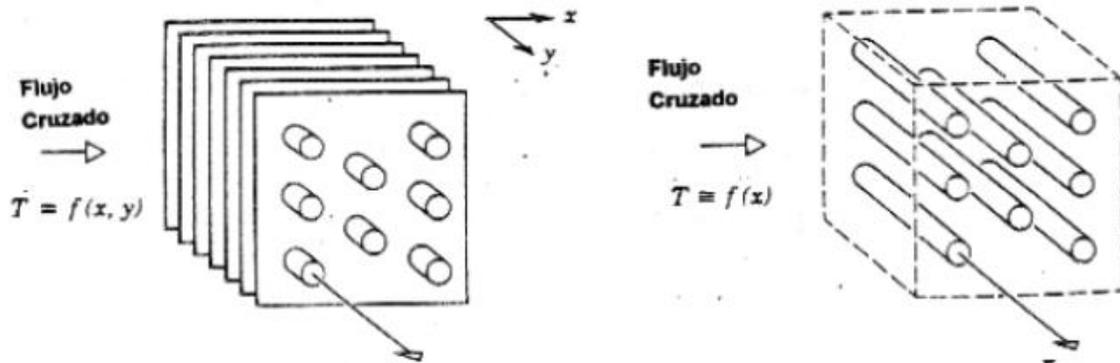
**Fig.45.- Intercambiadores de calor tubo-tubo**

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .



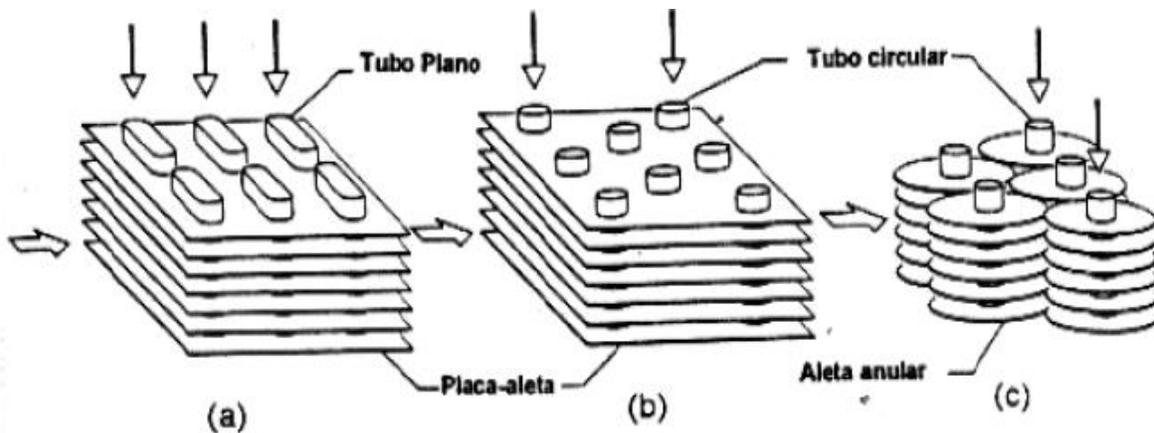
**Fig.46.- Intercambiadores de calor tubo-carcaza**

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .



**Fig.47.- Intercambiadores de calor placas.**

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .



**Fig.48.- Intercambiadores de calor compactos.**

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

De acuerdo con lo que se ha venido describiendo de los filtros se han descrito las funciones pero no se han comentado nada de los internos que se presentan en las figuras 45 y 46 respectivamente estos internos son los que hacen el trabajo de evaporar el agua y recuperar el 99.9% de glicol para ser empleado nuevamente en la deshidratación del gas.

Asimismo los intercambiadores de calor presentados en las figuras 47 y 48 de tipo placas realizan las mismas funciones pero de manera más eficiente y con diferentes geometrías.

- **Rehervidor de glicol:**

Figura 49. Es el equipo que provee el calor necesario para la regeneración del glicol. Esta separación es relativamente fácil gracias a la gran diferencia de temperatura de ebullición que tienen el **TEG** y el agua.

Los rehervidores de glicol generalmente son calentados por uno o varios quemadores de gas combustible en “U” sumergidos en el líquido. En algunos casos puede calentarse con vapor de agua o aceite.

Debido a que el **TEG** se descompone por encima de los 204.44 °C, la máxima temperatura de pared del tubo de calentamiento no puede exceder 246.11 °C y el flujo de calor los 6.800 Btu/hr.pie<sup>2</sup>.

Típicamente el rehervidor y la columna de destilación operan a presión atmosférica, lo que asegura una pureza de 98,7% en el **TEG** a 204.44 °C, que corresponde al punto de burbujeo de la mezcla **TEG**-agua y permite la deshidratación del gas a 7 lbH<sub>2</sub>O/MMPCE en una torre absorbadora típica.



**Fig.49.- Rehervidor de glicol.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

- **Columna de destilación:**

El vapor generado en el rehervidor es rectificado a través de esta columna, que por sus dimensiones, generalmente es una columna empacada con relleno aleatorio y que ofrece al menos dos etapas teóricas de contacto.

Por lo general, la columna está instalada en el tope del rehervidor y los vapores que salen de éste entran directamente por el fondo de la columna. Su diseño depende de la carga de gas (vapor de agua y gas despojador) y de líquido (glicol rico y reflujo) que maneje. Para evitar la pérdida excesiva de glicol con el vapor de agua removido, se debe mantener la temperatura en el tope de la columna alrededor de 101.66 °C, que corresponde a la temperatura de ebullición normal del agua, y un reflujo adecuado.

Esta temperatura generalmente es controlada por un serpentín en el tope de la columna dentro del cual circula glicol rico, en este caso se incluye una válvula de desviación “by-pass” que actúa manual o automáticamente sobre el caudal de glicol rico que entra al serpentín/condensador y con ello controla la temperatura de tope de la columna. En grandes plantas, se usa un condensador tubular enfriado con agua o aire y un acumulador de reflujo desde el cual se bombea el reflujo al tope de la columna. Cuando el sistema de regeneración emplea gas despojador, la temperatura de tope de la columna adquiere una especial importancia, ya que puede incrementar las pérdidas de glicol con los vapores de tope.



**Fig.50.- Columna de destilación.**  
**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

- **Bombas de Glicol Pobre:**

Este equipo es prácticamente la única parte móvil de la planta y el responsable absoluto por la circulación del glicol a través de la torre absorbidora y del sistema de regeneración, constituyendo así el corazón de una planta deshidratadora de este tipo.

Las bombas cuentan con un 100 ó 50% de respaldo (una igual en espera para entrar en funcionamiento en caso de que una de las bombas operativas falle). El tipo de bomba más utilizado es desplazamiento positivo, por la elevada presión de descarga (1,000 a 1,500 lb/pg<sup>2</sup>) y potencia hidráulica requerida.

Para su diseño se debe tener en cuenta que el lubricante no puede tener contacto con el glicol, puesto que provoca espuma. También pueden emplearse bombas centrífugas con impeller de múltiples etapas, sin embargo la eficiencia mecánica de estas bombas es menor que el de las bombas de desplazamiento positivo.



**Fig.51.- Bombas de glicol pobre.**  
Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

### **Una unidad de deshidratación con TEG.**

Es uno de los procesos más simples de absorción utilizado en la industria petrolera. Para un diseño apropiado, se necesita conocer lo siguiente:

- Mínimo y máximo flujo de gas.
- Mínima y máxima presión de operación.
- Mínima y máxima temperatura de operación.
- Composición del gas.
- Punto de rocío requerido o cantidad de agua en el gas a la salida.

- **Factores principales para el diseño de una unidad de TEG.**

Deshidratación del gas natural por Absorción. Con la información arriba descrita, se puede calcular:

- Mínima concentración de **TEG** pobre.
- Recirculación de **TEG** pobre.
- Número de bandejas (etapas o platos) teóricos en el contactor para lograr el equilibrio.

- **Temperatura de gas de entrada:**

A presión constante, el contenido de agua incrementa cuando la temperatura del gas incrementa. Por ejemplo, a 1,000 lb/pg<sup>2</sup> y 26.67 °C, el gas contiene 34 lbH<sub>2</sub>O/MMPCE y a 48.9 °C, tiene 104 lbH<sub>2</sub>O/MMPCE. Entonces, un incremento en la temperatura del gas puede resultar en un incremento del diámetro del contactor y pérdidas excesivas del **TEG**.

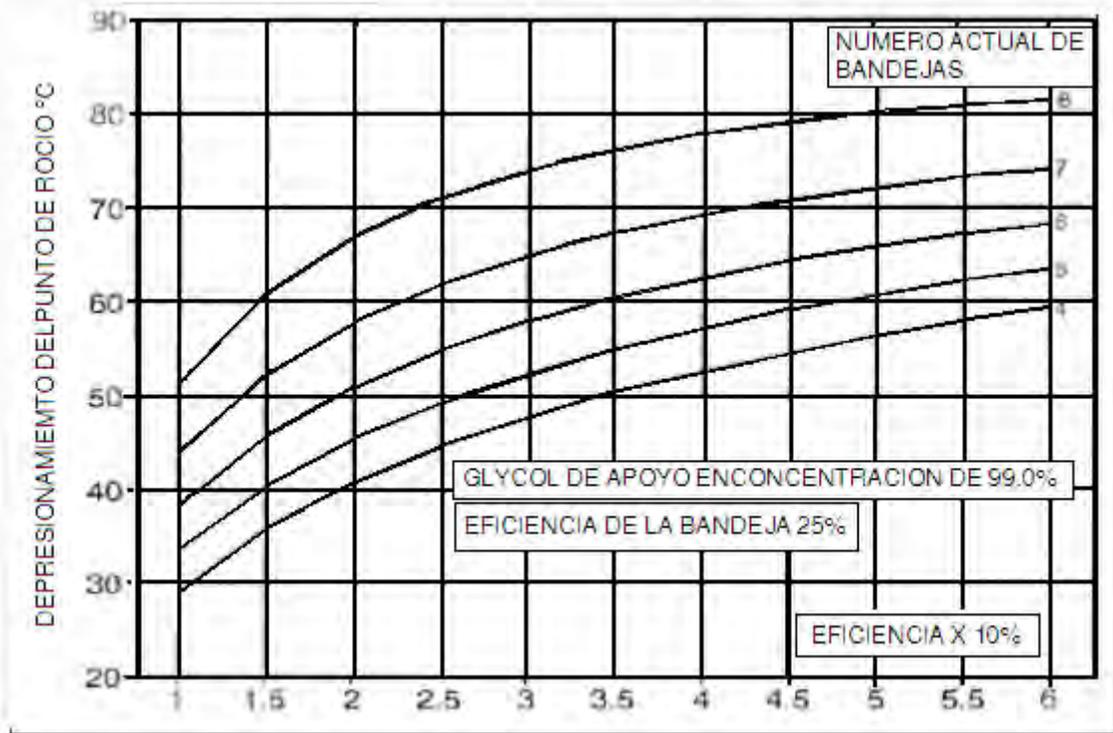
### **Consideraciones de diseño para una unidad de TEG**

- **Deshidratación del gas natural por Absorción.**
- **Presión del Contactor:**

A temperatura constante, el contenido de agua en el gas de entrada decrece con el incremento de la presión. Adicionalmente, como la velocidad en el contactor es baja, se requiere un diámetro del contactor más pequeño. Sin embargo, el espesor del contactor tiene que ser mayor.

- **Numero de bandejas del contactor.**

El glicol y el gas no alcanzan el equilibrio en cada bandeja. Una eficiencia de bandeja del 25% es comúnmente utilizada para el diseño. Esto quiere decir que si el cálculo resulta una bandeja teórica, se necesitan 4 bandejas reales.



**Fig.52.- Número de bandejas del contactor.**

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

- **Temperatura del glicol pobre:**

Esta temperatura debe mantenerse baja para minimizar la recirculación del glicol. Grandes pérdidas de glicol por arrastre de gas pueden ocurrir en el contactor cuando la temperatura del glicol es muy alta. Sin embargo, esta temperatura debe mantenerse ligeramente por encima de la temperatura de gas, para prevenir condensación de hidrocarburos. Un valor óptimo para diseño es una temperatura del glicol -12.2 °C mayor que el gas.

- **Concentración de Glicol:**

Mientras más alta sea la concentración del glicol pobre, se alcanzará una temperatura de rocío más baja, para una dada recirculación de glicol y un número de bandejas.

- **Temperatura del Glicol en el Rehervidor:**

Mientras más alta sea la temperatura del glicol pobre en el rehervidor, mayor será su concentración. Sin embargo, esta temperatura está limitada a 204.4 °C. Cuando se requiera una concentración muy alta de glicol, se puede utilizar un gas de despojamiento o presión de vacío.

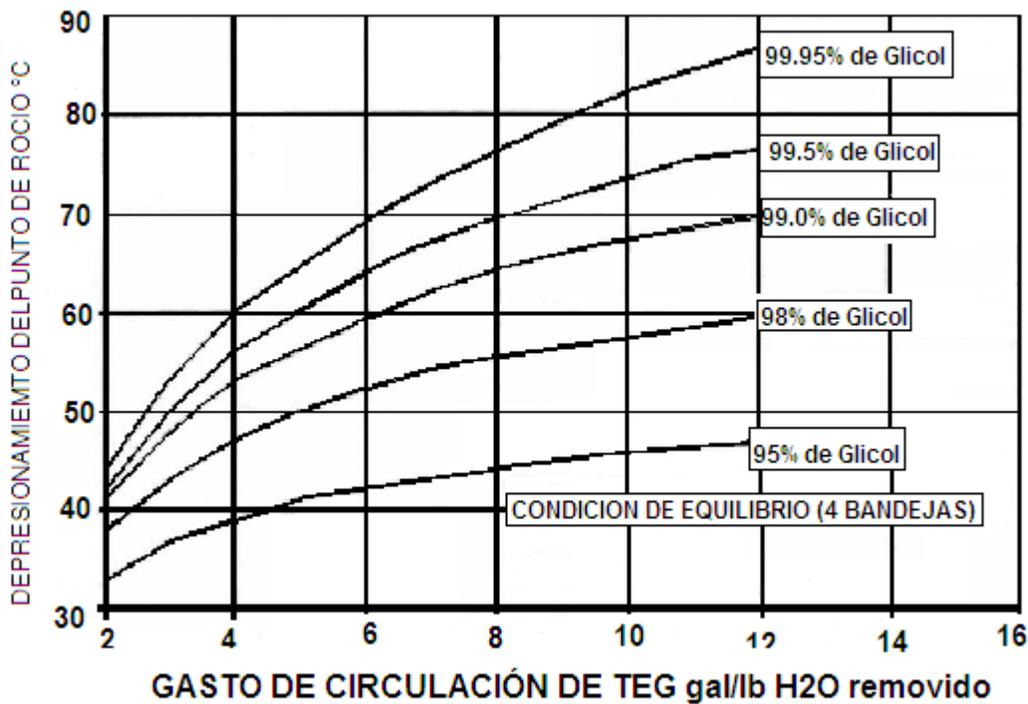


Fig. 53.- Concentración del glicol.

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

- **Recirculación de glicol:**

Cuando el número de etapas y la concentración del glicol pobre son fijas, el punto de rocío del gas saturado es función de la recirculación de glicol. A mayor cantidad de glicol, mayor es la cantidad de agua removida.

La mínima recirculación de glicol para asegurar un óptimo contacto glicol-gas es alrededor de dos galones de glicol por cada libra de agua a ser removida. El máximo valor de recirculación de glicol es de siete galones de glicol por libra de agua a ser removida. El estándar para los contactores, es diseñarlos con tres galones de glicol por libra de agua a ser removida.

Sin embargo, una excesiva recirculación de glicol puede recargar al rehervidor y evitar una buena regeneración. El calor requerido por el rehervidor es directamente proporcional a la recirculación de glicol. Por esto, un incremento en la tasa de glicol puede descender la temperatura del rehervidor y por ende descender la cantidad de agua a ser removida.

**Presión en el rehervidor:**

Una presión por encima de la atmosférica, puede reducir significativamente la concentración del glicol y la eficiencia de la deshidratación. La columna de destilación debe ser venteada y reemplazada del empaque periódicamente, para evitar presurización del rehervidor.

**Temperatura a la salida de la columna de destilación:**

Una temperatura muy alta de los vapores de salida de la columna, puede incrementar las pérdidas de glicol debido a la excesiva vaporización. La temperatura recomendada en el tope es de 104 °C.

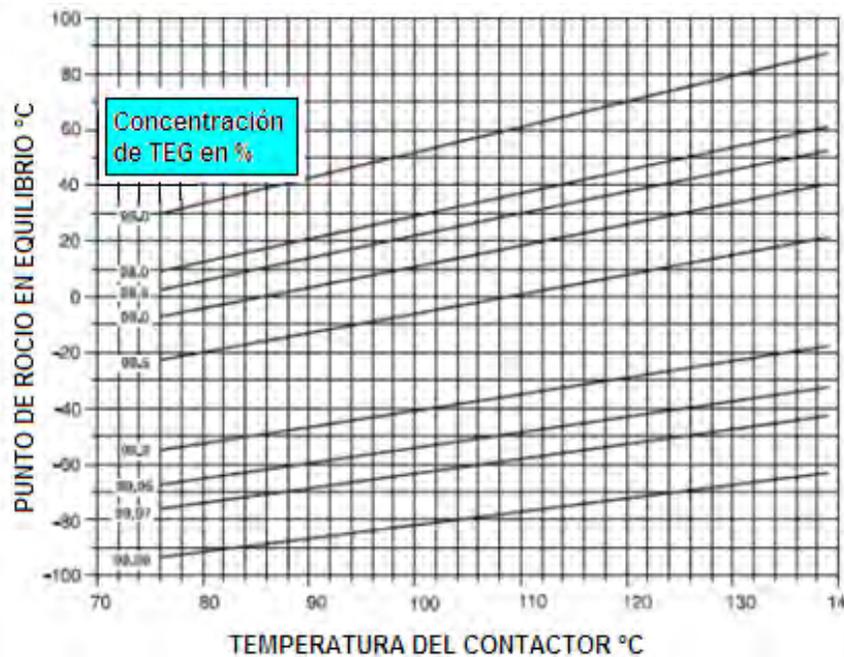
La temperatura del tope también puede descender incrementando la cantidad de glicol fluyendo a través del serpentín. Sin embargo, si la temperatura desciende mucho, puede condensar mucha cantidad de agua e incrementar la carga de calor del rehervidor.

Para lograr un control efectivo en la temperatura del tope, el flujo de glicol que pasa por el serpentín tiene un “by pass”, para permitir dicho control ya sea automático o manual.

**Mínima concentración de TEG pobre:**

Si un gas saturado con agua es colocado en una celda estática con una dada concentración de una solución **TEG**-Agua a una P y T fijada, el equilibrio debería ser alcanzado con el tiempo. Asumiendo que el líquido tenía una suficiente concentración baja de agua, el agua debería transferirse desde el gas hasta la

solución. Parrish, W.R.<sup>7</sup>, experimentó y publicó la gráfica de la figura 60. Las observaciones a este gráfico son las siguientes: el punto de rocío del agua pudo ser obtenido en la celda pero quizás no en un absorbedor real. El gas y el **TEG** no están en contacto por suficiente tiempo para alcanzar el equilibrio. Numerosos experimentos han mostrado que el punto de rocío calculado con la gráfica será de -12.2-6.6. °C más grande que el punto de rocío en equilibrio. Esta aproximación al equilibrio dependerá del flujo de glicol y el número de platos del contactor.



**Fig. 54.-Temperatura a diferentes concentraciones de TEG vs equilibrio de punto de rocío del H<sub>2</sub>O**

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

- **Recirculación de TEG pobre y número de etapas de equilibrio**

Los costos de inversión y operación de cualquier unidad de deshidratación de **TEG** es función directa de la recirculación del glicol. Es una buena práctica operar o estar cerca del mínimo flujo necesario para alcanzar las especificaciones del gas a la salida de la unidad.

La eficiencia de remoción de agua se define como:

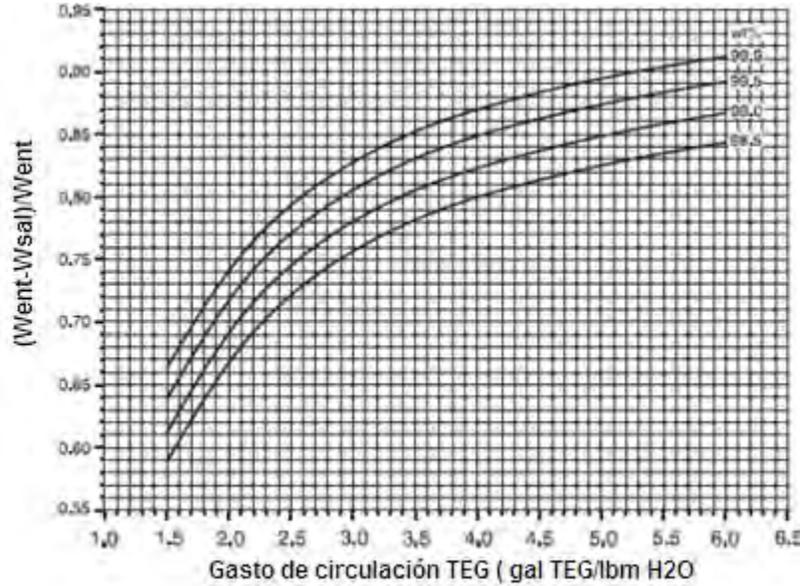
$$E_a = \frac{W_{ent} - W_{sal}}{W_{ent}} \dots\dots\dots (IV.1)$$

Donde:

**E<sub>a</sub>**: Eficiencia de remoción de agua, adimensional

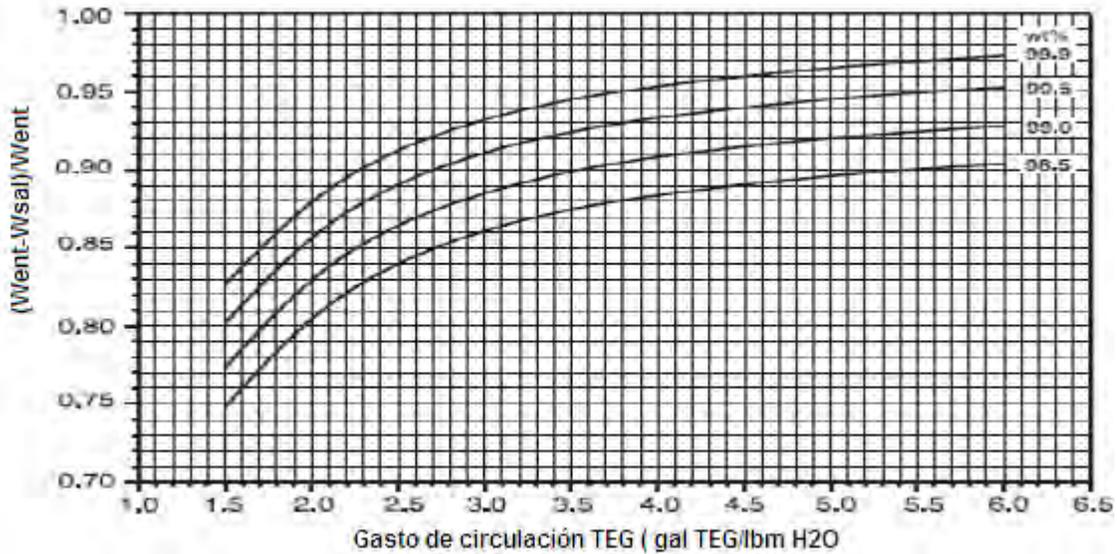
**W<sub>ent</sub>**: Cantidad de agua a la entrada del contactor, lb H<sub>2</sub>O/MMPCED.

**W<sub>sal</sub>**: Cantidad de agua a la salida del contactor, lb H<sub>2</sub>O/MMPCED



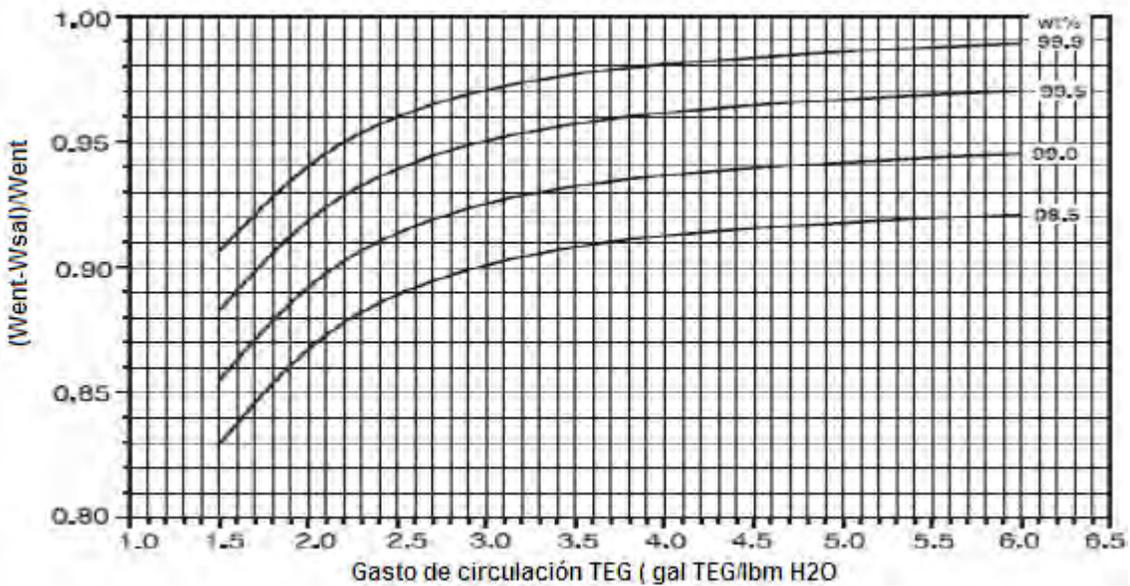
**Fig. 55.- Eficiencia de remoción de agua para un numero de etapas de equilibrio (N=1)**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .



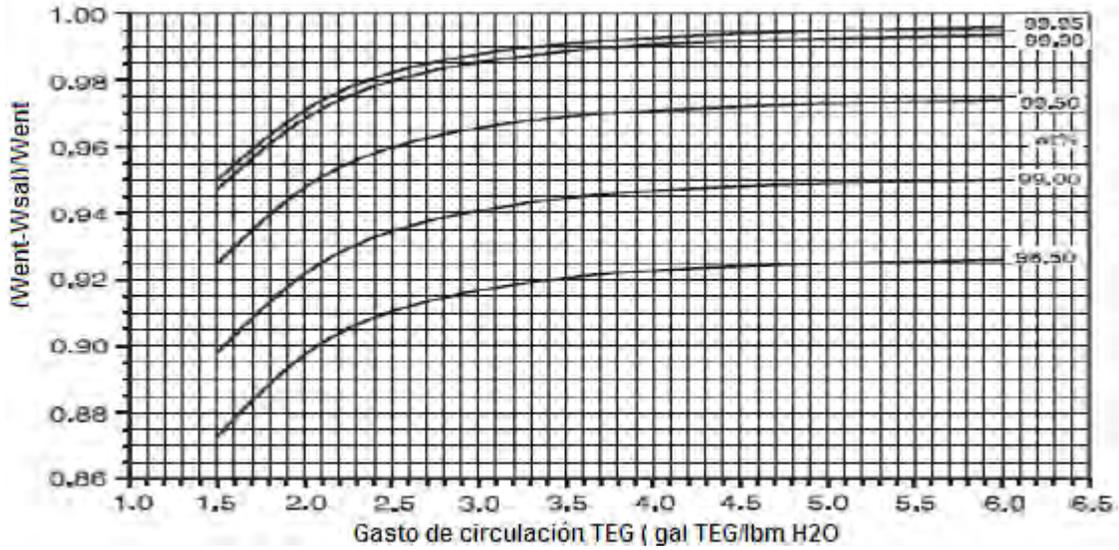
**Fig. 56.- Eficiencia de remoción de agua para un número de etapas de equilibrio (N=1.5)**

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.



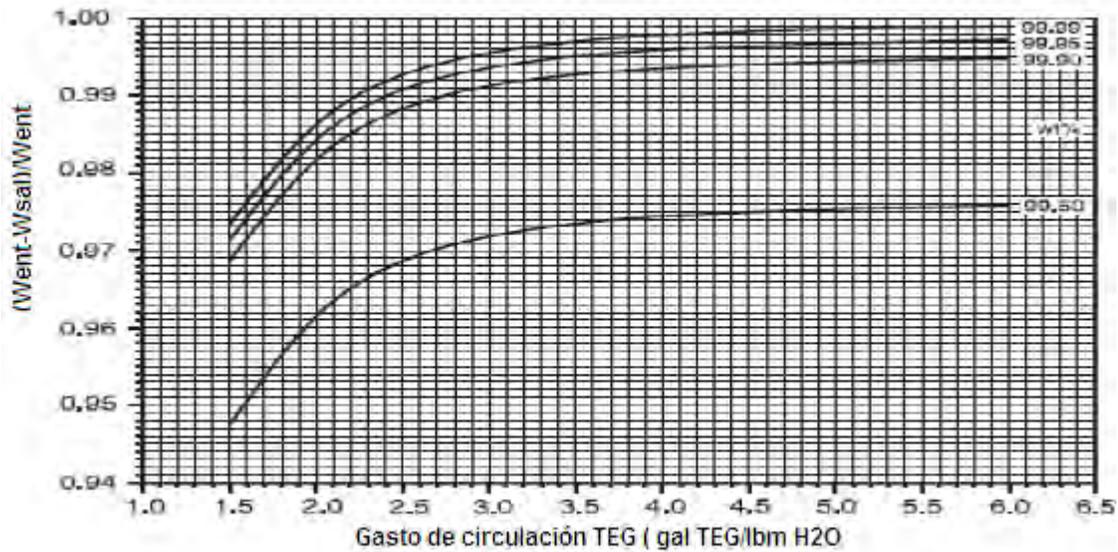
**Fig. 57.- Eficiencia de remoción de agua para número de etapas de equilibrio (N=2.0)**

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.



**Fig. 58.- Eficiencia de remoción de agua para número de etapas de equilibrio (N=2.5)**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved.



**Fig. 59.- Eficiencia de remoción de agua para número de etapas de equilibrio (N=3.0)**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved.

- **Recirculación de TEG pobre y número de etapas de equilibrio:**

### **Procedimiento de cálculo**

- Calcular la cantidad de agua que tiene el gas a las condiciones de entrada.
- Calcular gráficamente la mínima concentración de **TEG**, utilizando la temperatura del contactor y el punto de rocío del agua.
- Calcular la eficiencia de remoción de agua.
- Calcular gráficamente el caudal de **TEG**, utilizando la eficiencia de remoción de agua y la mínima concentración de **TEG**.
- Establecer los platos teóricos de la torre contactora.

Con las especificaciones del contenido de agua del gas de salida, establecer la temperatura de rocío del agua. Recordar que esta temperatura es entre unos -12.2 a -6.2 °C menos que la temperatura de rocío del agua del gráfico.

### **Ejemplo de aplicación:**

Dimensionar un deshidratador de glicol tipo torre contactora con platos que cumpla con los siguientes requerimientos:

$$Q_{gdf} = 10 \text{ MMPCD.}$$

$$S.G. = 0.7$$

$$P_{op} = 1,000 \text{ lb/pg}^2.$$

$$P_{op} = 1,440 \text{ lb/pg}^2.$$

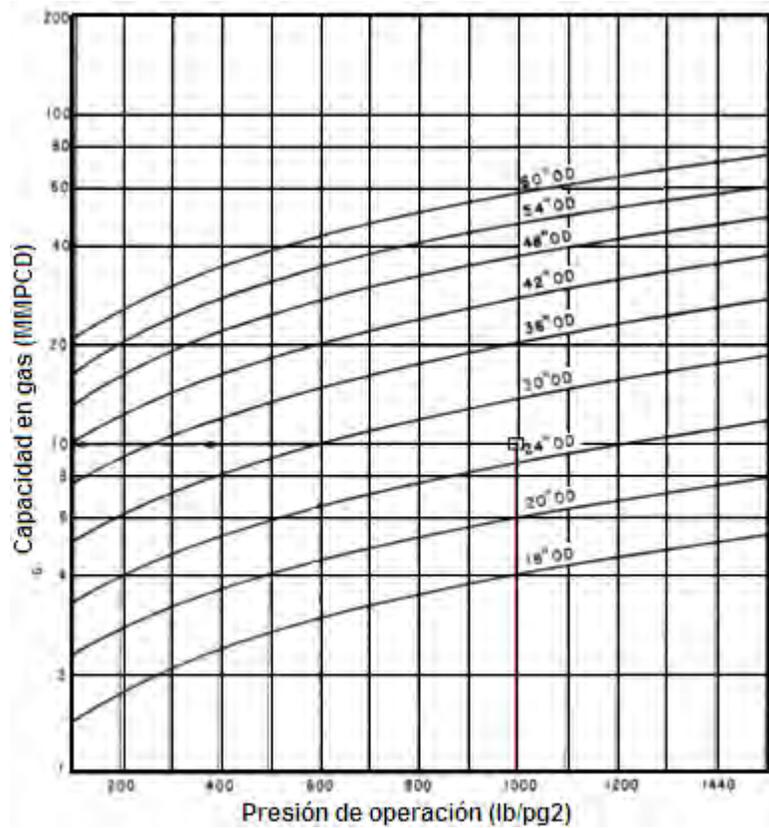
Temperatura de entrada del gas  $T_1 = 37.78^\circ\text{C}$

Contenido de agua-gas que sale 7 lb de  $\text{H}_2\text{O}$  /MMPCD.

### **Criterio de diseño.**

Gasto relativo de glicol  $L_w = 3 \text{ gal TEG} / \text{lb H}_2\text{O}$ , removida, si la pureza del glicol regenerado requerido es de **TEG** = 99.5.

1.- De la gráfica siguiente, se entra con el gasto de gas que en este caso es de 10 MMPCD y 1000 lb/pg<sup>2</sup> y entonces de la gráfica en la intersección nos da el diámetro de platos a usar en la torre contactora.



**Fig. 60.-Capacidad del gas en scrubbers verticales.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved .

2.- Posteriormente calculamos la disminución en el punto de rocío  $\Delta T = T_1 - T_2$ . En la grafica de solubilidad se entra con  $P= 1000 \text{ lb/pg}^2$  y  $37.78^\circ\text{C}$  en la grafica nos da 61 lb de  $\text{H}_2\text{O}$  y con las 7 lb de  $\text{H}_2\text{O}$  y  $1000 \text{ lb/pg}^2$  nos da  $0.56^\circ\text{C}$ . ( $33^\circ\text{F}$ ).

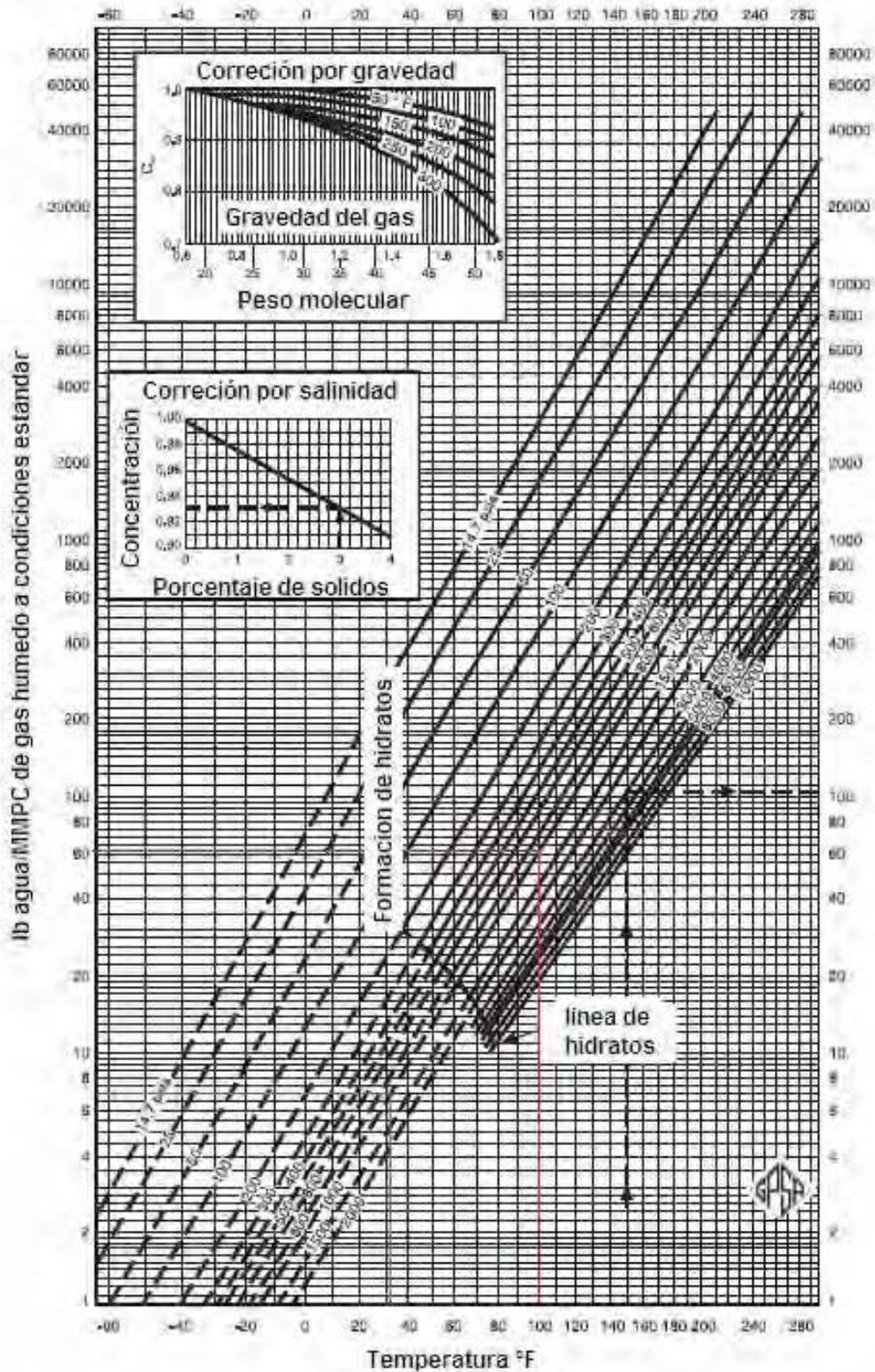


Fig. 61.- Contenido de agua en el gas hidrocarburo.  
Fuente.- GPSA.

Entonces si  $\Delta T = 100 - 33 = 67^{\circ}\text{F}$  y  $\Delta W = 61 - 7 = 54 \frac{\text{lb}}{\text{mmcf}} \dots\dots\dots(\text{IV.2})$

3.- Por lo tanto agua a remover es:

$W_i = \Delta W \times \frac{Q_{op}}{24} = (24 = 54 \times 10 / 24) = 22.5 \text{ lb/hr} \dots\dots\dots(\text{IV.3})$

4.- Densidad del **TEG** a temperatura del gas ( $37.78^{\circ}\text{C}$ ,  $100^{\circ}\text{F}$ ), en la tabla de glicol, entrando con la saturación del gas tenemos que **TEG** leído = 1.11

100% Trietilen Glycol				
TEMP. °F	SP Gr	VISCOSIDAD. Cps	Sp Heat BTU/LB-F	Thermal Conductivity BTU/hr-sq ft-°F/ft
50	1.134	88	0.485	0.14
75	1.123	56	0.5	0.138
100	1.111	23	0.52	0.132
125	1.101	15.5	0.535	0.13
150	1.091	8.1	0.55	0.125
175	1.08	6.1	0.57	0.121
200	1.068	4	0.585	0.118
225	1.057	3.1	0.6	0.113
250	1.04	1.9	0.635	*****
300	1.022	1.5	0.65	*****

Tabla 4.- Para recuperación de trietilenglicol al 100%.

Fuente.- Sivalls, Inc. Odessa, Texas.

5.- Entonces la densidad del **TEG** será :  $\rho_{TEG} = 8.34 \times 1.11 = 9.266 \frac{\text{lb}}{\text{gal}} \dots\dots\dots(\text{IV.4})$

6.- Y la concentración del **TEG** rico que sale de la torre.

$TEG \text{ rico} = \frac{TEG \text{ pobre } \rho l}{\rho l + \frac{1}{LW}} = \frac{(0.995)(9.266)}{(9.266) + \frac{1}{3}} = 0.96\% \dots\dots\dots(\text{IV.5})$

7.- Ahora calculamos los puntos extremos de la línea de operación.

Superior = 99.5% de **TEG** y 7 lb de H<sub>2</sub>O.

Inferior = 96.0% de **TEG** y 61 lb de H<sub>2</sub>O.

8.- Con apoyo de la gráfica figura 62.

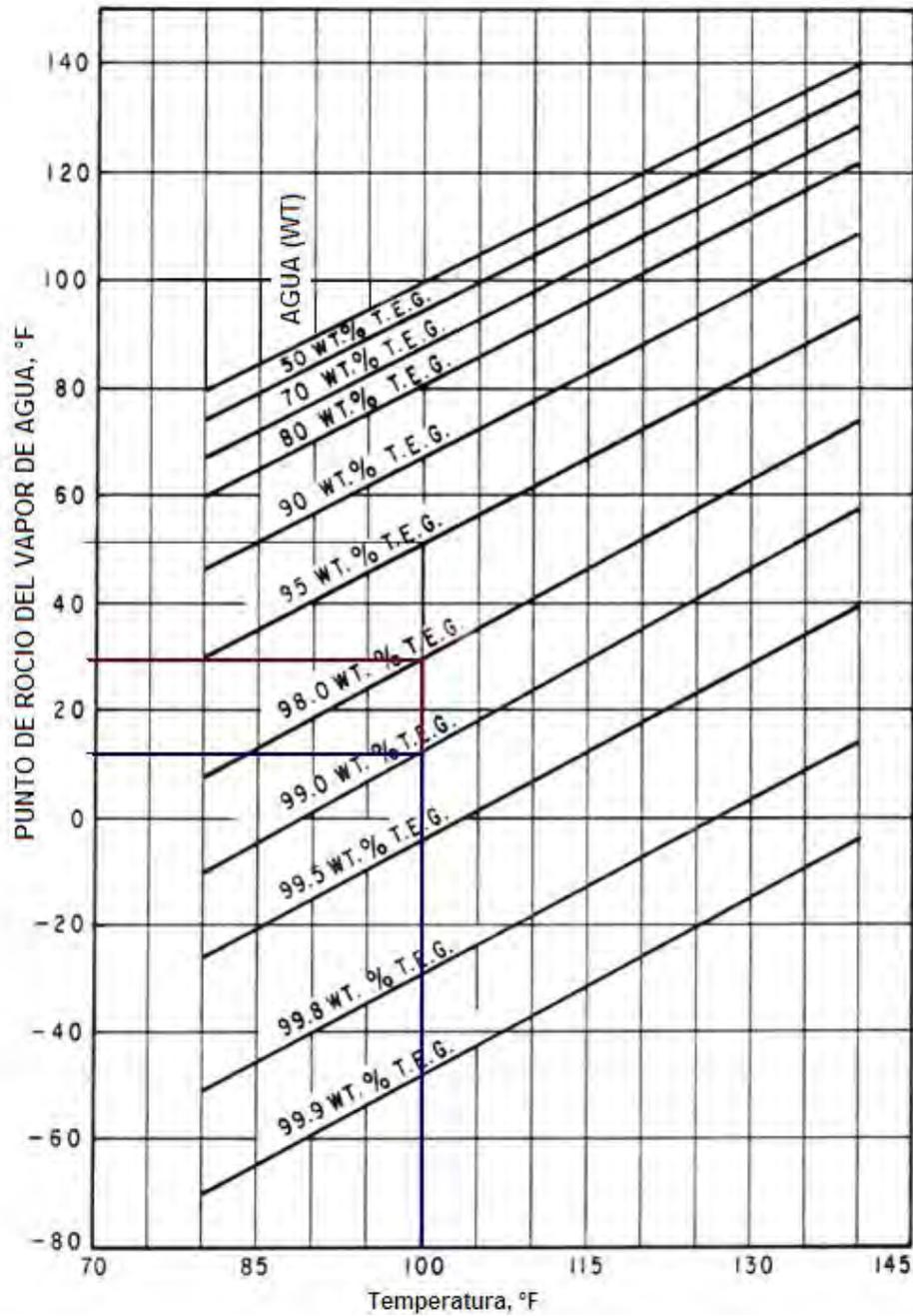


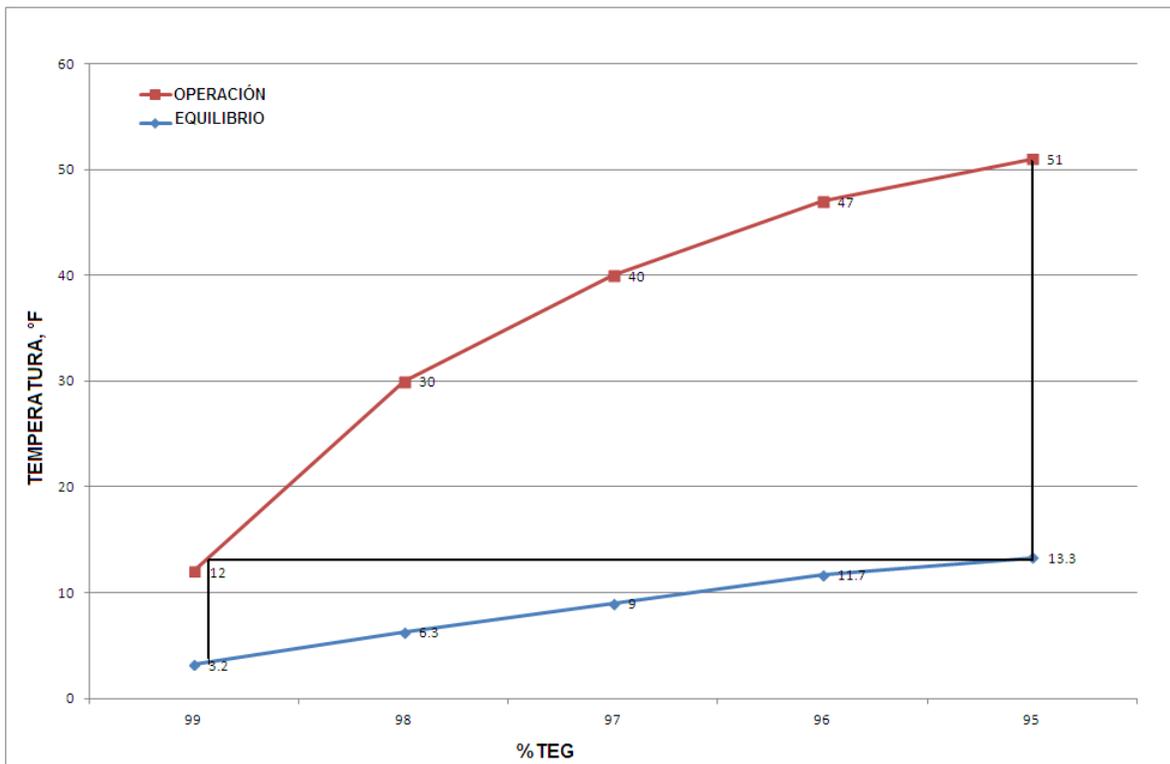
Fig. 62.- Trietilenglicol en solución versus temperatura.

Fuente.- Sivalls, Inc. Odessa, Texas.

%TEG	Temperatura de operación solución acuosa con TEG a la Temperatura de operación=100°F	Agua en gas a Temperatura de operación y Presión de operación (lb H <sub>2</sub> O/mmpcd)
99	12	3.2
98	30	6.3
97	40	9.0
96	47	11.7
95	51	13.3

**Tabla 5.- Puntos de cálculo para las líneas de operación y equilibrio.**  
**Fuente.- Sivalls, Inc. Odessa, Texas.**

9.- Ahora graficamos la línea de operación y la línea de equilibrio y tenemos:



**Fig.63.- Gráfica para determinar el número teórico de platos**

10.- de la gráfica anterior nos da un número teórico de platos de 1.6.

Y la eficiencia es de 33% entonces podemos calcular el número de platos reales, tenemos  $= \frac{1.6}{0.33} = 4.8 = 5 \text{ platos}$ .

11.- Calculamos el gasto de glicol con la siguiente ecuación:

$$L = \frac{(lw)(W_i)(Q)}{24} = \frac{(3)(61)(10)}{24} = 76.25 \dots \dots \dots (IV.6)$$

12.- Calculando el calor requerido en el rehervidor.

$$H_1 = L\rho l(c)(T_2 - T_1) = 76.25(9.266)(49)(67) = 23,195 \dots \dots (IV.7)$$

Por lo tanto:

$$H = \frac{970.3(W_1 - W_0)Q}{24} = \frac{970.3(61 - 7)10}{24} = 21.832 \dots \dots \dots (IV.8)$$

$$H_r = 0.25H_w = 0.25(21.832) = 5.458 \dots \dots \dots (IV.9)$$

$$H_f = H_i + H_w + H_r + H_l = 60,485 \text{ BTU/hr} \dots \dots \dots (IV.10)$$

Finalmente, la columna de destilación, entrando con L=76.25 y Lw=3 Tenemos:

Entonces seria: 24 pg y se tiene el diámetro mínimo 5.5 pg de la grafica.

Por su importancia cabe señalar el tipo de contactores:

**Diseño del Contactador**

Dos tipos de contactores internos son utilizados en sistemas de glicoles, bandejas (usualmente casquetes de burbujeo) y empaques (usualmente estructurado). Independientemente del tipo de bandeja, el espacio recomendado entre ellas es de 22 a 24 pulgadas. Es esencial, que se evite la formación de espuma estable en el espacio entre bandejas para prevenir el exceso de pérdida de glicol. Contar con este espacio disponible para el proceso, permite un nivel de líquido óptimo en los bajantes.



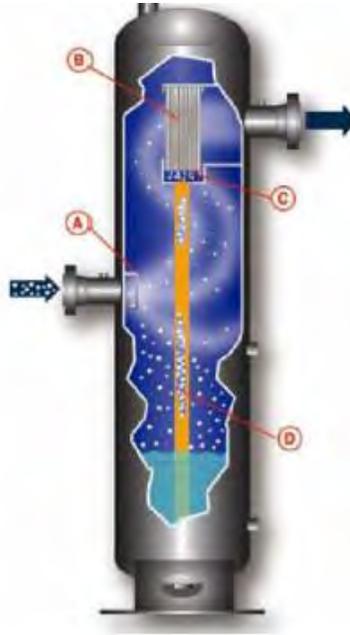
**Fig. 64.- Internos y bajantes contactores empacados en las torres de glicol.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

### **Depurador de salida del gas.**

Estos recipientes son utilizados cuando la relación gas-petróleo es alta, y lo que se quiere es que el flujo de gas no arrastre líquidos en forma de neblina. Generalmente, tiene instalado internos que mejoran la eficiencia y permiten reducir el tamaño del recipiente.

- Son utilizados principalmente cuando el proceso corriente abajo necesita como especificación un gas seco sin arrastre de líquidos en neblina, tales como un sistema de compresión, sistema de gas combustible para turbinas.
- Estos recipientes son ideales para sistema de tuberías y facilidades de procesos de gas predominantes en la separación del fluido, y que contengan 3 barriles de líquidos por MMPCED de gas o menos.
- El gas entra al depurador y encuentra un Baffle (A) que cambia la dirección bruscamente y hace que coalescan los líquidos.
- El gas continúa hacia la parte superior a través del extractor de neblina (B).
- El líquido atrapado en el “demister”, es drenado a través de un bolsillo y un tubo de drenaje (C). y es almacenado en la parte inferior del recipiente (D).



**Fig.65.- Baffle depurador de gas.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

El tiempo de retención es una manera indirecta de fijar el volumen del depurador que es necesario para manejar el flujo de líquido. Pero, para este tipo de recipiente, el líquido manejado es bajo, por lo que se toma los valores indicados en la tabla 6:

<b>Gas natural - crudo</b>	<b>2 - 3 minutos</b>
<b>Tanque acumulador de aceite pobre</b>	<b>10-15 minutos</b>
<b>Tanque acumulador de alimentación de fraccionamiento</b>	<b>8 - 15 minutos</b>
<b>Tanque acumulador de refrigerante</b>	<b>4 – 7 minutos</b>
<b>Economizador de sistema de refrigeración</b>	<b>2 - 3 minutos</b>

**Tabla 6.-Valores de tiempos de retención para diferentes sustancias.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

El tiempo de retención es afectado por la composición, espumas y la presencia de sólidos y emulsiones.

## **PROCESOS DE DESHIDRATACIÓN.**

### **b) Adsorción**

La adsorción es el proceso donde las moléculas de agua del gas son retenidas sobre la superficie de un sólido por fuerzas superficiales.

Se aplica para deshidratar el gas hasta puntos de rocío por debajo de  $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $-50\text{ }^{\circ}\text{C}$ , tal como lo requerido aguas arriba de plantas de extracción de GNL utilizando expansores y plantas de GNL.

Las características del adsorbente son:

- Alta área superficial.
- Poseer afinidad hacia el agua.
- Capacidad para manejar los altos flujos de masa.
- Ser fácil y económicamente regenerable.
- Baja resistencia al flujo de gas.
- Alta resistencia mecánica.
- Económico, no corrosivo, no tóxico, inerte, de alta densidad.
- No presentar cambios apreciables de volumen, durante la adsorción y desorción y deben aumentar su resistencia al estar húmedo

**Los materiales se pueden dividir en los siguientes grupos:**

- Bauxita: mineral obtenido de forma natural compuesto principalmente de  $\text{Al}_2\text{O}_3$
- Alumina: forma manufacturada de la bauxita
- Gel: compuestos principalmente de sílica  $\text{SiO}_2$  O alúmina, fabricados por reacción química.
- Tamices moleculares: silicato de sodio aluminato de calcio (zeolita)

Propiedad	Silica gel	mobilbead R	mobilbead H	Alumina F-200	Alumina H-156	Tamiz molecular 4A-5A
Superficie área, m <sup>2</sup> /g	750-830	550-650	740-770	340-360	340-360	650-800
Volumen de poro, cm <sup>3</sup> /g	0.40-0.45	0.31-0.34	0.50-0.54	0.5	0.5	0.27
Diámetro de poro, Angstrom	21-23	21-23	27-28	26	26	*vease nota
Aumento de densidad, kg/m <sup>3</sup>	721	785	721	769	769	629-721
Capacidad calorífica, kj/(kg°C)	0.92	1.05	1.05	1	1	1
*nota los tipos 4A y 5A contiene cavidades de 11.4 Angstroms con abertura circular y 4.2 Angstroms de diámetro siendo que 10 Angstroms es igual a 1 cm.						

**Tabla 7- Propiedades de los materiales adsorbentes.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

Los geles tienen una capacidad efectiva mayor que las alúminas debido a su mayor área superficial.

La abertura superficial del poro del disecante debe ser lo suficientemente grande para permitir que las moléculas sean absorbidas en el interior de las partículas donde existe una mayor área superficial.

En los poros internos del gel existen capilares de diferentes diámetros. En el tamiz molecular, los poros internos son cavidades cristalinas más grandes que las aberturas superficiales.

La selección de un disecante para una aplicación particular depende de varios factores tales como:

- ✓ Punto de rocío requerido
- ✓ Presencia de contaminantes (especialmente compuestos de azufre)
- ✓ Coadsorción de hidrocarburos pesados
- ✓ Costos.

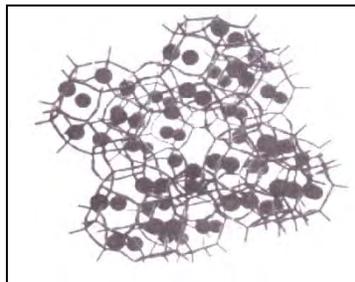
Todos los disecantes comerciales son capaces de producir puntos de rocío por debajo de -60 °C. En un sistema bien diseñado y operado apropiadamente se pueden alcanzar los siguientes puntos de rocío:

DISECANTE	PUNTO DE ROCÍO DE SALIDA
ALUMINA	-73 C (-60 A -90 F)
SILICA GEL	-60 C (-60 A -90 F)
TAMIZ MOLECULAR	-100 C (-100 A -300 F)

**Tabla 8.-Puntos de rocío de los diferentes materiales disecantes.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

El tamiz tipo “a” tiene una estructura cristalina zeolitica que consiste de espacio vacíos ínter cristalinos



**Fig. 66.-Tamiz Zeolitico empleado para deshidratar el gas natural.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

La adsorción ocurre en esos espacios vacíos que tienen un diámetro de 11.4 Angstroms y están conectados por aberturas de diámetro de 4.2 Angstroms (diámetro del poro). A continuación se presenta el diámetro máximo de las moléculas que puede entrar en la estructura cristalina y ser adsorbidas.

TIPO	DIAMETRO DE LA MOLECULA-Å
Zeolite Potasico-3Å	3
Zeolite sodico - 4Å	4
Zeolite calcico- 5Å	5
Zeolite c alcico -10X	8
Zeolite sodico - 13X	10

**Tabla 9.- Tipo y tamaño moleculares que pueden penetrar la estructura cristalina de los materiales listados.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

Es importante considerar la capacidad selectiva del tamiz molecular para diferentes tamaños de moléculas.

### **La alumina activada**

Tiene una mayor capacidad de equilibrio para el agua que el tamiz cuando se tienen corrientes de gas saturadas con agua.

Su capacidad de adsorción de agua disminuye rápidamente al disminuir la humedad relativa del gas. Tienen un menor consumo de calor para regeneración comparado con los tamices. Son aplicables en plantas de procesamiento de gas que requieren puntos de rocío entre -32 a -15 °C.

Algunas veces se utilizan junto con el tamiz molecular en un lecho compuesto con la alumina en el tope y el tamiz en el fondo. Este esquema aprovecha la mayor capacidad de carga de equilibrio de la alumina y luego utiliza el tamiz para alcanzar el bajo punto de rocío requerido en la salida del gas.

### **Silica gel:**

Se utiliza algunas veces cuando se requiere alcanzar especificaciones de punto de rocío tanto de agua como de hidrocarburo.

Algunas silicas gel tienen la capacidad de adsorber tanto hidrocarburos C5<sup>+</sup> como agua. Esto permite alcanzar ambas especificaciones de punto de rocío en una sola unidad.

### **El ciclo de regeneración consiste de dos partes:**

Calentamiento: el gas de regeneración se calienta de 200 a 315 °C, dependiendo del disecante seleccionado y de las características del material a desorber.

Enfriamiento: una vez que el lecho se calienta hasta el nivel deseado, la corriente de gas se desvía del calentador para enfriar el lecho hasta una temperatura de 10-15 °C por encima de la temperatura de entrada del gas.

El flujo de adsorción normalmente es descendente y el de regeneración es ascendente.

### Fuentes básicas de gas de regeneración en la deshidratación de gas:

- Gas de entrada: implica algún grado de resaturación del lecho durante el enfriamiento lo cual limita su capacidad.
- Ciclo cerrado separado de la corriente que se está deshidratando: requiere un sistema de tuberías separado y un compresor centrífugo de alta velocidad
- Gas efluente seco (gas de cola), es el más eficiente y el que normalmente se utiliza en aplicaciones criogénicas

Durante la operación normal de adsorción en el ciclo de secado existen tres zonas separadas en el lecho:

- La zona de equilibrio
- La zona de transferencia de masa (ztm)
- La zona activa. En la zona de equilibrio; el desecante está saturado con agua. ha alcanzado la capacidad de equilibrio basado en las condiciones de entrada del gas y no tiene más capacidad de adsorber agua.



**Fig.67.-Diferentes zonas de deshidratación.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

Toda la transferencia de masa tiene lugar en la ZTM, donde existe un gradiente de concentración, lo cual se ilustra en la figura "70" para diferentes tiempos a través del ciclo.

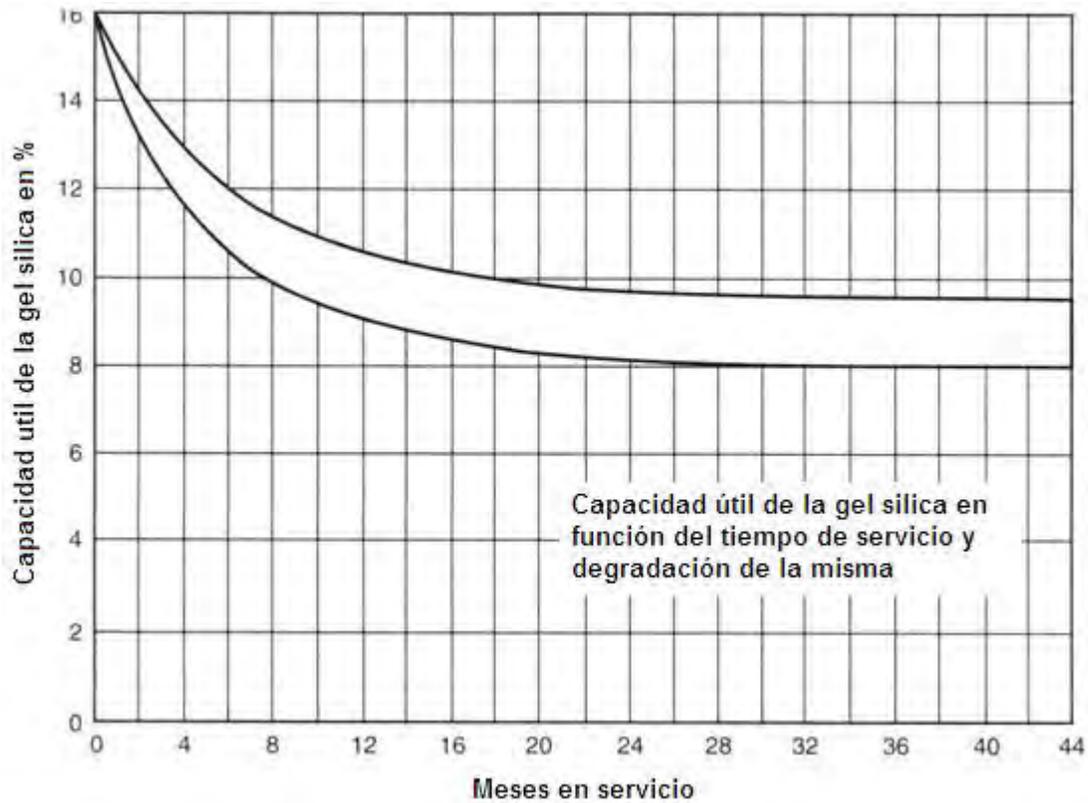


**Fig. 68-Gradiente de concentración para diferentes tiempos de ciclo.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved.

Las curvas de la 1 a la 3 representan la formación de la ztm. la curva 4 refleja el gradiente de concentración para la posición de la ztm. La curva 6 representa el gradiente de concentración en el punto de quiebre. La tercera zona es la zona activa, en donde el disecante tiene su capacidad total para retener agua y contiene solo una cantidad de agua residual remanente del ciclo de regeneración.

- Los factores que afectan la longitud de ZTM, La velocidad del gas: a mayor velocidad mayor longitud.
- Los contaminantes: son particularmente incidentes porque pueden hacer más lento el proceso de transferencia de masa (acortan la ztm) puesto que proveen resistencia adicional. El contenido del agua y saturación relativa del gas de entrada
- Todos los disecantes se degradan en servicio, como se muestra para la silica gel en la figura 72. otros disecantes tendrán la misma forma de la curva aunque los valores podrán variar.



**Fig.69.- Gráfica de la capacidad de la degradación de la silica gel en función del servicio.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved

La degradación normal ocurre debido a la pérdida de área superficial efectiva durante las regeneraciones sucesivas. Esta pérdida es rápida al principio y luego se vuelve gradual según la naturaleza del disecante.

#### **Generalidades de la adsorción:**

Existen muchos sólidos higroscópicos los cuales poseen la característica física de adsorber agua del gas natural. El agua forma una película extremadamente delgada y es mantenida en la superficie del sólido por las fuerzas de atracción, pero no es una reacción química.

Las unidades típicas de un proceso de adsorción, consisten en dos o más torres contactoras y los equipos asociados para la regeneración. El proceso consiste en una torre en operación, mientras la otra está siendo regenerada y enfriada. Para eliminar el agua adsorbida se utiliza un gas caliente, para posteriormente enfriarla

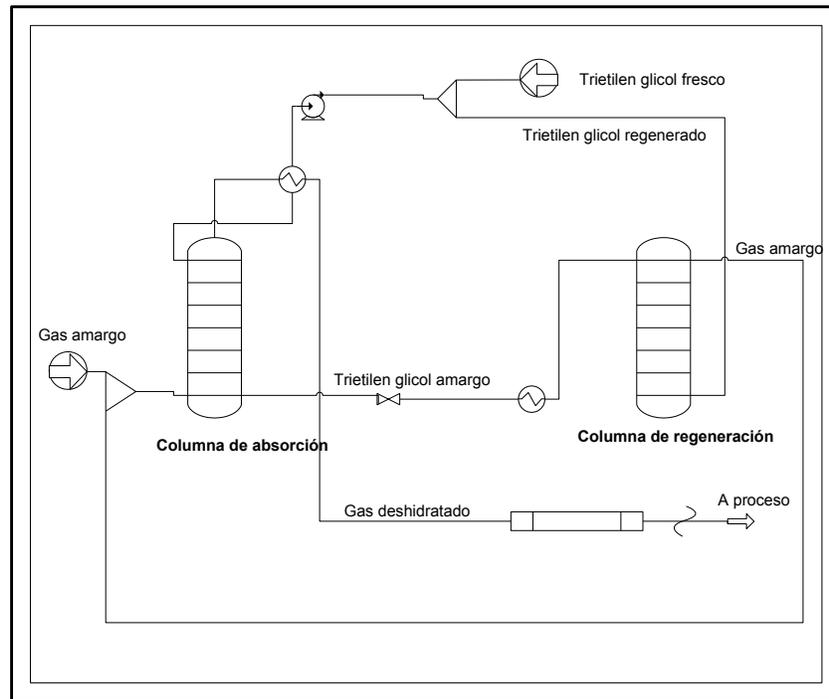
con una corriente de gas frío. Las torres son intercambiadas antes que la torre en operación se saturó con agua.

El sólido higroscópico posee un área superficial por unidad de peso grande debido a una multitud de poros y capilares abiertos. Un típico sólido higroscópico tiene tanto como 4 millones de pies cuadrados de superficie por libra.

Las unidades de adsorción requieren generalmente mayor inversión inicial y mayores costos de operación que una unidad de **TEG**. Debido a esto, ellas son típicamente limitadas a aplicaciones de alto contenido de  $H_2S$ , requerimientos de bajo punto de rocío de agua, control simultáneo de punto de rocío de hidrocarburos y agua, y en casos especiales tales como en gases conteniendo oxígeno. En procesos donde se alcanzan temperaturas criogénicas, las unidades de adsorción usualmente son preferidas que un sistema convencional de inyección de metanol para prevenir hidratos. Estas unidades de adsorción son también utilizadas para secar y endulzar los líquidos del gas natural (GLP). Las desventajas del proceso de adsorción son que es un proceso en baches, existe un diferencial de presión relativamente alto en el sistema, y el sólido higroscópico es muy sensible a ser envenenado con líquidos y otras impurezas en el gas. Los sólidos higroscópicos (desecantes) comerciales más comúnmente usados, caen en una de estas tres categorías siguientes:

- Geles: alumina o silica gel, manufacturado y acondicionado para tener afinidad por el agua.
- Alumina: una forma manufacturada o natural del óxido de aluminio que es activado por calentamiento.
- Tamiz Molecular: una forma manufacturada o natural de aluminosilicatos exhibiendo un grado de selectividad basado en su estructura cristalina y su adsorción por los constituyentes del gas natural. Silica Gel es el nombre genérico de un gel manufacturado del ácido sulfúrico y el silicato sódico. Es esencialmente dióxido de sílice. Es utilizado para deshidratación de gas y líquidos, así como también en recobro de hidrocarburos (C5+) del gas natural. Cuando se usan para remover hidrocarburos, las unidades son a menudo llamadas HRUs ("Hydrocarbon

Recovery Units”). En deshidratación de gas puede dar un punto de rocío entre -56 a -62 °C.



**Fig. 70.- Diagrama del proceso de adsorción.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

**Descripción del Proceso:**

El número y arreglo de camas de sólidos higroscópicos puede variar de dos torres, alternadas, hasta muchas torres. En cada deshidratador se desarrollan tres funciones o ciclos diferentes. Ellos son: el ciclo de adsorción o secado de gas, regeneración o calentamiento, y el ciclo de enfriamiento

**Los equipos principales de un sistema de adsorción son:**

- Separador de gas de entrada.
- Dos o más torres de adsorción, llenas con sólido higroscópico.
- Un calentador de alta temperatura que provee el gas de regeneración.
- Un enfriador del gas de regeneración para condensar el agua.
- Un separador del gas de regeneración para retirar el agua condensada.
- Tuberías, múltiples, los interruptores y válvulas de control, para dirigir y controlar el flujo de gases de acuerdo con los requerimientos del proceso.

En el ciclo de secado, el gas húmedo pasa por el separador de entrada donde los líquidos libres, neblina y partículas sólidas son removidas. Esto es una parte muy importante del sistema porque líquidos libres pueden dañar o destruir la cama de sólido y puede taponarlos. Si la unidad de adsorción está corriente abajo de una unidad de amina o de glicol, un filtro separador es preferible.

El gas húmedo atraviesa bajando la torre. Los componentes son adsorbidos a un gasto que depende de su naturaleza química, el tamaño de sus moléculas el tamaño de los poros. Las moléculas de agua son adsorbidas primero en las capas del tope de la cama. Gases hidrocarburos son adsorbidos a lo largo de la cama.

Como las capas del tope de la cama se comienzan a saturar con agua, el agua en el gas húmedo comienza a desplazar los hidrocarburos adsorbidos previamente en las capas más bajas. Los hidrocarburos líquidos también serán adsorbidos y llenarán los espacios de poros que todavía están disponibles

Para cada componente en la corriente de gas de entrada, habrá una sección a lo largo de la cama, desde el tope hasta el fondo, donde el sólido es saturado con ese componente y donde el sólido abajo comienza a adsorber ese componente.

La profundidad de la cama desde la saturación hasta la adsorción inicial es conocida como la zona de transferencia de masa. Esto es simple, una zona o sección de la cama donde un componente está transfiriendo su masa desde el gas a la superficie del sólido.

Como el flujo de gas continúa, la zona de transferencia de masa se mueve bajando a través de la cama y el agua desplaza los gases previamente adsorbidos hasta que, finalmente la cama esté completamente saturada con vapor de agua. En este momento, el gas de salida tendrá la misma humedad que el gas de entrada. La torre tiene que ser alternada antes de que la cama de sólido esté completamente saturada con agua.

En un tiempo dado, al menos una de las torres estará adsorbiendo mientras que las otras torres estarán en proceso de comenzar a calentarse o enfriarse, para regenerar el sólido. Cuando una torre es alternada para el ciclo de regeneración, un gas húmedo es calentado hasta una temperatura de 233 a 315 °C, en el calentador y enviado a la torre para remover el agua previamente adsorbida.

Como la temperatura dentro de la torre está incrementando, el agua capturada en los poros del sólido es absorbida por el gas natural. Este gas sale por el tope de la torre y es enfriada por el enfriador. Cuando el gas es enfriado el agua empieza a condensar.

El agua es separada en el separador y el gas de regeneración enfriado y saturado es reciclado para ser deshidratado. Esto puede ser realizado operando la torre de deshidratación a presión más baja que la torre que se está regenerando, o por recompresión del gas de regeneración.

Una vez que la cama ha sido “secada”, es necesario fluir un gas frío a través de la torre para retornarla a la temperatura de operación normal (entre 37 a 49 °C), antes de regresarla a servicio de deshidratación de gas. El gas frío puede ser el gas húmedo o el gas que ya está deshidratado.

Si el gas húmedo es utilizado, este debe ser deshidratado después de ser utilizado como gas de enfriamiento. Una torre caliente no deshidratará suficientemente el gas.

El intercambio de camas es gobernado por un controlador de tiempo que realiza el intercambio de operación en un tiempo específico en el ciclo. La duración de las diferentes fases puede variar considerablemente. Tiempo de ciclos largos requieren camas grandes, pero incrementaran la vida de la cama.

Un típico ciclo de dos camas puede tener un periodo de adsorción de 8 horas, con 6 horas de calentamiento y 2 horas de enfriamiento para regeneración.

Una unidad de adsorción con tres camas tiene una regenerándose, una fresca para adsorción y la otra en la mitad del ciclo de secado.

Un aislamiento interno o externo debe utilizarse para el adsorbedor. El propósito de un aislamiento interno es reducir el gas de regeneración total requerida y costos. Un aislamiento interno elimina la necesidad de calentar y enfriar las paredes de acero del recipiente. Normalmente, un revestimiento refractario impregnable es utilizado como aislamiento interno.

El refractario debe ser aplicado y apropiadamente curado para prevenir los “Liner cracks”. Estos “Liner cracks” causarán que el gas húmedo no pase por la cama del sólido. Únicamente una pequeña cantidad de gas húmedo es necesaria para

causar congelación en una planta criogénica. Instalación de “repisas” en algunos pies a lo largo de la pared del recipiente puede ayudar a eliminar este problema.

## **DISEÑO DE UNA UNIDAD DE ADSORCIÓN:**

### **Temperatura de gas de entrada:**

La operación de una planta de adsorción es muy sensible a la temperatura del gas de entrada. Generalmente, la eficiencia de adsorción decrece cuando la temperatura incrementa.

La temperatura del gas de regeneración que acompaña al gas húmedo en el tope del deshidratador es también importante. Si la temperatura de estas dos corrientes de gases difieren más de  $-9$  a  $-6$  °C, agua e hidrocarburos condensarán tanto como la corriente del gas más caliente se enfríe. El líquido condensado puede acortar la vida del sólido higroscópico.

La temperatura del gas caliente entrando y saliendo de la torre durante el ciclo de calentamiento afecta tanto como la eficiencia de la planta y la vida del sólido. Para asegurar una buena remoción de agua y otros contaminantes de la cama, una alta temperatura del gas de regeneración es necesaria.

- La máxima temperatura del gas caliente depende del tipo de contaminantes y del “holding power” o afinidad del sólido por los contaminantes. Una temperatura entre  $233$  a  $315$  °C es normalmente utilizada.

Si es utilizado un gas seco para enfriamiento, la cama de sólido debe ser enfriada hasta un rango de  $-9$  a  $-6$  °C por encima de la temperatura del gas de entrada durante el ciclo de adsorción, para maximizar la capacidad de adsorción de la cama.

- La temperatura de la cama de sólido obtenida durante el ciclo de enfriamiento es importante. Si un gas húmedo es utilizado para enfriar el sólido, el ciclo debe terminar cuando la cama de sólido alcance una temperatura de aproximadamente  $101.6$  °C.

- La temperatura del gas de regeneración en el depurador de gas de regeneración debe ser suficientemente baja para condensar y remover el agua y los hidrocarburos del gas de regeneración sin causar problemas de hidratos.

### **Presión del Contactor**

Generalmente, la capacidad de adsorción de una unidad de cama seca decrece tanto como la presión decrece. Si el deshidratador es operado muy por debajo de la presión de diseño, el sólido tendrá que trabajar forzado para remover el agua y mantener el punto de rocío deseado. Con el mismo volumen de gas de entrada, el incremento de la velocidad, ocurre a baja presión.

### **Tiempo de Ciclo**

Muchos adsorbedores operan a un tiempo de ciclo de secado fijado, y frecuentemente el tiempo de ciclo es establecido para las condiciones más exigentes. Sin embargo, la capacidad del adsorbente no es un valor fijo; este declina con el uso.

En los primeros meses de operación, un sólido nuevo tiene una muy alta capacidad de remoción de agua. Si un analizador de humedad es usado en el gas de salida, inicialmente un mayor tiempo del ciclo puede ser alcanzado. Con la edad del sólido, el tiempo de ciclo debe ser automáticamente acortado. Esto ahorra costos en combustible y alarga la vida del sólido.

### **Tiempo de Ciclo.**

- Algunos autores indican, que para pequeñas unidades (menor que 50 MMPCED) un sistema con dos torres es generalmente una buena aproximación. Para unidades mayores un sistema con tres o cuatro torres puede ser más económico. Incrementar el número de adsorbedores permite una mejor geometría de las camas e incrementa la flexibilidad operacional.

- La desventaja es que esto representa un alto costo de capital y reduce el tiempo para regeneración. El tiempo de regeneración se calcula por la formula:

$$t_r = \frac{t_a}{n-1} \dots \dots \dots (IV.11)$$

Donde

- t<sub>r</sub>: tiempo de regeneración, horas.
- t<sub>a</sub>: tiempo de adsorción, horas.
- n: número de camas, adimensional.

**Velocidad del gas**

Generalmente, a baja velocidad del gas durante el ciclo de secado, la habilidad del sólido para deshidratar el gas incrementa, por lo que a baja velocidad real del gas, un gas con menor punto de rocío puede ser obtenido. Por lo tanto hay que operar a baja velocidad.

Sin embargo, a bajas velocidades se requieren torres de mayor diámetro para el manejo de un flujo de gas dado, y permitir que el gas húmedo no forme canales en la cama del sólido y no sea apropiadamente deshidratado.

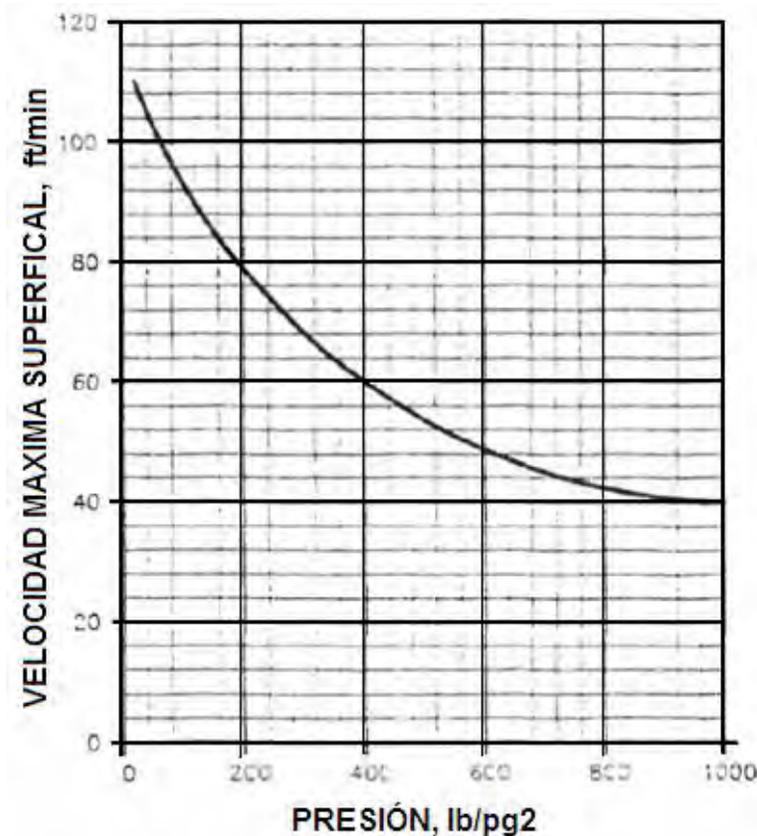
Para una buena selección de la velocidad de diseño, se debe realizar una buena combinación entre el diámetro de la torre y el máximo uso del sólido. Hay que tomar en cuenta que algunas veces la velocidad definida se debe a consideraciones de pérdidas de presión.

El mínimo diámetro interno de la torre para una especifica velocidad superficial está dada por :

$$d^2 = 3600 \frac{Q_g T Z}{V_m P} \dots \dots \dots (IV.12)$$

Donde:

- d: diámetro interno de la torre, pulgadas.
- Q<sub>g</sub>: flujo de gas, MMPCED.
- T: temperatura del gas, °R.
- Z: factor de compresibilidad, adimensional.
- V<sub>m</sub>: velocidad superficial del gas, ft/min.
- P: presión del gas, lb/pg<sup>2</sup>.



**Fig. 71.- Velocidad del gas versus presión.**

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

### **Relación Altura de la Cama de Sólido con el Diámetro**

En su más simple forma, un adsorbedor es normalmente una torre cilíndrica lleno con un sólido higroscópico. La altura de la cama de sólido puede variar desde pocos pies hasta 30 o más pies.

El diámetro del recipiente puede ser desde pocas pulgadas hasta 10 a 15 pies.

Una relación (L/D) de longitud/diámetro de la cama mayor que 2.5 es deseable.

Relaciones como 1:1 son algunas veces utilizadas, sin embargo, bajas relaciones pueden causar pobre deshidratación de gas, flujo no uniforme, canalización y un tiempo de contacto inadecuado entre el gas húmedo y el sólido. Un (L/D) muy grande puede provocar una alta caída de presión.

### Diferencial de Presión

Las torres son dimensionadas para una caída de presión máxima en un rango de 8 a 10 psi a través de la cama de sólido. La caída de presión puede ser estimada

$$\frac{\Delta P}{L} = B\mu V_m + C\rho V_m^2 \dots \dots \dots (IV.13)$$

Donde:

- ΔP: caída de presión, lb/pg<sup>2</sup>.
- L: longitud de la cama, ft.
- μ: viscosidad del gas, cp.
- ρ: densidad del gas, lb/ft<sup>3</sup>.
- V<sub>m</sub>: velocidad superficial del gas, ft/min.

Las constantes B y C están dadas por la tabla 10. Y una caída de presión mayor de 10 lb/pg<sup>2</sup> no es recomendable.

TIPO DE PARTICULA	B	C
1/8-pg (perla)	0.056	0.0000889
1/8-pg (extruida)	0.0722	0.000124
1/16-pg (perla)	0.152	0.000136
1/16-pg (extruida)	0.238	0.00021

**Tabla 10.- Los valores de las constantes B y C respectivamente.**

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

### Contenido de humedad en el gas de entrada

Una variable importante que determina el tamaño de una dada cama de sólido es la saturación relativa del gas de entrada. Sin embargo, en muchos campos las instalaciones de deshidratación de gas, el gas de entrada está saturado con vapor de agua, por lo que no es una variable que deba ser considerada.

### Selección del sólido higroscópico:

Ningún sólido higroscópico es perfecto o bueno para todas las aplicaciones. En algunas aplicaciones la selección del sólido es determinado primeramente por razones económicas. Algunas veces las condiciones de procesos controlan la selección del sólido.

Muchas veces los sólidos son intercambiables y los equipos diseñados para un sólido pueden a menudo operar efectivamente con otros productos. Los fabricantes y proveedores de sólidos deben ser consultados para los detalles de diseño.

PROPIEDADES DE SECANTES SOLIDOS					
Desecante	Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )	calor específico (Btu/lb/°F)	medidas normalmente usadas	capacidad de adsorción diseñada (WT%)	Temperatura de regeneración(°F)
Alumina Activada	51	0.24	mallá 8	7	350-600
Movil SOR camas	49	0.25	mallá 4-8	6	300-500
Fluorita	50	0.24	mallá 4-8	4	350
Alumina Gel (H-151)	52	0.24	mallá 1/2-1/4	7	350-850
Silica Gel	45	0.22	mallá 4-8	7	350
Tamices moleculares	45	0.25	mallá 1/8	14	450-550

**Tabla 11.-Sólidos higroscópicos.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

•Todos los sólidos higroscópicos mostrados muestran un descenso en su capacidad (carga de diseño) con el incremento en la temperatura. El tamiz molecular tiende a ser el menos afectado y las alúminas las más afectadas.

•Las alúminas y tamices moleculares son canalizados por el H<sub>2</sub>S para formar COS. Cuando la cama es regenerada, el azufre remanente taponá los espacios. Los hidrocarburos líquidos también pueden ocasionar problemas de taponamiento para todos los sólidos higroscópicos, pero el tamiz molecular es menos susceptible a ser contaminado por los hidrocarburos.

•La silica gel se fragmentará en presencia de agua libre y es atacada químicamente por muchos inhibidores de corrosión. El ataque permanente por químicos destruye la silica gel.

Los otros sólidos higroscópicos no son sensibles al agua libre y no son atacados químicamente por muchos inhibidores de corrosión. Sin embargo, a menos que la temperatura de regeneración sea muy alta, el inhibidor puede adherirse al sólido y causará depósito de coque.

•La alúmina gel, alúmina activada y el tamiz molecular son todos atacados químicamente por ácidos minerales fuertes y su capacidad de adsorción será rápidamente declinada. Sin embargo, ya están disponibles en el mercado tamices moleculares especiales resistentes al ácido.

**CÁLCULO PARA UNA UNIDAD DE ADSORCIÓN:**

1. Calcular el agua absorbida conociendo las horas de ciclo de secado

$$\frac{\text{horas del ciclo}}{24} \times (\text{mmpecd}) \times (\text{lb } H_2O) = \frac{(\text{lb } H_2O)}{\text{ciclo}} \dots\dots\dots(\text{IV.14})$$

2. Seleccionar el sólido higroscópico y su capacidad básica de adsorción, y calcular las libras de sólido por cama y el volumen de cada cama:

$$\frac{\text{Agua Absorbida}}{\text{Capacidad Basica Solido}} = \text{Libras Sólido por Cama} \dots\dots\dots (\text{IV.15})$$

$$\frac{\text{Libras Sólido por Cama}}{\text{Densidad del Solido}} = \text{Volumen Sólido por Cama} \dots\dots (\text{IV.16})$$

3. Determinar la máxima velocidad de superficie y realizar el dimensionamiento de la torre:

$$d^2 = 3600 \frac{Q_g T Z}{V_m P} \dots\dots\dots(\text{IV.17})$$

Donde:

- d: diámetro interno de la torre, pulgadas.
- Q<sub>g</sub>: flujo de gas, MMPCED.
- T: temperatura del gas, °R.
- Z: factor de compresibilidad, adimensional.
- V<sub>m</sub>: velocidad superficial del gas, ft/min.
- P: presión del gas, lb/pg<sup>2</sup>.

4. Determinar la altura de la cama utilizando al formula de volumen de un cilindro

$$V = \frac{\pi d^2 L}{4} \dots\dots\dots(IV.18)$$

5. Calcular la caída de presión a través de la cama y el (L/D).

$$\frac{\Delta P}{L} = B\mu V_m + C\rho V_m^2 \dots\dots\dots(IV.19)$$

Donde:

$\Delta P$ : caída de presión, lb/pg<sup>2</sup>.

L: longitud de la cama, ft.

$\mu$ : viscosidad del gas, cp.

$\rho$ : densidad del gas, lb/ft<sup>3</sup>.

$V_m$ : velocidad superficial del gas, ft/min.

6. Calcular los requerimientos de calor de generación asumiendo una temperatura de calentamiento y calculando una temperatura promedio.

Utilizando la formula:  $Q = mC_p\Delta T \dots\dots\dots(IV.20)$

**Calcular los siguientes requerimientos de calentamiento del ciclo:**

- Sólido higroscópico.
- Torre.
- Agua de desorción: una utilizando datos del fabricante, y otra la del proceso.
- 10% por pérdidas.

**Calcular los siguientes requerimientos de enfriamiento del ciclo:**

- Sólido higroscópico.
- Torre.
- 10% por pérdidas.

Los valores que a continuación se presentan son recomendados para el cálculo del balance de calor:

**Capacidad calorífica:**

Acero	0.50 Kj/kg.° C (0.12 BTU/lb.°F)
Agua líquida	4.19 Kj/kg.°C (1 BTU/lb.°F)
Desecante	Ver lamina respectiva

**Calor de “Desorción”:**

Agua en tamiz	4187 Kj/kg (1800 BTU/lb)
Agua en gel o alumina	3256 Kj/kg (1400 BTU/lb)
Hidrocarburo	465 Kj/kg (200 BTU/lb)

7. Calcular el flujo de gas de calentamiento de regeneración asumiendo una temperatura de entrada del gas de calentamiento unos 50°F por encima y calculando una temperatura promedio. Emplear la formula

$$m_{gas\ de\ calentamiento} = \frac{Q_{ciclo}}{\Delta T_{ciclo} CP} \dots\dots\dots (IV.21)$$

La carga total QH del calentador se calcula:

$$Q_H = CP\Delta T_{global} m_{gas\ de\ calentamiento} \dots\dots\dots (IV.22)$$

Para diseño se tiene que adicionar un 25% por pérdidas de calor y flujo no uniforme. Se tiene que seleccionar el tiempo del ciclo de calentamiento.

$$Q_{HT} = \frac{1.25}{tiempo\ de\ ciclo} Q_H \dots\dots\dots (IV.23)$$

8. Calcular la carga de enfriamiento del gas de regeneración asumiendo que toda el agua “desorbida” es condensada durante ½ hora del tiempo del ciclo la carga de enfriamiento de ciclo es:

$$Calor\ de\ gas\ de\ regeneración = \frac{(CP\Delta T_{global} m_{gas\ de\ calentamiento})}{(tiempo\ del\ ciclo)} \dots\dots\dots (IV.24)$$

$$Calor\ del\ agua = \frac{m_{agua} \Delta entalpia}{0.5} \dots\dots\dots (IV.25)$$

$$Perdidas\ de\ calor = 1.1 Q_C \dots\dots\dots (IV.26)$$

9. Calcular el volumen de gas de enfriamiento conociendo que la temperatura inicial es la final del ciclo de calentamiento y la temperatura final la indicada en el diseño. El calor será calculado por el ciclo.

$$m_{\text{gas de enfriamiento}} = \frac{Q_{\text{ciclo}}}{CP \Delta T_{\text{ciclo}}} \dots \dots \dots (IV.27)$$

c) **Deshidratación del gas natural con CaCl<sub>2</sub>**

**Generalidades:**

El cloruro de calcio (CaCl<sub>2</sub>) es utilizado como desecante para deshidratar el gas natural. El anhidro sólido CaCl<sub>2</sub> se combina con el agua para formar varios hidratos del CaCl<sub>2</sub> (del tipo CaCl<sub>2</sub>·XH<sub>2</sub>O). Como la adsorción del agua continua, el CaCl<sub>2</sub> es convertido sucesivamente en un estado alto de hidratación, y eventualmente forma solución de salmuera de CaCl<sub>2</sub>.

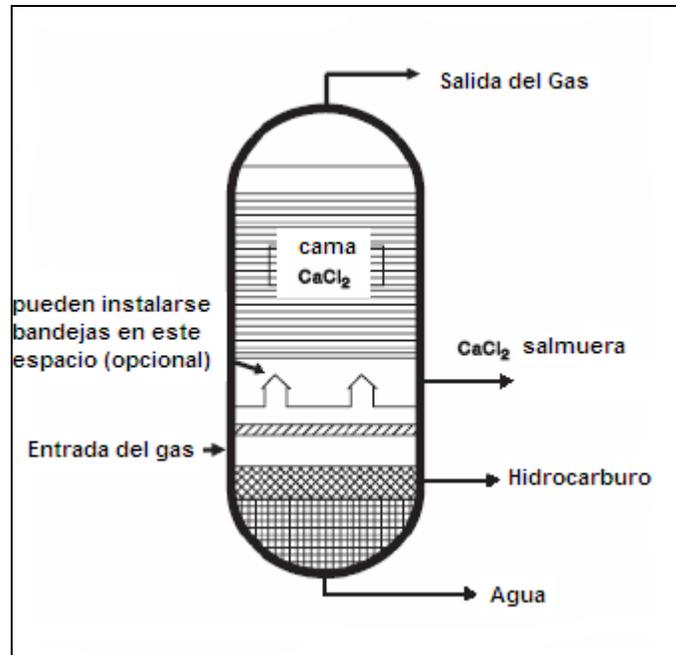
El tamaño del sólido varía entre 3/8 a 3/4 pulg. tipo “pellet”, y son instalados en una cama fija tal y como una torre de desecante. El flujo de gas entra por el fondo en forma ascendente. Para una mejor eficiencia, el diseño contempla de 3-4 bandejas bajo la cama del sólido, para un pre-contacto del gas con la solución de salmuera. Esto remueve una porción de agua del gas antes del contacto con el CaCl<sub>2</sub> e incrementa la capacidad de la unidad.

El sólido CaCl<sub>2</sub> cerca del fondo de la cama fija será típicamente CaCl<sub>2</sub> · 4H<sub>2</sub>O o CaCl<sub>2</sub> · 6H<sub>2</sub>O, y en el tope de la cama será anhidro CaCl<sub>2</sub> o CaCl<sub>2</sub> · H<sub>2</sub>O.

De esta manera el gas tiene contacto sucesivamente con el CaCl<sub>2</sub> seco, y como este es con flujo ascendente, en teoría el gas sale en equilibrio con el CaCl<sub>2</sub> en el tope de la cama.

Un contenido de agua a la salida de 1 libra/MMPCE ha sido alcanzado con un deshidratador de CaCl<sub>2</sub>. La capacidad típica del CaCl<sub>2</sub> es 0.3 lb CaCl<sub>2</sub> por lb de agua. Las velocidades superficiales en la cama son entre 20-30 ft/min y la relación L/D de la cama debe estar al menos 3 a 4:1.

El deshidratador de CaCl<sub>2</sub> puede ofrecer una alternativa viable vs una unidad de glicol en pozos de gas remotos y bajos flujos. El CaCl<sub>2</sub> debe ser cambiado periódicamente. En unidades entre baja y alta velocidad de gas, estas pueden ser a menudo cambiadas entre 2-3 semanas. La disposición de la salmuera plantea puntos ambientales. Adicionalmente, bajo ciertas condiciones las “pellets” de CaCl<sub>2</sub> pueden enlazarse entre ellas formando un puente sólido en alguna área de la cama. Esto ocasionaría canalización del gas y un ineficiente rendimiento.



**Fig. 72.- Deshidratador típico de  $\text{CaCl}_2$ .**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

**d) Deshidratación del gas natural por refrigeración.**

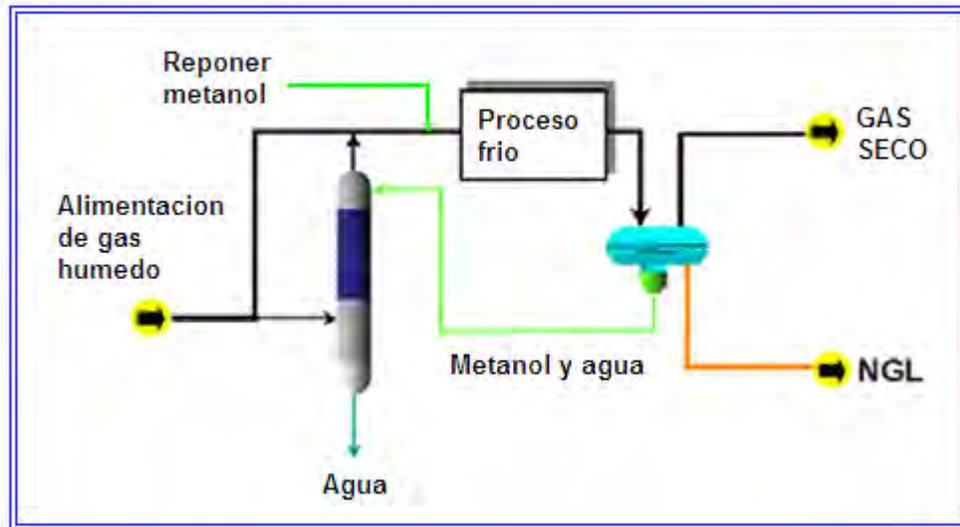
La deshidratación del gas natural puede también ser alcanzado por refrigeración o proceso criogénico por debajo de  $-65\text{ }^\circ\text{C}$  inyectando metanol para prevenir la formación de hidratos y congelamiento.

El agua condensada y la corriente de metanol decantada en el proceso de refrigeración puede ser regenerada por destilación convencional.

Una pequeña corriente del gas de alimentación (saturado con agua) esencialmente despoja de todo el metanol proveniente de la corriente fría de metanol-agua decantada, originada en el proceso de refrigeración.

El gas y metanol salen por el tope del despojador y se unen con la corriente restante del gas de alimentación (para recircular el metanol) y entran a la unidad de refrigeración.

La corriente de agua saliendo del despojador contiene generalmente menos de 100 ppm wt de metanol. El proceso no requiere adición de calor y no existe venteo a la atmósfera.



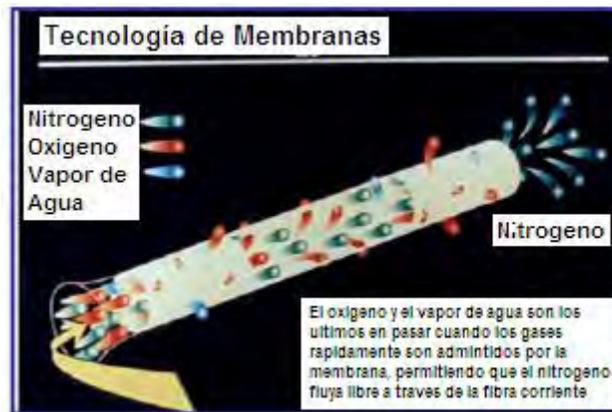
**Fig. 73.- Diagrama de proceso de refrigeración.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

#### e) **Deshidratación del gas natural por membrana permeable**

En su más básica forma, un sistema de deshidratación por membrana permeable consiste en un separador dividido por una membrana entre una sección de alta y baja presión.

El gas de alimentación entra por el lado de alta presión, y la membrana actúa selectivamente para “permear” los componentes hacia el lado de baja presión, y el gas continuo a la salida del recipiente.



**Fig. 74.- Deshidratación del gas a través de membranas permeables.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

Las membranas pueden ser utilizadas para separar componentes del gas natural tales como CO<sub>2</sub> e hidrocarburos, de acuerdo a sus permeabilidades. Cada componente del gas entrando al separador tiene una velocidad característica de permeabilidad que es función de la habilidad para disolverse o difundirse a través de la membrana. La fuerza impulsora para la separación de los componentes del gas en una mezcla, es la diferencia entre sus presiones parciales a través de la membrana. Como el gas de alimentación fluye presurizado dentro del recipiente, los componentes más rápidos, como el agua y el CO<sub>2</sub>, “permean” a través de la membrana. El producto que atravesó la membrana permeable es recolectado en el compartimiento de presión reducida, mientras que los otros componentes que no fueron sometidos al proceso de permear (gas natural seco), salen del separador a una presión ligeramente más baja que la de alimentación.

La cantidad de metano y otros componentes del gas natural en la corriente que ha sido sometida a la acción de permear, es dependiente de la caída de presión y del área superficial de la membrana. Sin embargo, un rango de 5– 10% de la corriente de alimentación es un valor realístico. La deshidratación de gas por membrana permeable es normalmente sólo considerada para plantas que puedan consumir gas natural como combustible a baja presión.



**Fig. 75.- Membrana de polímero.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

El contenido del agua en el gas es una de las características que debe conocer el ingeniero con mayor seguridad. De ello depende la garantía de que los procesos se realicen sin mayores problemas.

Los depósitos de agua en la tubería, la formación de hidratos, la corrosión del tubo y demás instalaciones se minimizan cuando se deshidrata el gas hasta los niveles recomendados para evitar problemas.

La figura 78 contribuye a impedir que aparezcan tales inconvenientes, la cantidad de agua en los hidrocarburos se determina utilizando la figura del Dr. J. Campbell y Mc Ketta 1958.

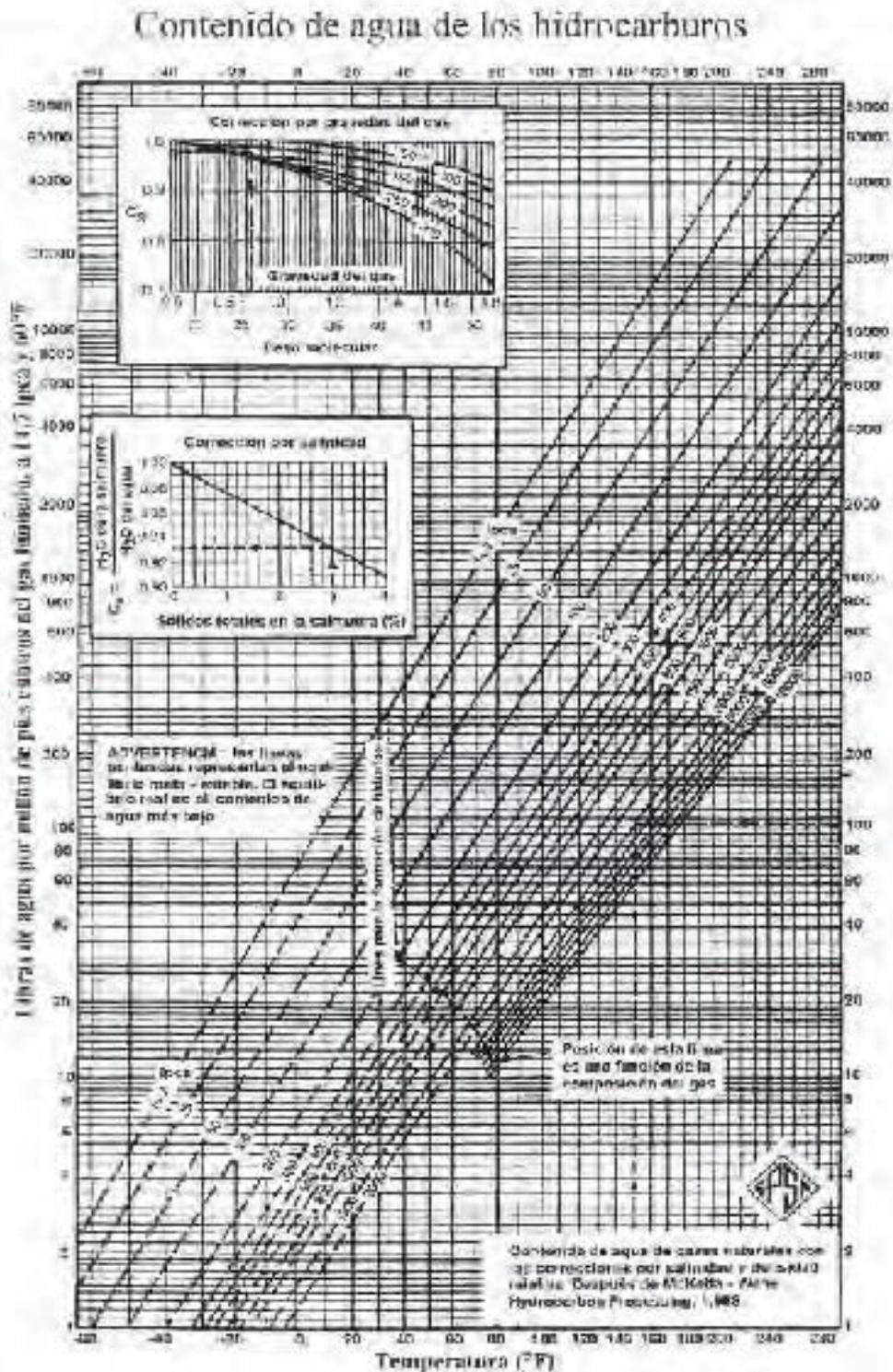
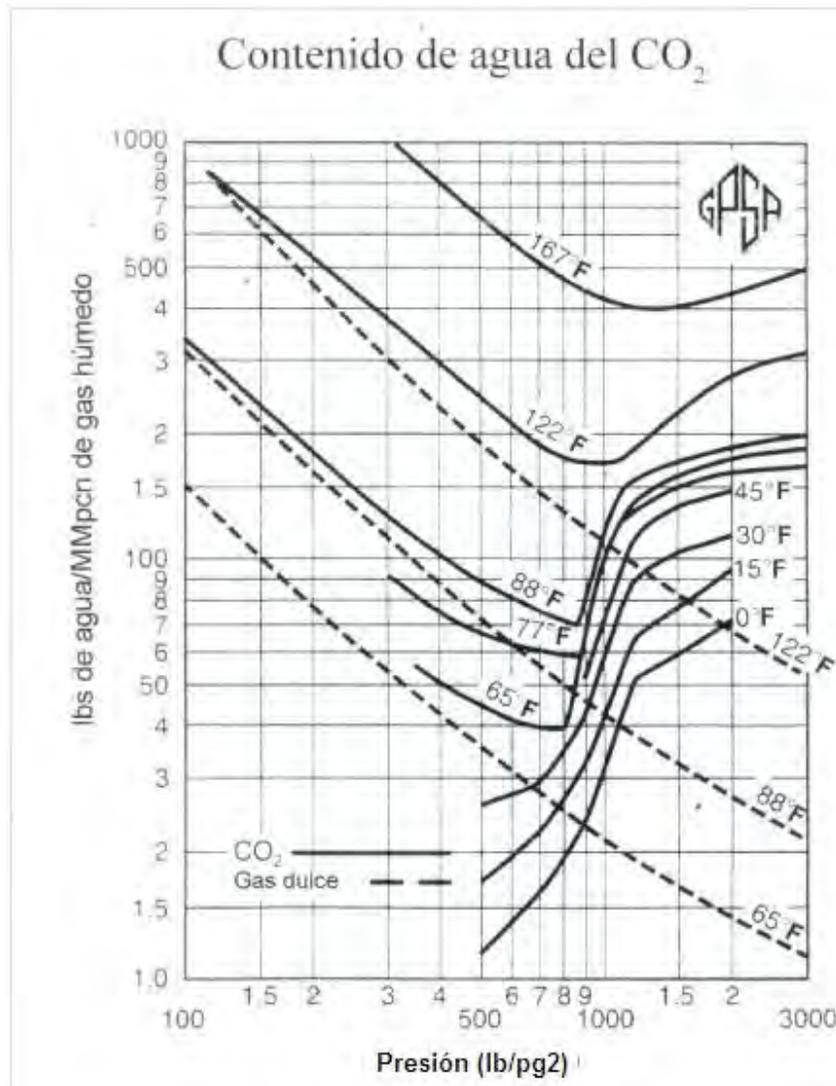


Fig.76.- Contenido de agua en los hidrocarburos

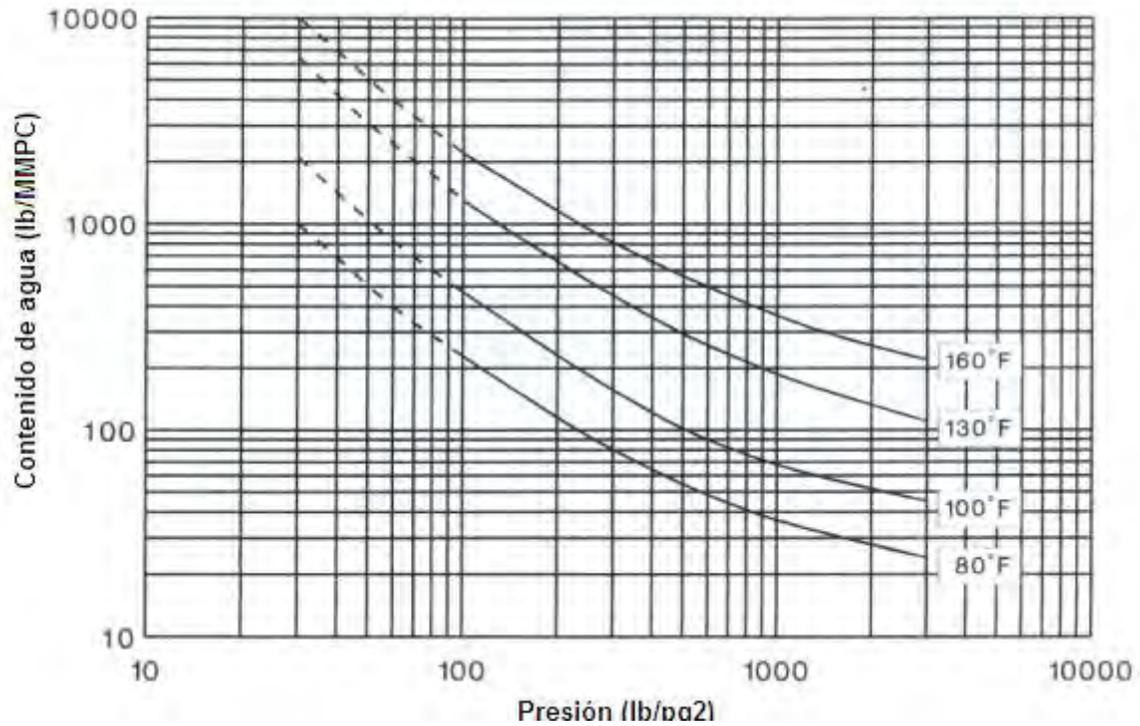
Fuente.- GPSA.

La cual agrega la predicción del punto probable de la formación de hidratos. En ocasiones, el contenido de gases ácidos introduce errores que porcentualmente pudieran ser apreciables. Esa desviación puede ser significativa cuando se trabaja en el diseño de plantas de deshidratación o endulzamiento por eso agregamos la figura 77 y 80 para medir el contenido de agua en el dióxido de carbono y en el sulfuro de hidrogeno. En ambos casos se han extrapolado, para permitir trabajar por debajo de los límites y también obtener una lectura mejor.



**Fig. 77.-Contenido de agua en el CO<sub>2</sub>**

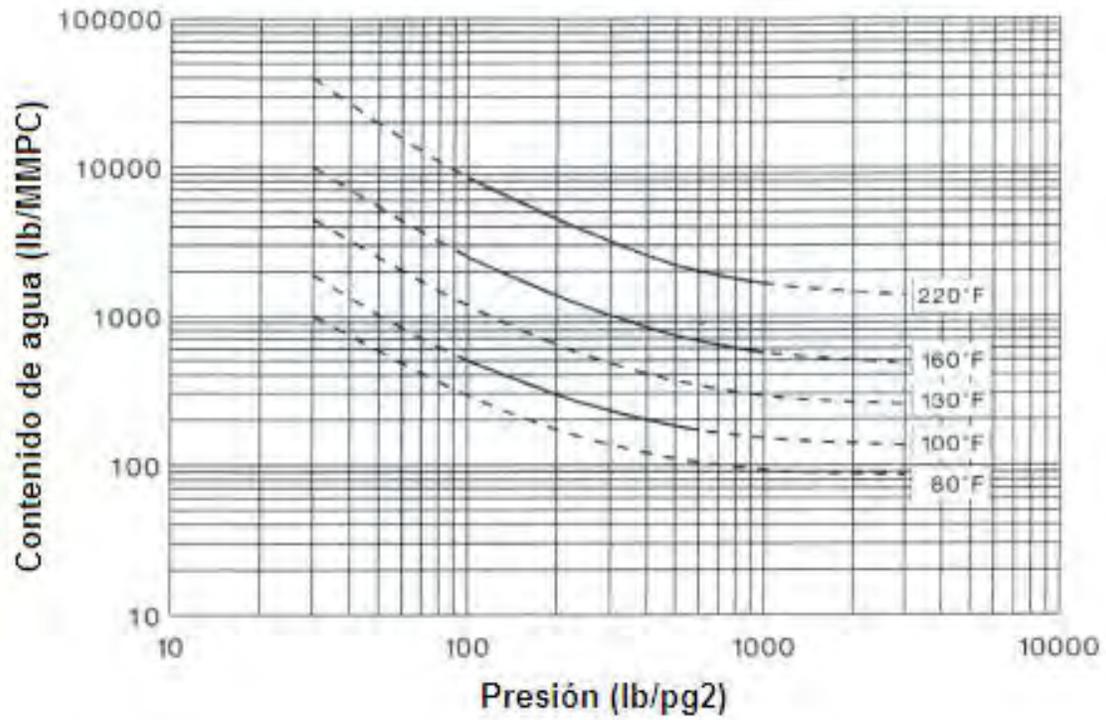
**Fuente.- GP&A**



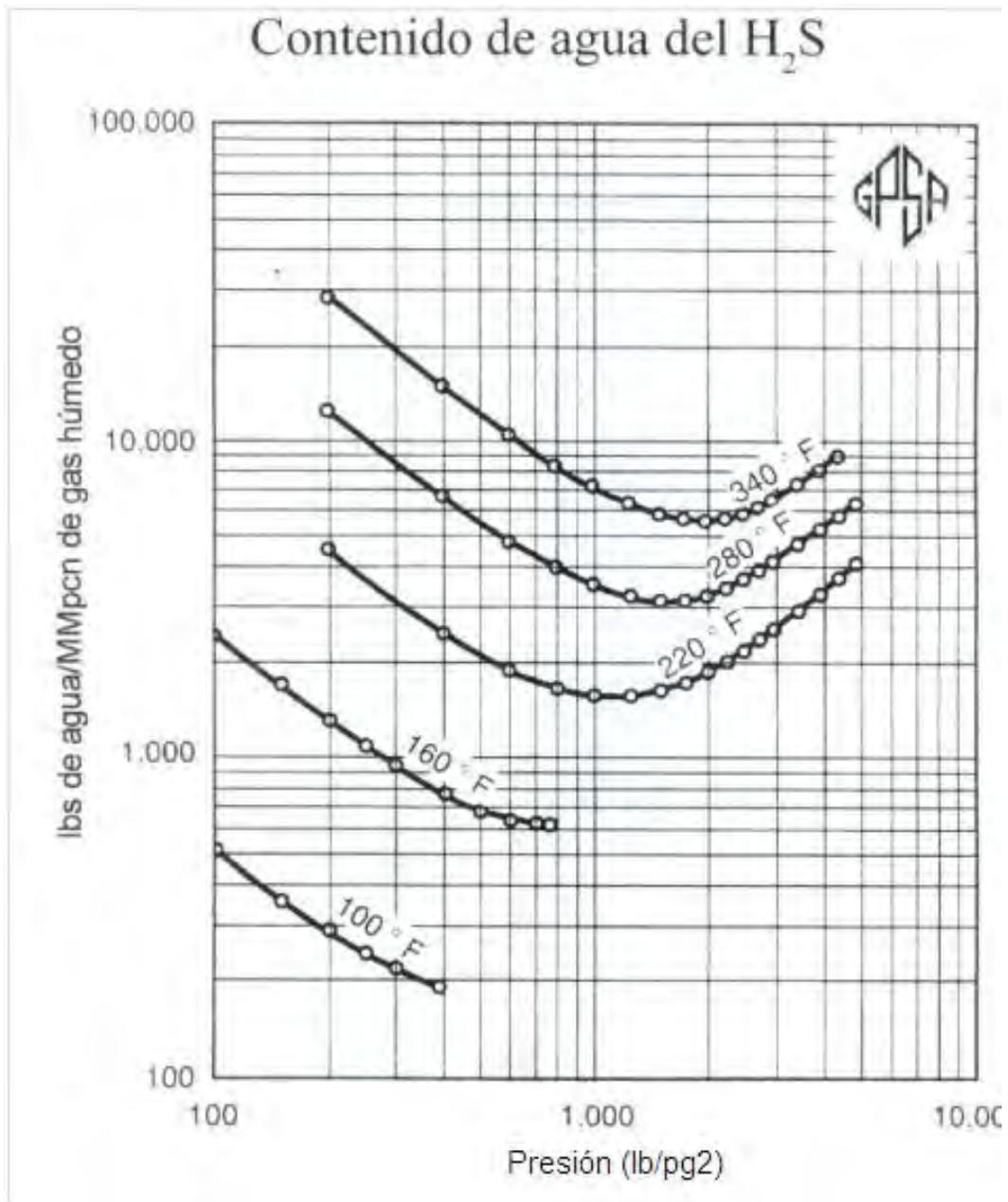
**Fig. 78.-Contenido de agua en el gas natural.**

**Fuente.- GPSA-1987.**

La posibilidad de conocer, la formación de hidratos en determinadas condiciones de presión y temperatura se logra utilizando las graficas que aparecen en este capítulo, que son las más comunes y recomendables y han sido tomadas del GPSA. (véase figura 78 y 79).



**Fig. 79.-Contenido de agua en gas natural en (lb/mmpc).**  
**Fuente.- GPSA 1987 (20-7).**

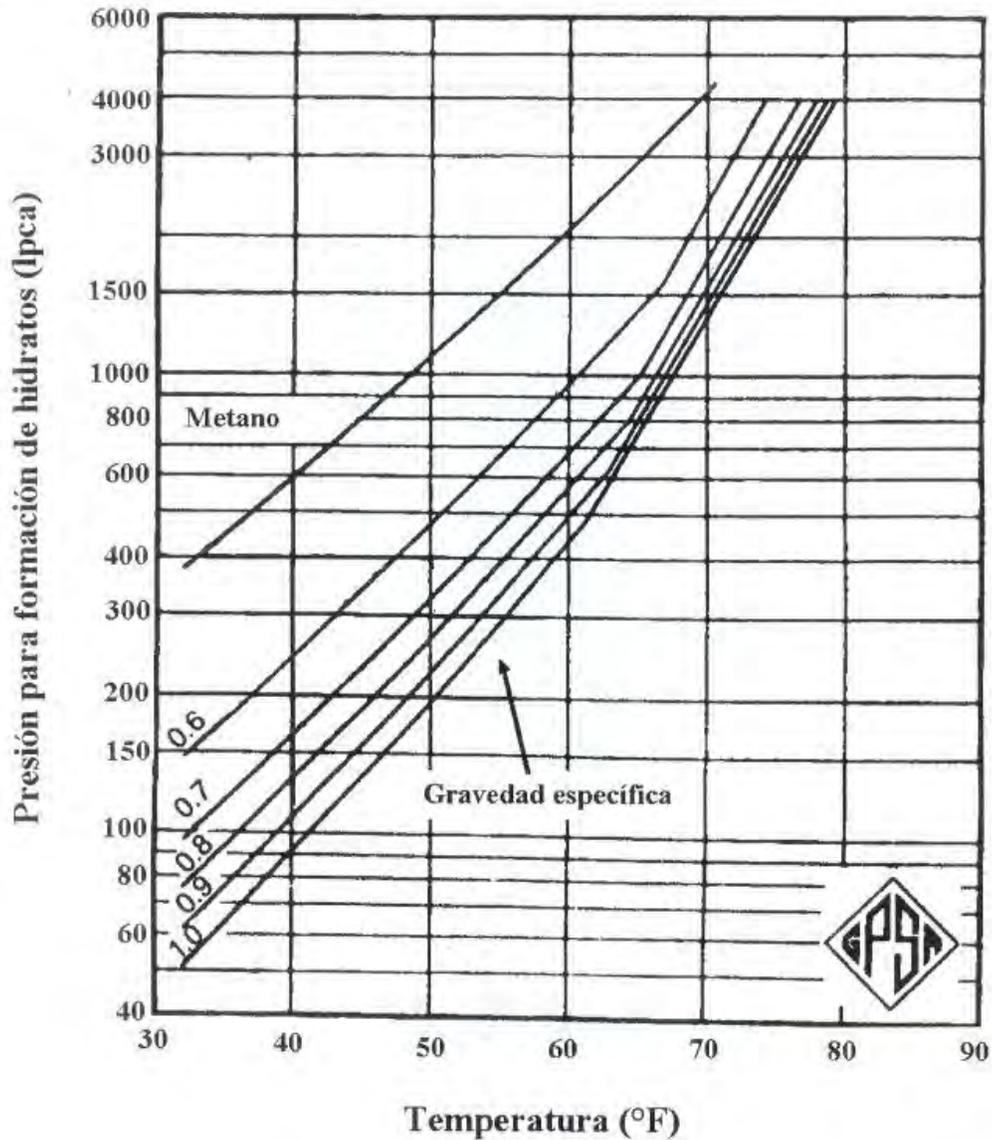


**Fig. 80.-Contenido del agua en el H<sub>2</sub>S.**

**Fuente.- GPSA 1987.**

Con la figura 80 se estima la temperatura por debajo de la cual podrían formarse hidratos, tomando en cuenta la gravedad específica del gas natural. Adicionalmente se proporciona una ecuación para determinar con base en la presión, la temperatura más probable de formación de hidratos.

## Curvas de presión-temperatura para predecir la formación de hidratos



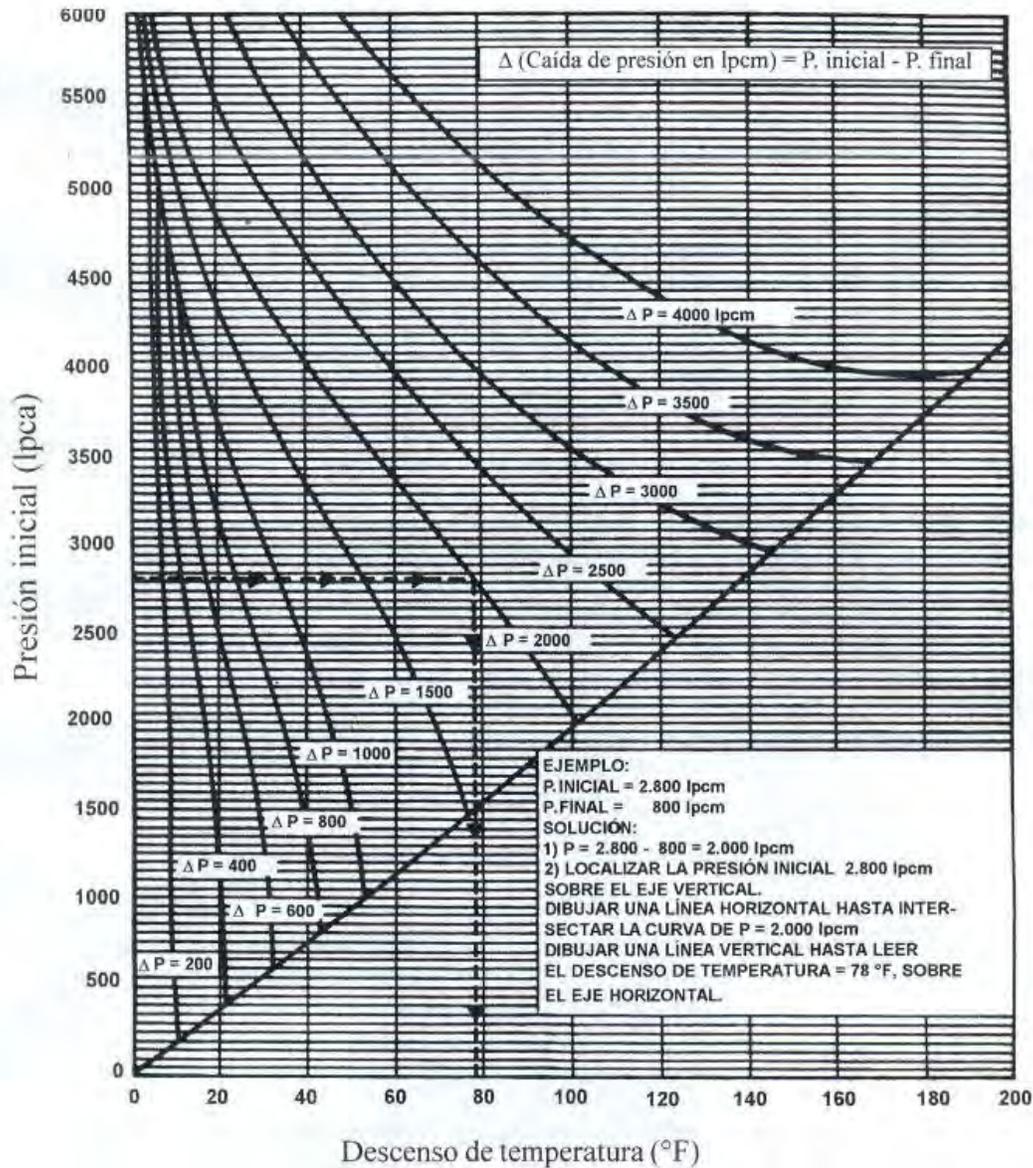
**Fig. 81.-Curvas de densidad del gas para predecir la formación de hidratos.**

**Fuente.- GPSA 1987.**

Además, se introduce una secuencia de gráficos, con los cuales se determina la expansión permisible, sin que aparezcan obstrucciones en las tuberías, se podrá comprobar y entender mejor el uso de estas figuras. Empleando de manera combinada, otra figura importante es equivalente a formarse una idea del

descenso de la temperatura producido por efecto de la expansión y la posibilidad de que en esa nueva condición se formen hidratos.

Descenso de temperatura del gas natural  
por efecto de la expansión



**Fig.82.-Gráfica para predecir la formación de hidratos dependiendo de la presión.**

**Fuente.- GPSA 1987.**

Por último, se agregan los diagramas del aparato más comúnmente utilizado para predecir el punto de rocío (con respecto al agua y a los hidrocarburos) en corrientes de gas natural.

Expansión permisible sin formación de hidratos para un gas natural de  $\gamma = 0,6$

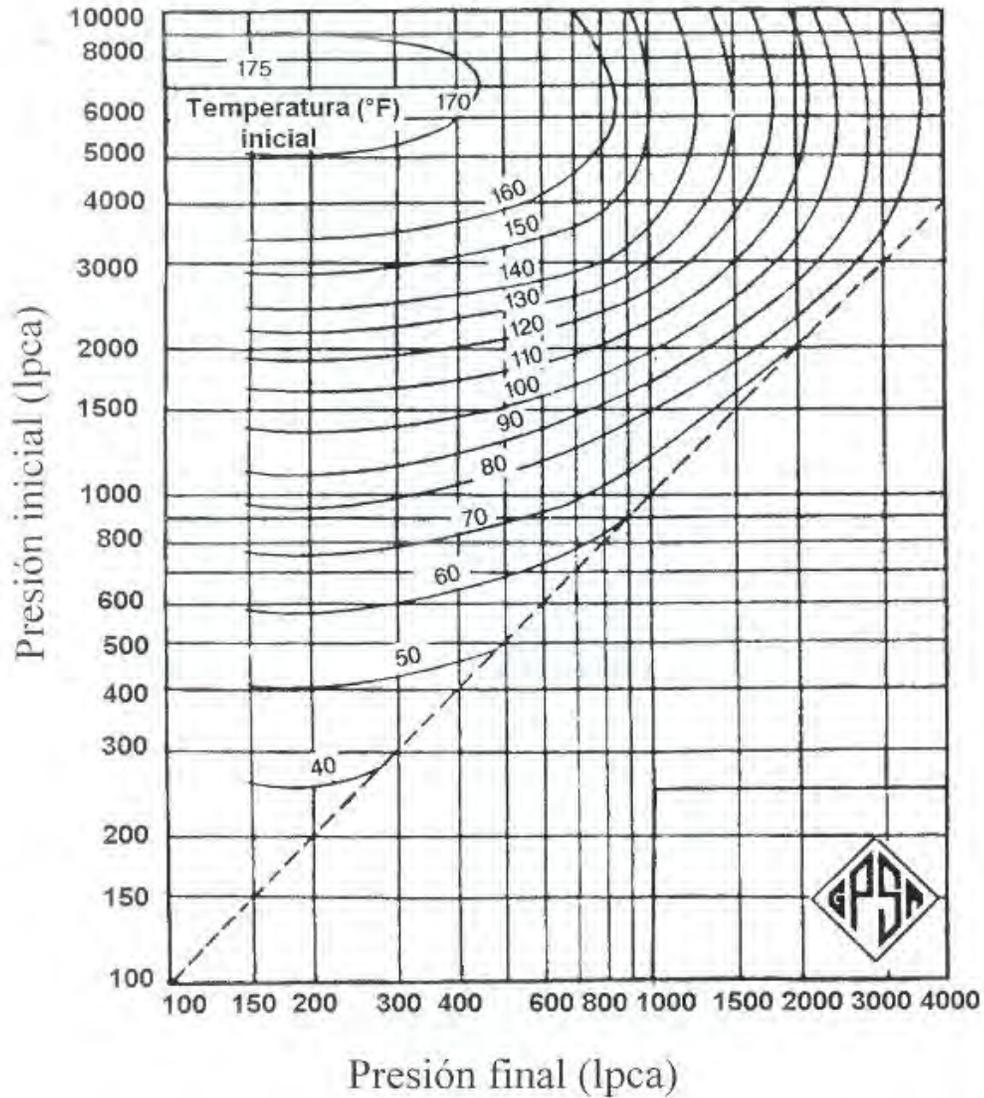
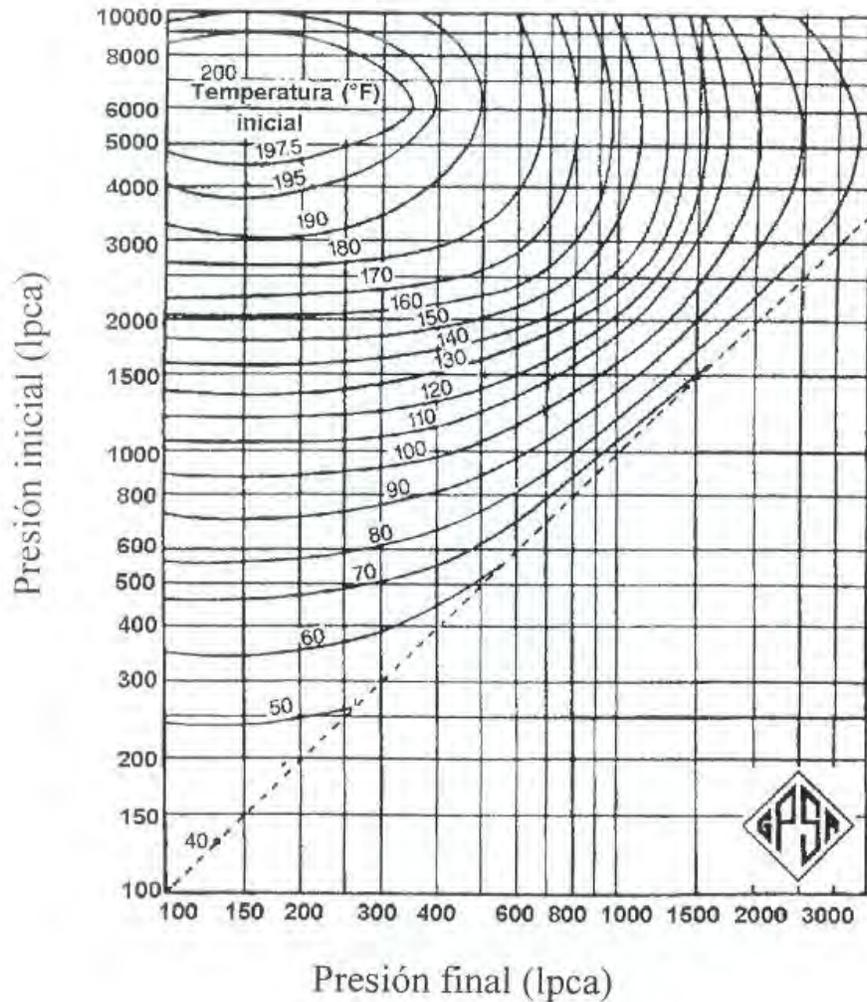


Fig. 83.-Expansión permisible del gas de densidad (0.6) sin formar hidratos

Fuente.- GPSA 1987.

Expansión permisible sin formación de hidratos para un gas natural de  $\gamma = 0,8$



**Fig. 84.-Expansion permisible del gas de gravedad específica (0.8) sin formar hidratos**

**Fuente.- GPSA 1987.**

Es necesario hablar como antecedente de la compresibilidad del gas natural, ya que es la clave para conocer el comportamiento real de los hidrocarburos en estado gaseoso, por lo tanto, todos los cálculos están afectados por este parámetro. Se incluye, en esta recopilación de tablas y figuras, la predicción preparada por el Dr. D. Katz y que a nuestros efectos, fue tomada del GPSA en el

cual los valores de Z se obtienen a partir de las presiones y temperaturas pseudo-reducidas. Las ampliaciones de estos gráficos se muestran a continuación.

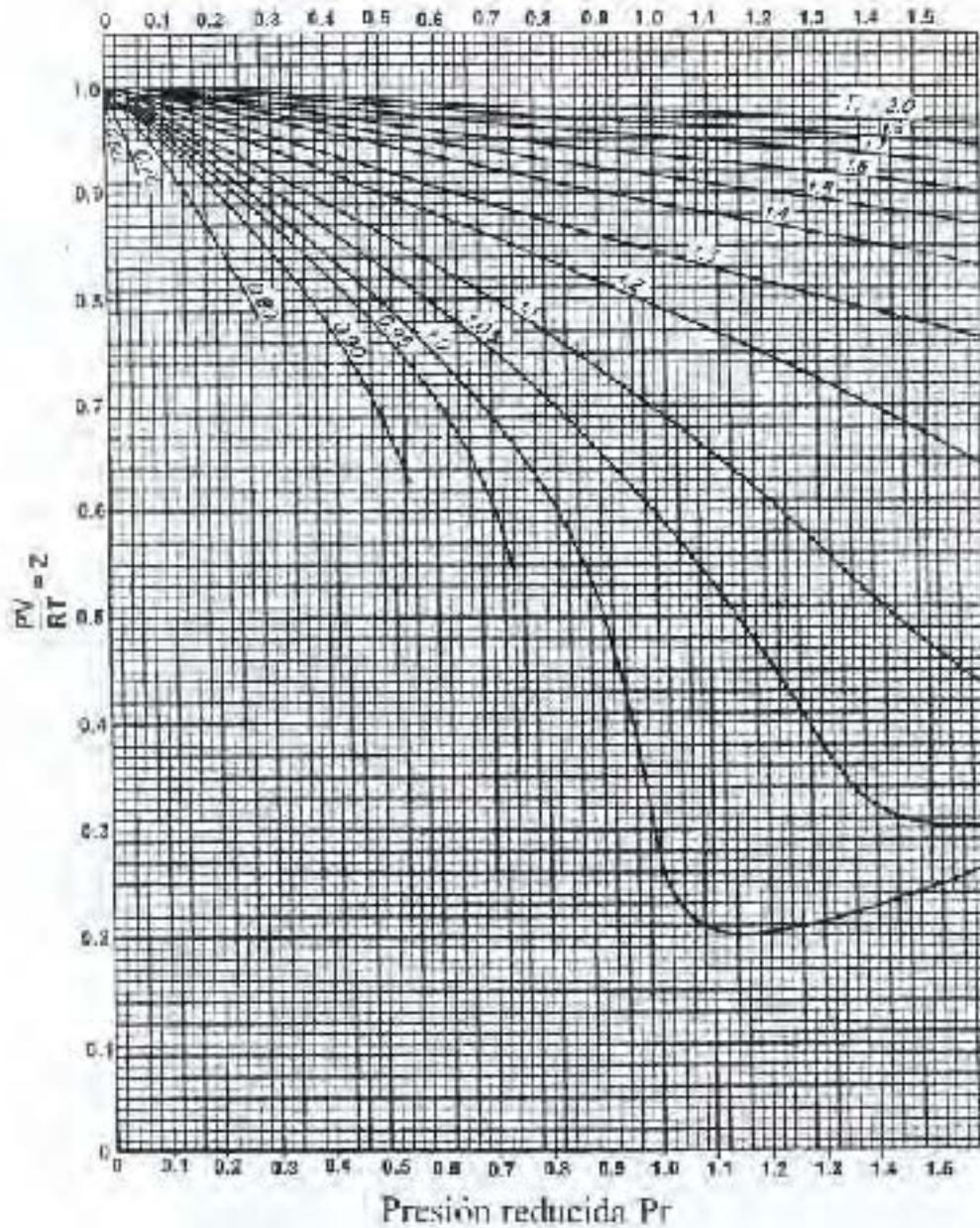
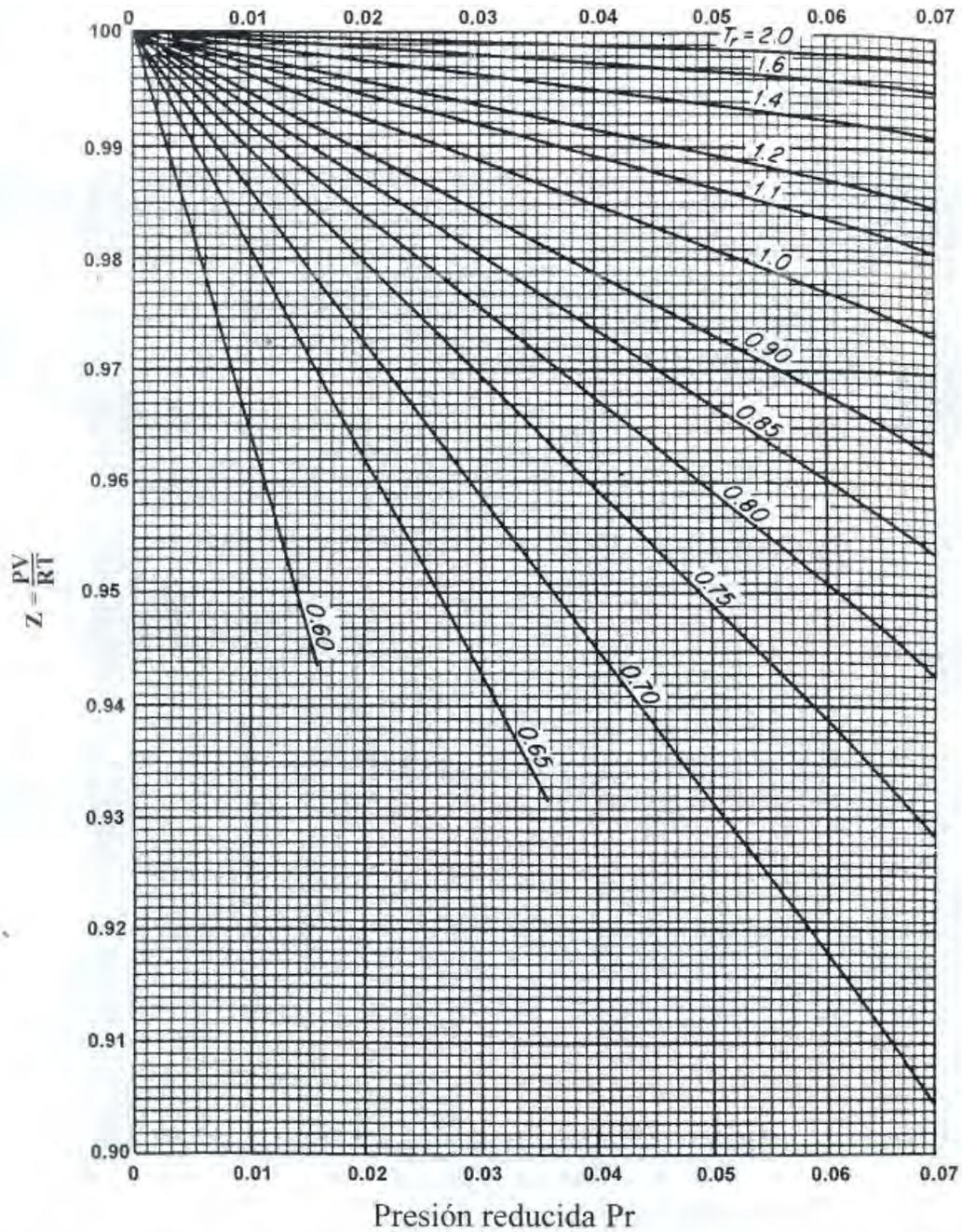


Gráfico generalizado del factor de compresibilidad a bajas presiones reducidas

**Fig. 85.-Factor de compresibilidad a bajas presiones.**

**Fuente.- GPSA 1987.**

La figura 86 es un esquema del uso de la ecuación general de los gases.



Factor de compresibilidad del gas a presiones atmosféricas

**Fig.86.- Gráfica de factor de compresibilidad del gas a presiones atmosféricas.**

**Fuente.- GPSA 1987.**

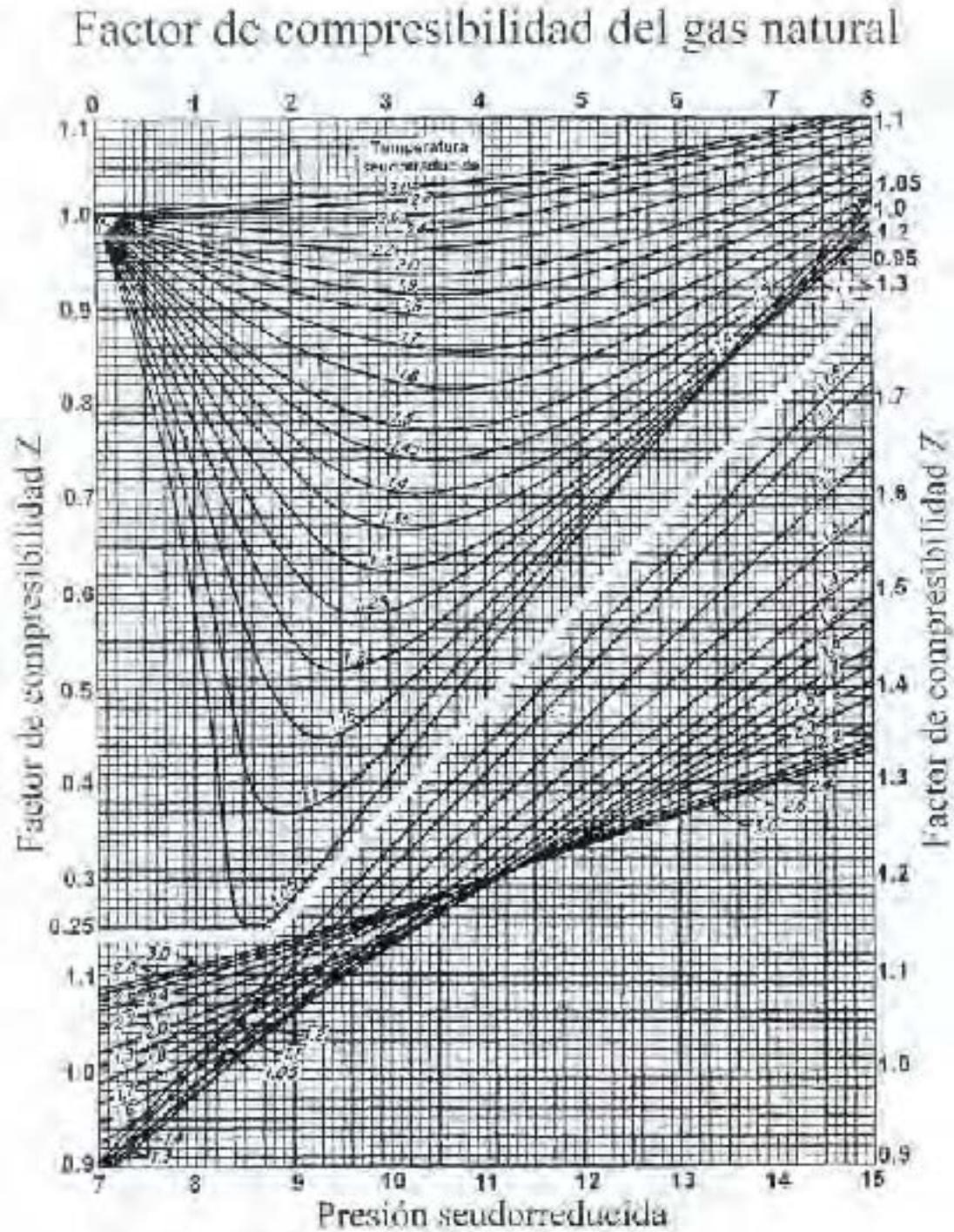


Fig. 87.-Gráfica del factor de compresibilidad del gas natural (D. Katz)

Fuente.- GPSA 1987.

Para calcular los valores pseudocríticos de la presión y la temperatura se proporciona la figura 91, también del Dr. Katz, con la advertencia de que sirve únicamente para hidrocarburos parafínicos en estado puro.

Propiedades pseudocríticas de los hidrocarburos

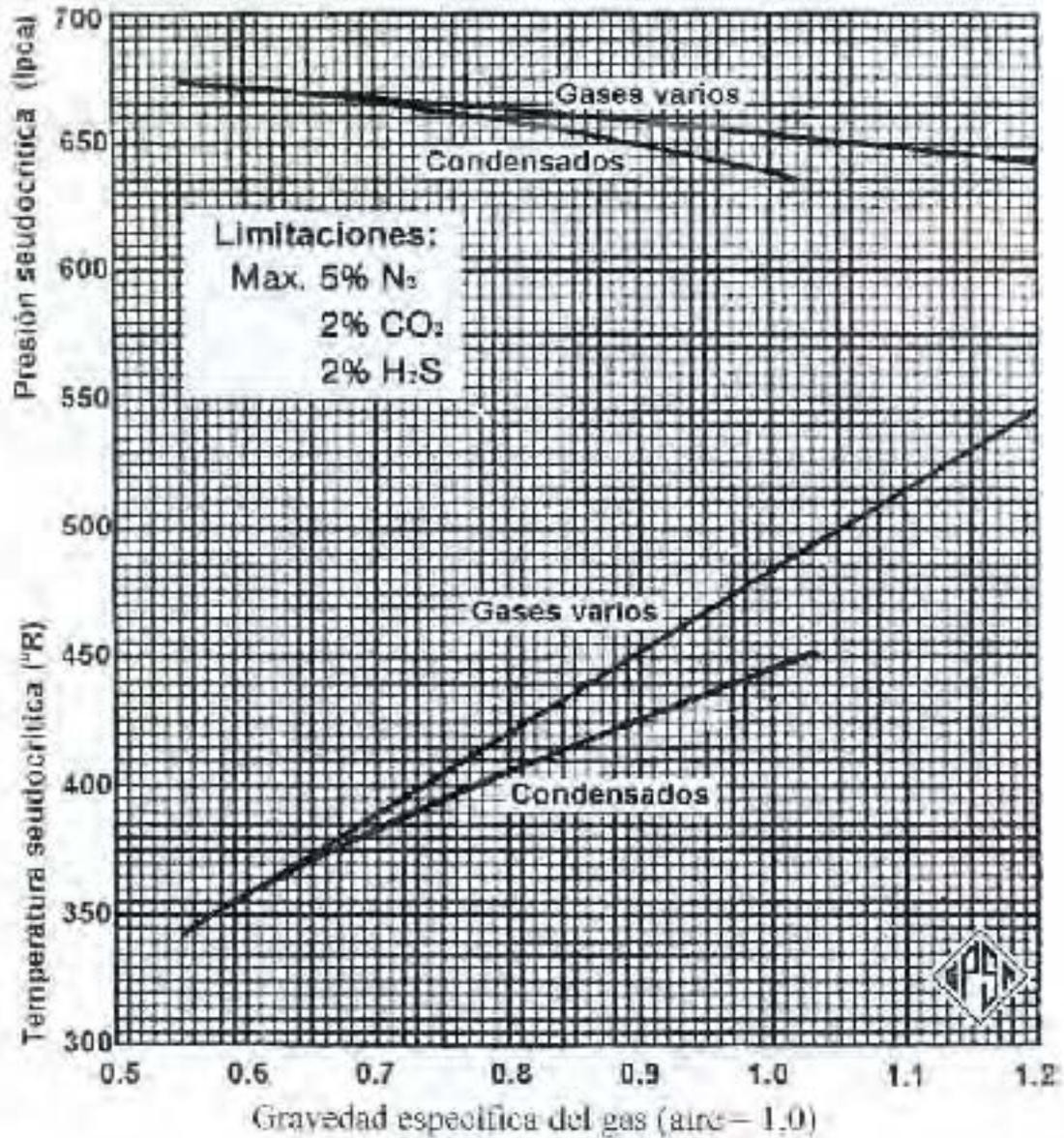


Fig. 88.-Propiedades Pseudocríticas de los hidrocarburos.

Fuente.- GPSA 1987.

**Ejercicios de aplicación.**

1.- Determine la concentración ppm en volumen de agua en un gas a 1,000 lb /pg<sup>2</sup> y 32 °C que contiene 7 lbs de agua por cada millón de pie cubico de gas.

$$\text{moles de agua } n_a = \frac{7}{18.015} = 0.38856 \dots \dots \dots (IV.28)$$

$$\text{moles de gas } n_g = \frac{10^6}{379,63} = 2634,14 \dots \dots \dots (IV.29)$$

$$\frac{n_a}{n_g} = \frac{0.38856}{2634.14} = 0.00001475 = 148 \text{ ppm en volumen} \dots \dots \dots (IV.30)$$

Por lo tanto el volumen en estado de vapor en condiciones normales será:

$$V_a = \left( \frac{7}{18.015} \right) 379.63 = 147.51 \text{ pie}^3 \dots \dots \dots (IV.31)$$

En condiciones normales en un millón de pies cúbicos de gas.

2.- Calcule el contenido de agua de una muestra de gas natural que contiene 2% de H<sub>2</sub>S y 10% de CO<sub>2</sub> P=1000 lb/pg<sup>2</sup> y T= 38 °C.

Contenido de agua en el gas ácido.

- En el gas dulce                      60.4 lb / mmpc.
- En el CO<sub>2</sub>                              68 lb / mmpc.
- En el H<sub>2</sub>S                              150 lb / mmpc

Entonces:

$$W_c = (0.88)(60.4) + (0.10)(68) + (0.02)(150) = 62.952 \text{ lb/mmpc} (IV.32)$$

3.- Calcular la velocidad del gas en una tubería de 12" Ø estándar que conduce 100 mmpcd a 33 °C, γ = 0.6 y P=1000 lb/pg<sup>2</sup>.

Diámetro interno de tubería (pies)	DI = 12''
Área de la sección transversal	A=0.7854
Caudal:	Q=100 mmpcd
Factor de compresibilidad	Z=0.87

$$Q = \frac{P_o \cdot Q_o \cdot Z_1 \cdot T_1}{Z_o \cdot T_o \cdot P_1} \dots\dots\dots (IV.32)$$

$$Q_1 = \frac{(14.7)(10^8)(0.87)(550)}{(1.0)(520)(1000)} = 1,352,682.7 \frac{\text{pies}^3}{\text{dia}} = 15.66 \frac{\text{pies}^3}{\text{seg}} \dots\dots\dots (IV.33)$$

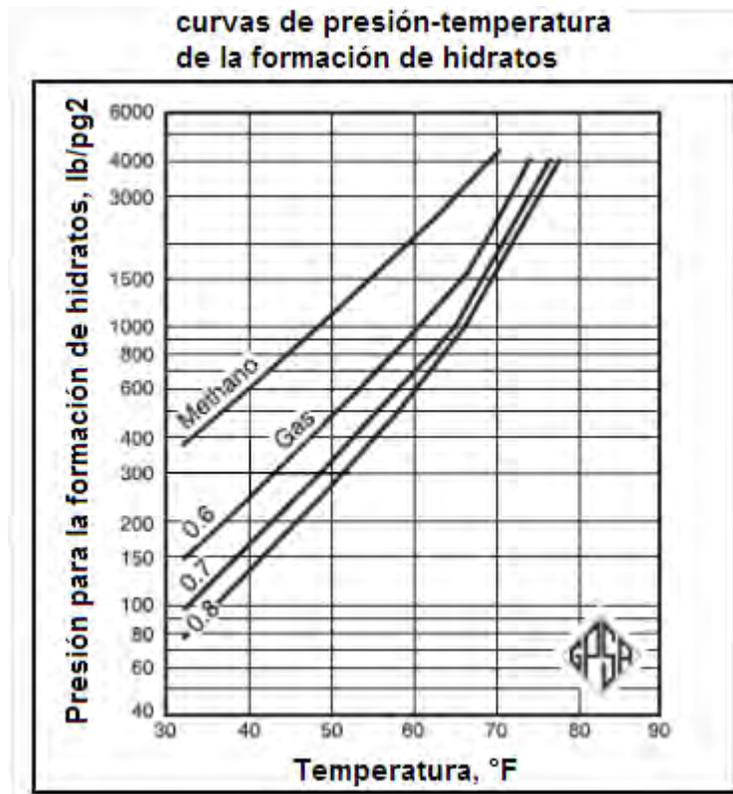
$$V = \frac{Q}{A} = \frac{15.66}{0.7854} = 19.93 \frac{\text{pies}}{\text{seg.}} \dots\dots\dots (IV.34)$$

4.- Calcule la velocidad de erosión del gas en una boquilla.

$$V_e = \frac{100}{\sqrt{\rho_g}} = \frac{100}{\sqrt{3384}} = 54.36 \frac{\text{pies}}{\text{seg}} \dots\dots\dots (IV.35)$$

$$\rho_g = \frac{P \cdot M}{Z \cdot R \cdot T} = \frac{(1000)(0.60)(28.96)}{(0.87)(10.732)(550)} = 3384 \dots\dots\dots (IV.36)$$

5.- Verifique la temperatura a la cual se podrían formar hidratos en un gas a P=1000 lb/pg<sup>2</sup>, γ = 0.6.

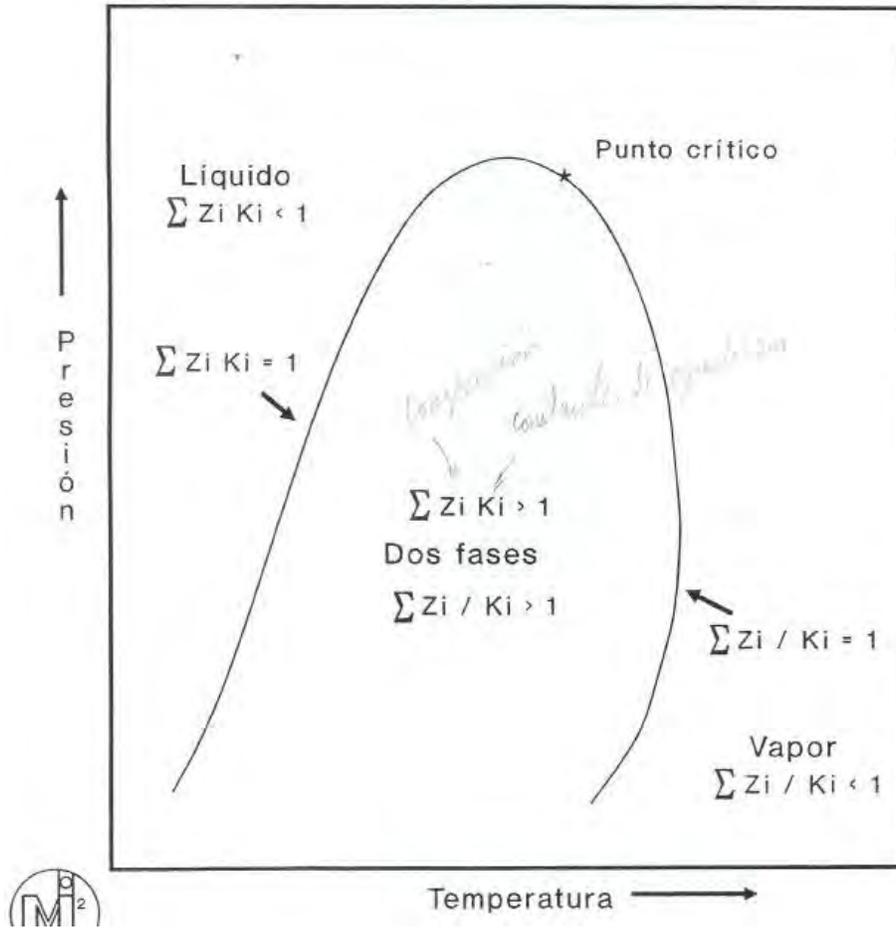


**Fig. 89.-Curvas de presión-temperatura de la formación de hidratos**

**Fuente.- GPSA 1987.**

De la gráfica 89 se puede leer que entrando con 1000lb/pg<sup>2</sup> y gravedad de 0.6 podemos leer en el eje de la temperatura que tendremos una temperatura aproximada de 62°F (17°C).

Por lo general, cuando se refiere al gas natural se trata de una mezcla de hidrocarburos que, en principio, se supone en estado gaseoso. Sin embargo, la posibilidad de que el llamado gas natural esté realmente en estado gaseoso depende de su composición y de la presión y temperatura a las cuales está sometido. Dicho en otras palabras, cualquier gas se puede licuar o ser mantenido en forma gaseosa mediante la presión y la temperatura.



**Fig. 90.-Diagrama de fases del gas sin formar hidratos**

**Fuente.- GPSA 1987.**

La figura anterior esquematiza la manera de predecir en qué estado se encuentra un fluido (gas, líquido o bifásico), cuyas condiciones de presión y temperatura son conocidas. Se parte de la composición (valores de  $Z_i$ ) y de las constantes de equilibrio ( $K_i$ ).

Para los fines de este compendio, se incluyen dos juegos de figuras: las constantes de equilibrio obtenidas del GPSA, para valores de presión de convergencia de 2000 y 3000 lb/pg<sup>2</sup> y las graficas publicadas en el libro del Dr. J. Campbell.

Cuando las sumatorias de  $(Z_i)/(K_i)$  y  $(K_i)*(K_i)$  son ambas mayores que la unidad, el sistema está en dos fases, en esta presión y temperatura. Seguidamente se hallan las hojas para hacer los cálculos respectivos y un ejemplo de aplicación.

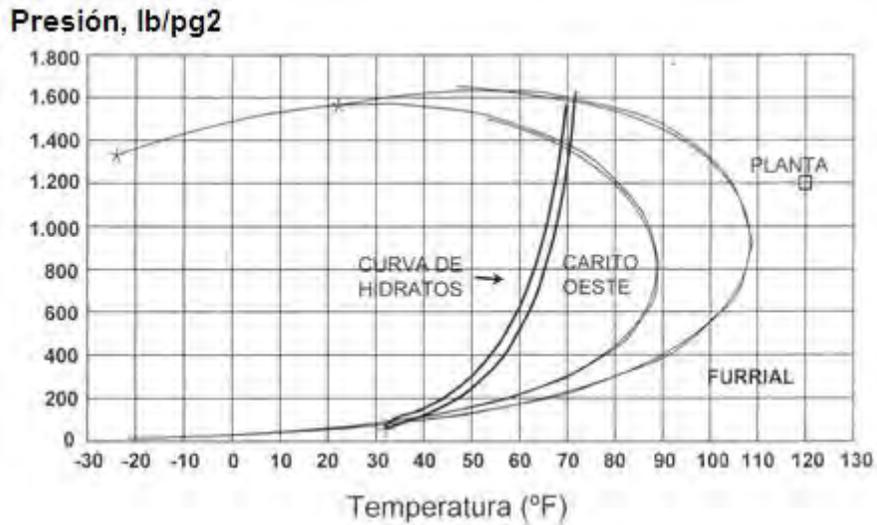
Presion: 1214.7 lpc		Temperatura: 90°F		
Componente	Fraccion molar	Constante "K"	Zi/Ki	Zi*Ki
H <sub>2</sub> S	0.00006	0.72109	0	0
N <sub>2</sub>	0.0025	3.74245	0.0007	0.0094
CO <sub>2</sub>	0.70719	1.99772	0.354	1.4126
C <sub>1</sub>	0.04679	1.35026	0.0346	0.0631
C <sub>2</sub>	0.11187	0.81923	0.1365	0.0916
C <sub>3</sub>	0.07969	0.4277	0.1861	0.034
i-C <sub>4</sub>	0.0108	0.26934	0.0401	0.0029
n-C <sub>4</sub>	0.0241	0.22354	0.1078	0.0054
i-C <sub>5</sub>	0.0065	0.13906	0.0468	0.0009
n-C <sub>5</sub>	0.0054	0.12001	0.045	0.0006
C <sub>6</sub>	0.0032	0.0656	0.0488	0.0002
C <sub>7</sub>	0.0016	0.03609	0.0444	0.0001
C <sub>8</sub>	0.0002	0.01998	0.0101	0
C <sub>9</sub>	0.0001	0.0111	0.009	0
C <sub>10</sub>				
	SUMA=1.0		1.0639	1.6208

**Tabla 12.-Muestra representativa composicional de un gas**

**Fuente.- GPSA 1987.**

Las ecuaciones para describir el comportamiento de fases son objeto de estudio en muchas aplicaciones. La separación instantánea de un hidrocarburo se presenta en la siguiente página con el ejemplo clásico que utiliza un gas seco, a 600 lb/pg<sup>2</sup> y -28 °C (GPSA, 1987, pág. 25-4).

El diagrama de fases siguiente, fig. 94, compara las condiciones extremas del gas que pudiera llegar a la planta. En esta situación aparece el comportamiento de la mezcla más rica (identificada como furrial) y la más pobre identificada como (carito oeste).

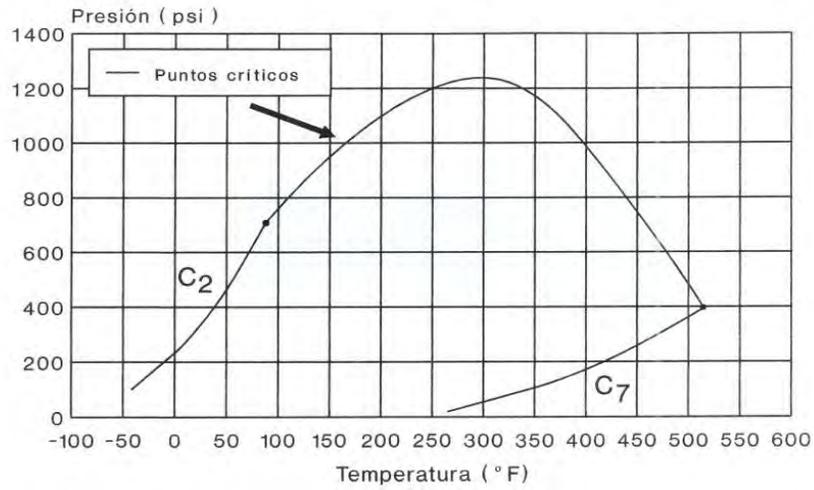


**Fig. 91.-Gráfica de la formación de hidratos de una muestra de gas**  
**Fuente.- GPSA 1987.**

Eso le advierte al ingeniero sobre los valores de las presiones y temperaturas con los cuales debe operar sin producir condensación dentro del absorbedor. Como podrá apreciar, la torre de absorción trabajará a 1200 lb/pg<sup>2</sup> y 49°C(120°F).

A partir de la gráfica 95, se inicia la explicación del significado del término presión de convergencia. Nótese el lugar geométrico de los puntos críticos de un sistema binario formado por etano y heptano.

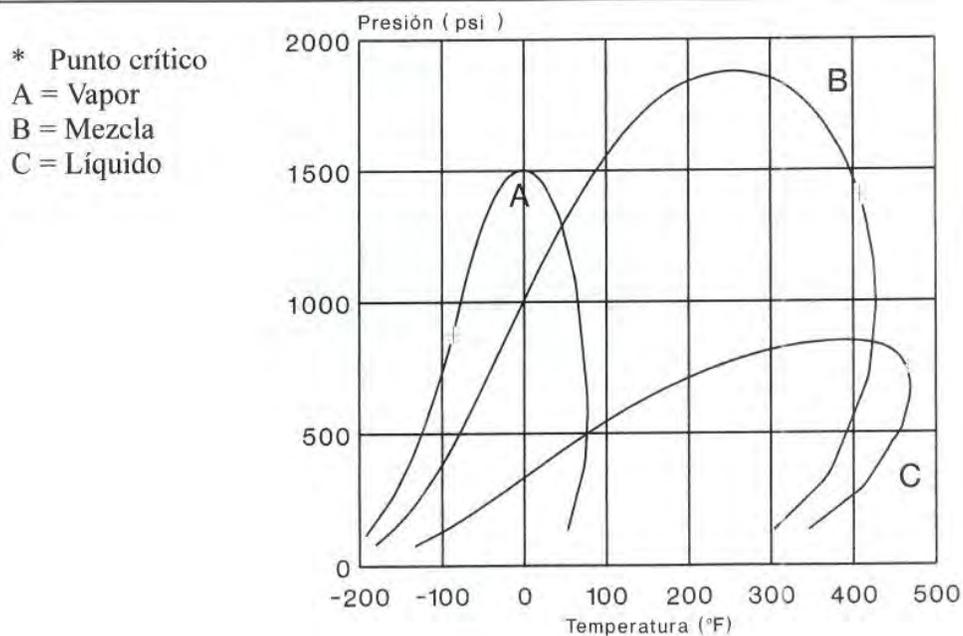
Diagrama presión-temperatura para un sistema etano - heptano normal



**Fig. 92.-Diagrama presión-temperatura para un sistema de gases.**

**Fuente.- GPSA 1987.**

En la figura no. 96 se ofrecen los diagramas de fases del líquido que entra al primer separador.



**Fig. 93.-Diagrama de fases para un sistema liquido-vapor.**

**Fuente.- GPSA 1987.**

El comportamiento del producto que llega, identificado con la curva (B), el gas (A) y el líquido (C), se supone en el mismo grafico y luego se dibuja el lugar geométrico que se consigue con el diagrama de referencia, con el cual se dispone de la presión de convergencia.

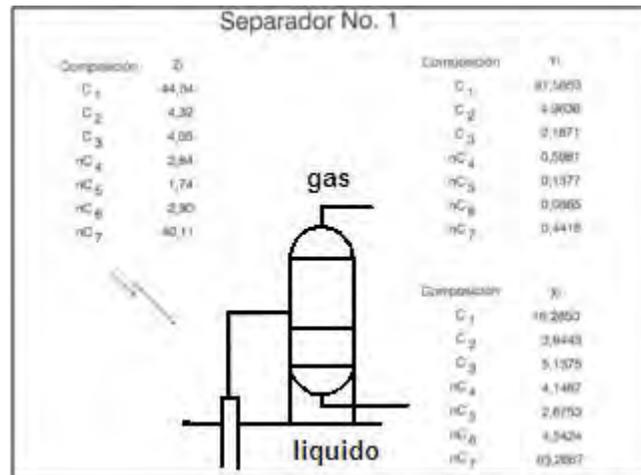


Fig. 94.-Composición a la entrada del separador empleando el criterio de Pk.

Fuente.- GPSA 1987.

Esta composición en particular, para cualquier valor de presión y temperatura, se define el criterio de Pk.

### FÓRMULAS DE LOS HIDROCARBUROS QUE FORMAN HIDRATOS

<b>Metano</b>	<b>CH<sub>4</sub> 6H<sub>2</sub>O</b>	<b>Nitrógeno</b>	<b>N<sub>2</sub> 6H<sub>2</sub>O</b>
<b>Etano</b>	<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> 8H<sub>2</sub>O</b>	<b>Dióxido de carbono</b>	<b>CO<sub>2</sub> 6H<sub>2</sub>O</b>
<b>Propano</b>	<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> 17H<sub>2</sub>O</b>	<b>Ácido sulfhídrico</b>	<b>H<sub>2</sub>S 6H<sub>2</sub>O</b>
<b>Isobutano</b>	<b>C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> 17H<sub>2</sub>O</b>		

Nota: n-C<sub>4</sub> forma hidratos inestables Componentes más pesados no forman hidratos.

### Factores necesarios para la formación de hidratos

- Gas natural a temperatura igual o menor a la del punto de rocío, en presencia de agua líquida.
- Temperaturas iguales o menores a las de formación de hidratos, para una presión y composición del gas determinadas.
- Áltas presiones de operación, a la temperatura de formación de hidratos.
- Otros factores:      Álta velocidad de flujo  
                            Agitación  
                            Presencia de cristales de hidratos  
                            Presencia de CO<sub>2</sub> o H<sub>2</sub>S.

### Problemas típicos relacionados con la formación de hidratos, por expansión del gas

- Hasta cuanto puede expandirse bruscamente un gas, sin que se presenten problemas de formación de hidratos ?.
- Cuál es la mínima temperatura inicial requerida para expandir un gas hasta una condición dada ?.
- A qué presión se puede esperar la formación de hidratos de un gas, conservando la temperatura constante ?.
- Hasta cuánto puede disminuirse la temperatura de un gas, a presión constante, sin peligro de formación de hidratos ?.

### PREDICCIÓN DE LA FORMACIÓN DE HIDRATOS

- Métodos gráficos
- Métodos analíticos

Las condiciones de formación de hidratos satisfacen:

$$\sum (Y / K_{vs}) = 1.00$$
$$K_{vs} = Y / X_s$$

$K_{vs}$ : Constante de equilibrio vapor – sólido

$Y$ : Fracción molar de un hidrocarburo en el gas, (base seco)

$X_s$ : Fracción molar del hidrocarburo en el sólido, (base sin agua).

Determinar la temperatura de formación de hidratos en un gasoducto a 500 psia que conduce un gas con la siguiente composición.

Componente	Fracción molar
H <sub>2</sub> S	0.02
N <sub>2</sub>	0.06
CO <sub>2</sub>	0.05
C <sub>1</sub>	0.814
C <sub>2</sub>	0.045
C <sub>3</sub>	0.005
i-C <sub>4</sub>	0.002
n-C <sub>4</sub>	0.002
i-C <sub>5</sub>	0.001
n-C <sub>5</sub>	0.001

**Solución**

Con peso molecular, se obtiene SG = 0.688

En Fig. 63, con P, H<sub>2</sub>S y SG Temperatura de formación de hidratos = 61.7 °F

Corrección por CO<sub>2</sub> Con P, %H<sub>2</sub>S y %CO<sub>2</sub> Corrección = - 4 °F

Temperatura de formación de hidratos corregida = **57.7 °F**

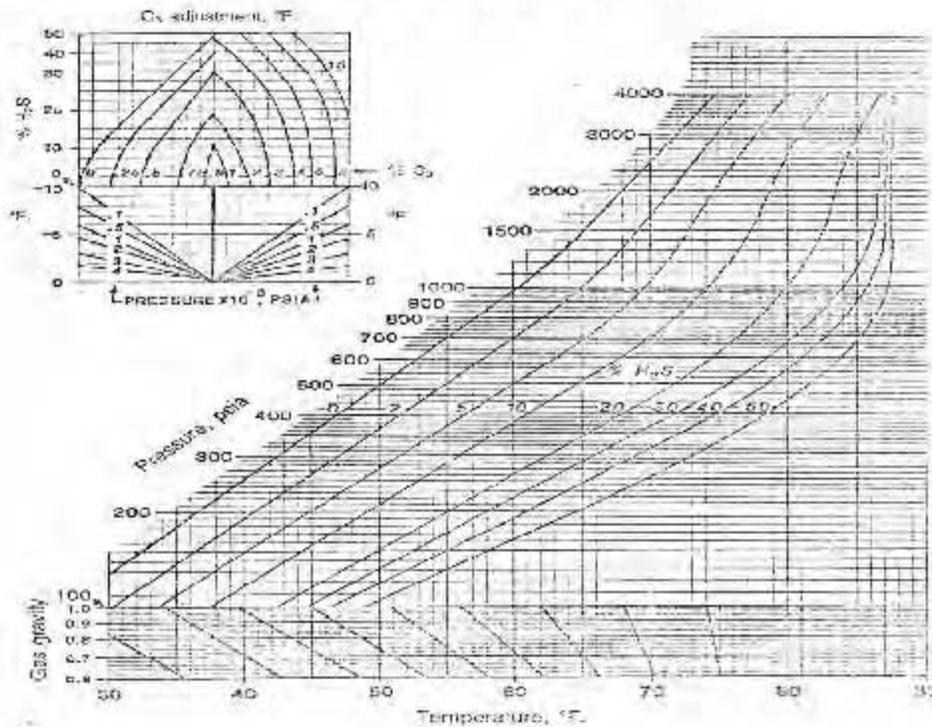
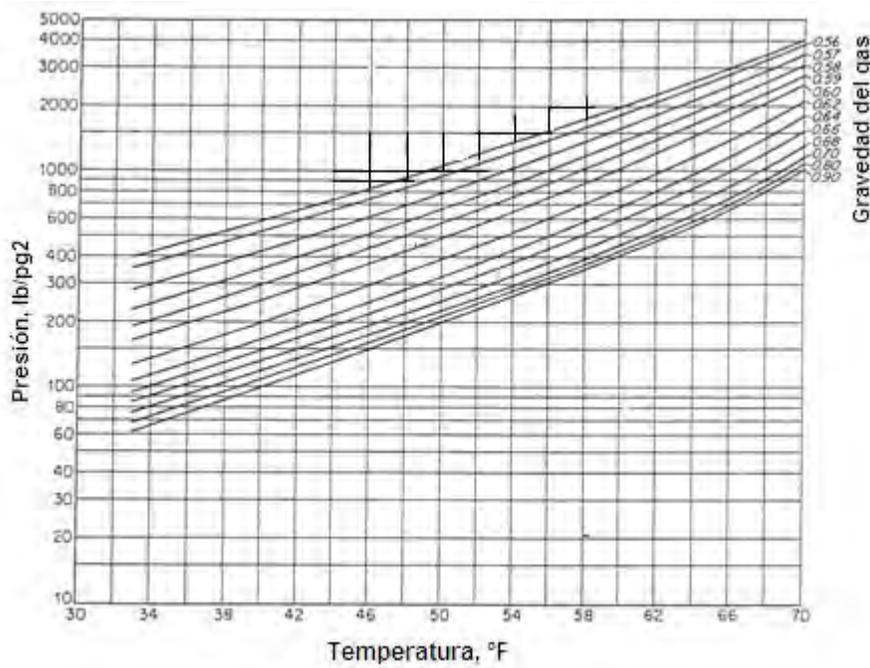


Fig. 95.-Diagrama para estimar la formación de hidratos.  
Fuente.- GPSA 1987.



**Fig. 96.- Predicción de formación de hidratos para el gas natural, considerando efecto del nitrógeno. Fuente.- GPSA 1987.**

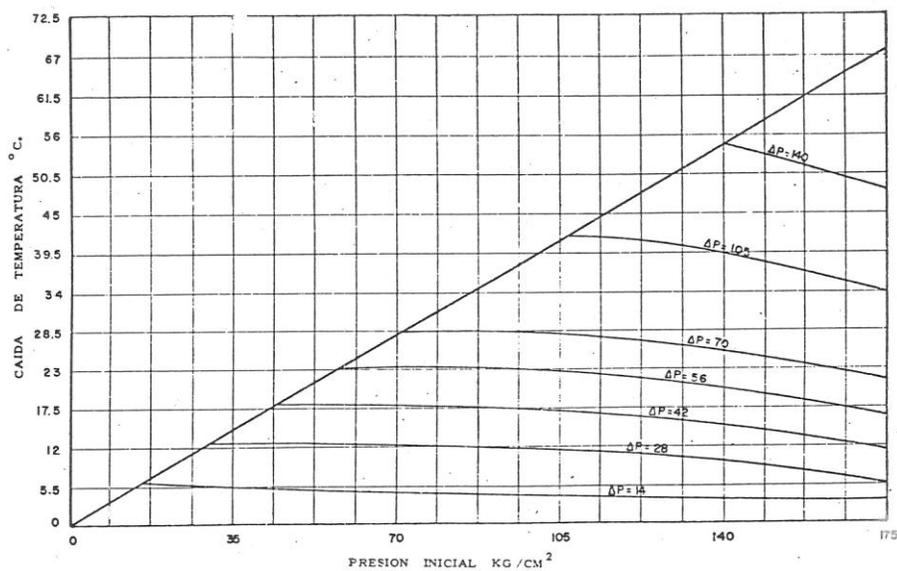


FIG. 65 VARIACION DE TEMPERATURA PROVOCADA POR ABATIMIENTO DE PRESION

**Fig. 97.- Predicción de formación de hidratos para el gas natural, considerando efecto de la caída de presión. Fuente.- GPSA 1987.**

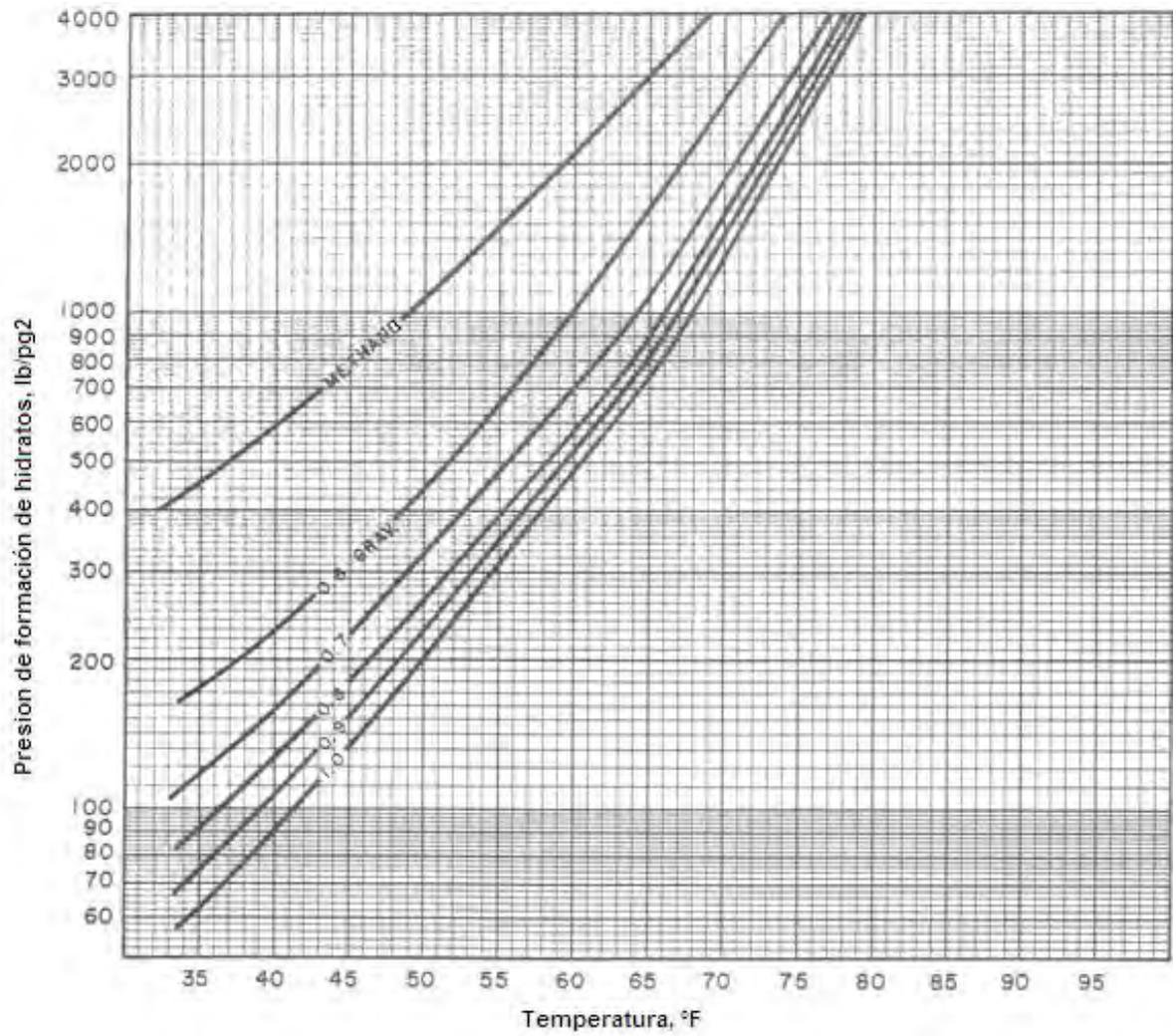


Fig.98.- Condiciones de formación de hidratos.

Fuente.- GPSA 1987.

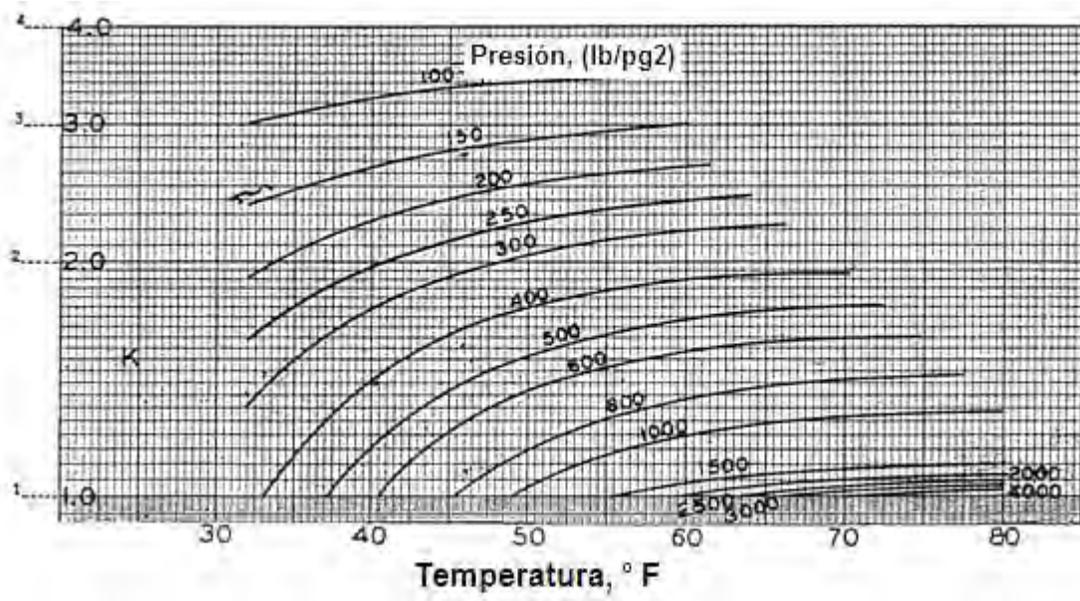


Fig.99.- Gráfica de equilibrio vapor-sólido del metano.

Fuente.- GPSA 1987.(20-15)

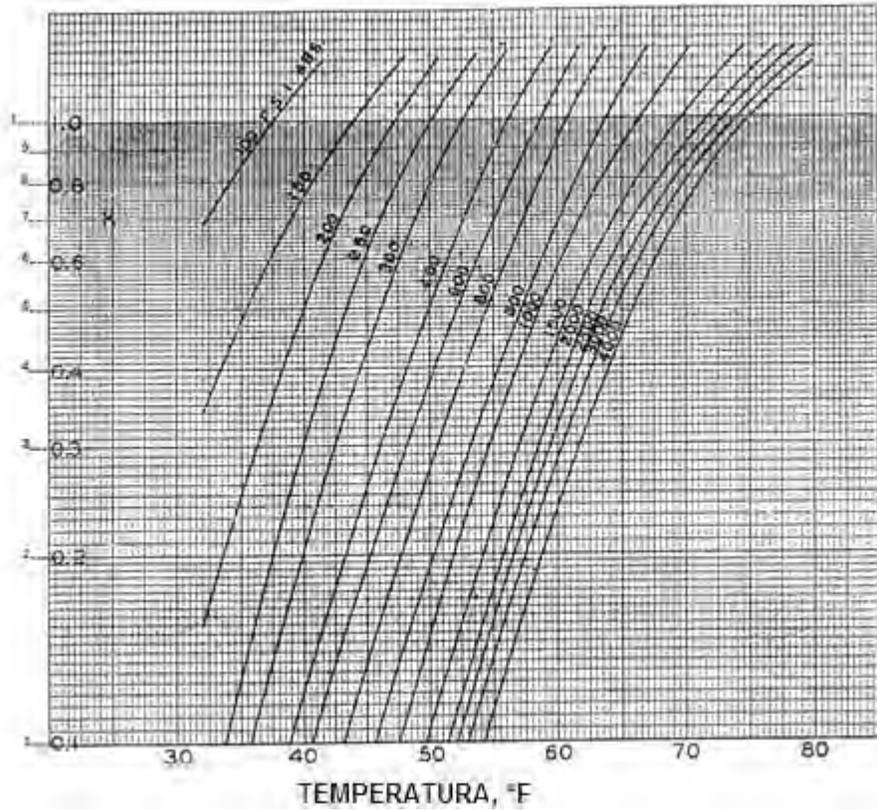


Fig.100 Gráfica de equilibrio Vapor-sólido del etano.

Fuente.- GPSA 1987. (20-16).

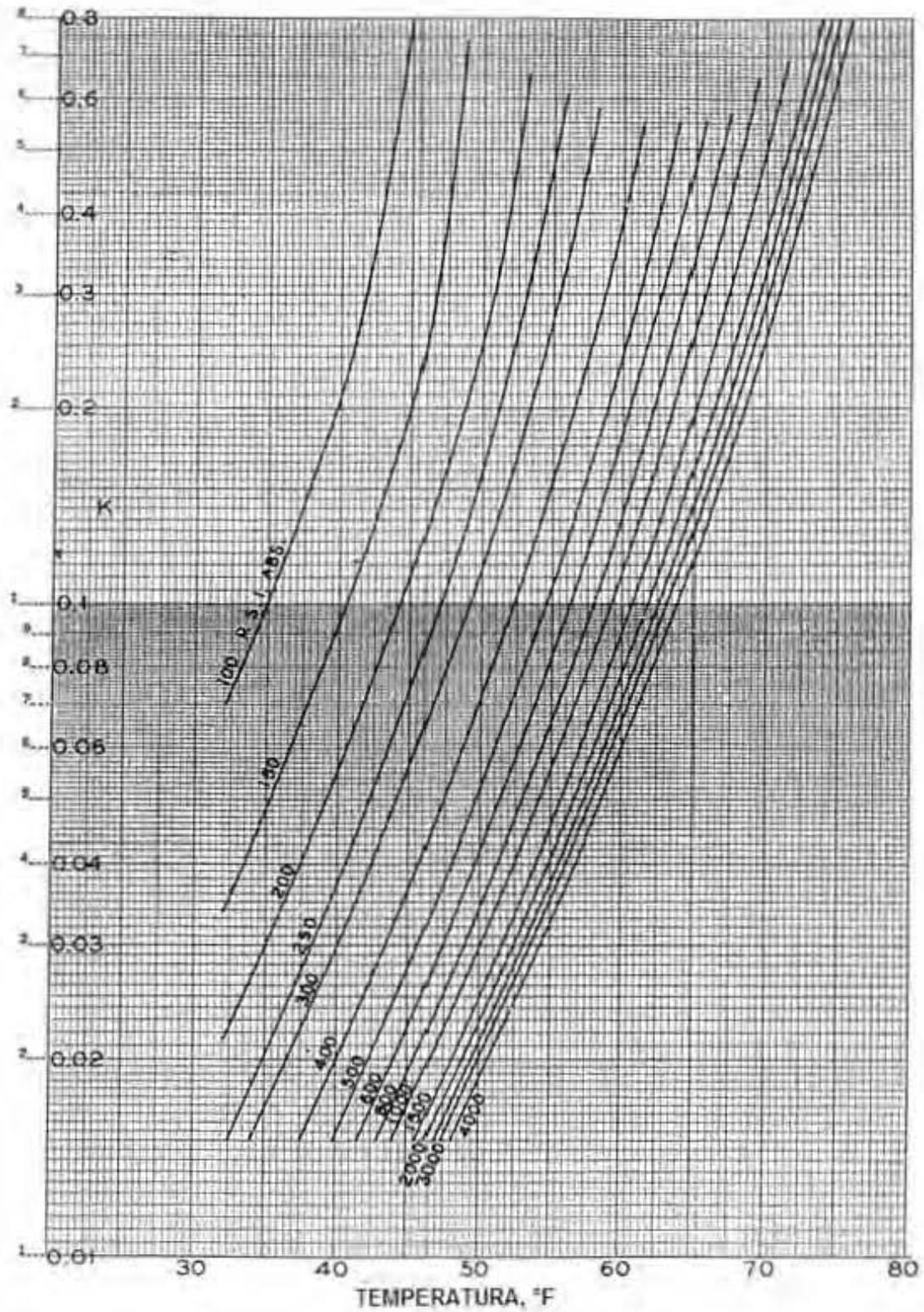


Fig.101.- Gráfica de equilibrio Vapor-sólido del propano.  
Fuente.- GPSA 1987.

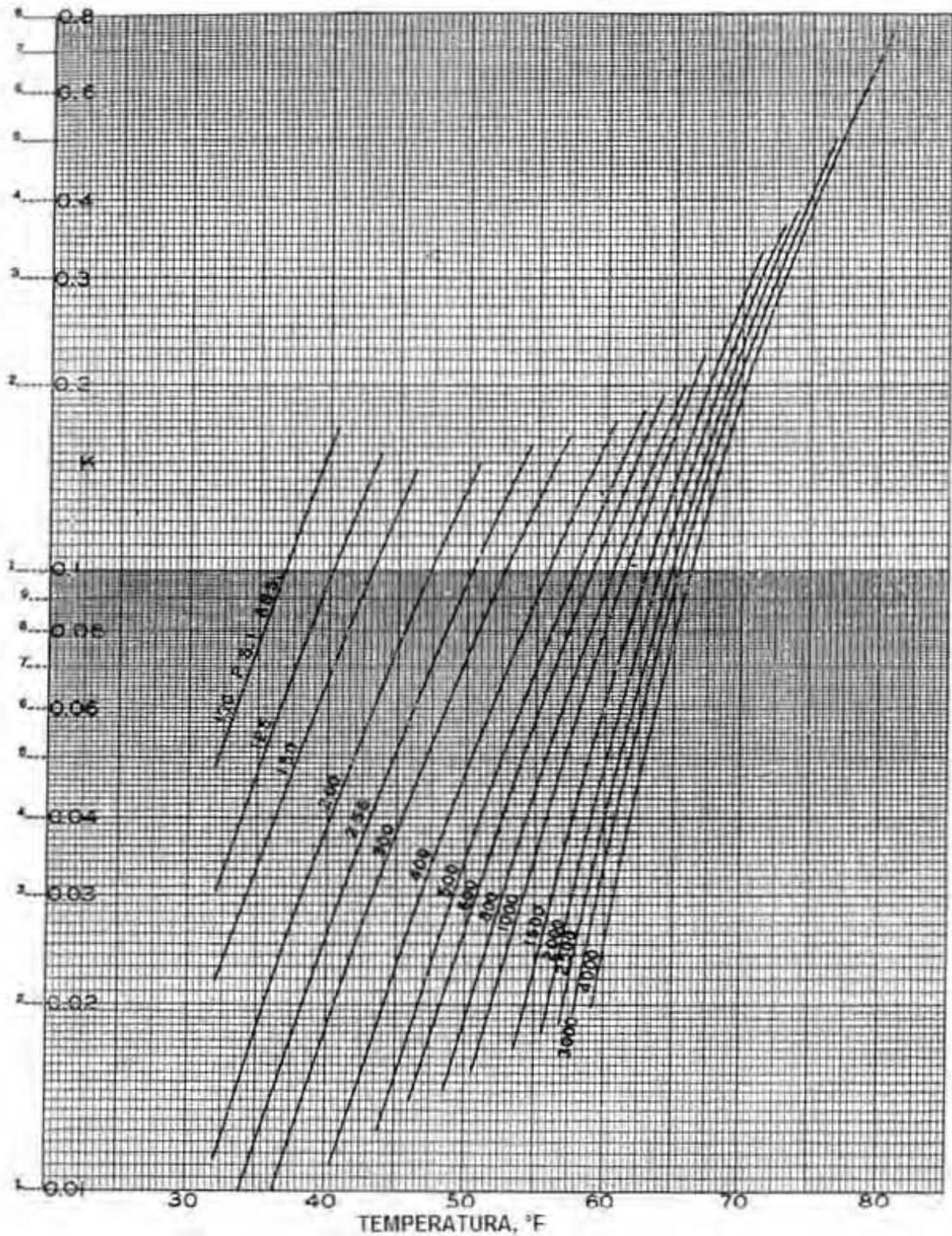
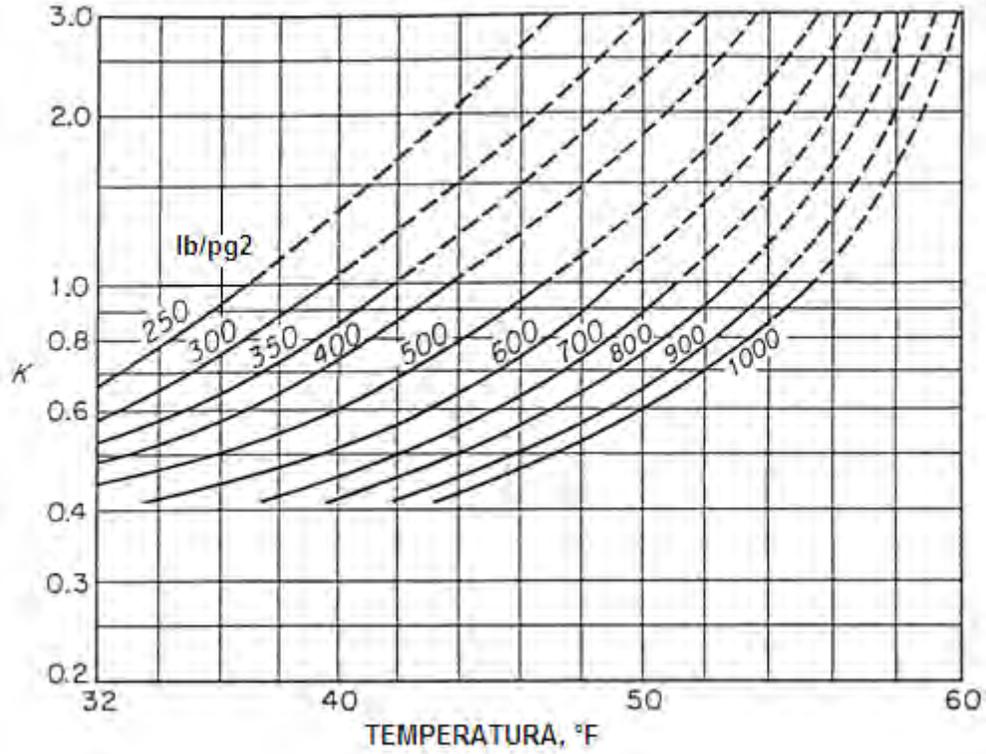
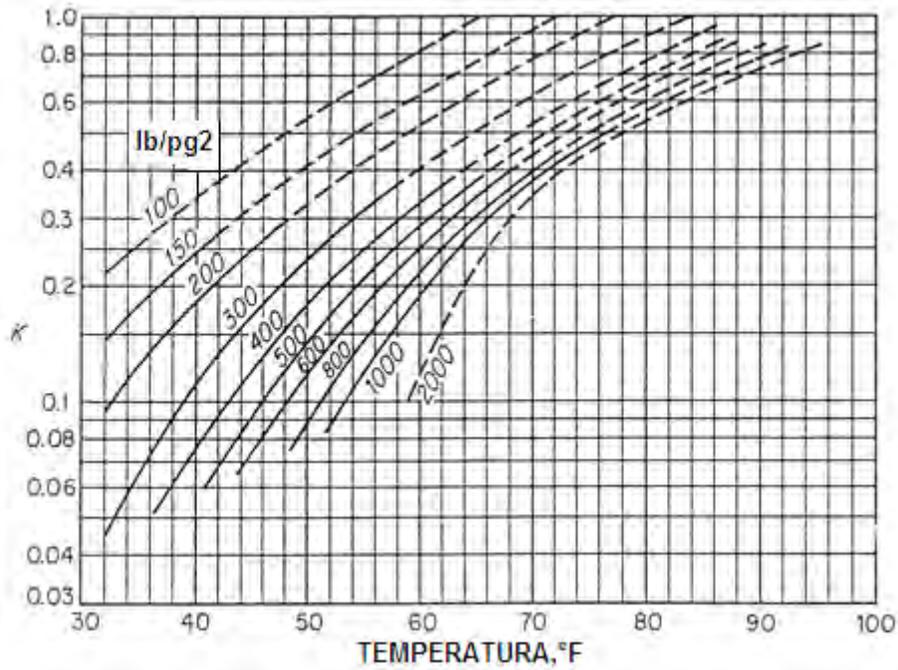


Fig.102.- Gráfica de equilibrio Vapor-sólido del butano.  
Fuente.- GPSA 1987.



**Fig.103.- Gráfica de equilibrio vapor-sólido del CO<sub>2</sub>.**  
Fuente.- GPSA 1987.



**Fig.104.- Gráfica de equilibrio vapor-sólido del H<sub>2</sub>S.**  
Fuente.- GPSA 1987.

Calcular, utilizando constantes de equilibrio, la presión de formación de hidratos del gas con la siguiente composición, a T=50 °F.

Componente	% Mol
C1	0.784
C2	0.060
C3	0.036
iC4	0.005
nC4	0.019
N2	0.094
CO2	0.002

**Solución**

Componente	% Mol	P=300 psia		P=350 psia	
		Kvs	Y / Kvs	Kvs	Y / Kvs
C1	0.784	2.04	0.3841	1.9	0.4126
C2	0.060	0.79	0.0759	0.63	0.0952
C3	0.036	0.113	0.3185	0.086	0.4186
iC4	0.005	0.072	0.0689	0.058	0.0862
nC4	0.019	0.21	0.0900	0.21	0.0900
N2	0.094	Infinito	0.000	Infinito	0.000
CO2	0.002	3.0	0.0007	2.3	0.0008
	1.000		0.9381		1.1035

Por interpolación: Y / Kvs = 1.00 para **P = 319 psia**

Nota: Presión observada = 325 psia

Un buen modelo de cálculo para la predicción del equilibrio de fases en hidratos, se obtiene al ajustar la ecuación de Van der Waals y Platteeuw a las diversas condiciones que tienen los gases huéspedes, dentro de las cavidades de las redes de hidratos.

La ecuación de Van der Waals y Platteeuw, dentro del modelo, predice la presión de disociación de los hidratos, con base en el modelo termodinámico de Langmuir para la adsorción.

Para estimar la fugacidad en un sistema multicomponente como el gas natural, se introduce normalmente la regla de mezclado de segundo orden de Huron-Vidal (MHV2) para mezclado en la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong (SRK)



**Fig.105.- Curva formación normal de hidratos dentro del ducto.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

Es de mayor importancia conocer los métodos disponibles para la predicción de formación de hidratos integrados en los programas de simulación, ya que no todos los modelos predicen correctamente la formación de hidratos en presencia de determinadas sales o hidrocarburos superiores.

La precisión de la información y las acciones de control son dependientes de una predicción oportuna de las condiciones de equilibrio que permiten el inicio de la nucleación.

La elección del método de inhibición de hidratos de gas debe realizarse considerando la necesidad de evitar este fenómeno, no solamente a la entrada del gasoducto, sino también durante toda la longitud del ducto. Así mismo, se deben prever los efectos en el equilibrio de fases que son ocasionados por un cambio en las variables de operación (temperatura, presión, flujo o composición) derivadas de la operación normal del gasoducto y cambios en la calidad del gas en el tiempo.

**Para el cálculo de la inhibición de la formación de hidratos:**

- Consiste en determinar el flujo de inhibidor que se debe agregar al gas natural para evitar la formación de los hidratos
- Está basado en la ecuación desarrollada por Hammerschmidt:

$$d = \frac{KH(I)}{100 MW_1 - (MW_1)(I)} \dots\dots\dots(IV.36)$$

Donde:

**D**: reducción de la temperatura de formación de hidratos, f

**I**: concentración en peso del inhibidor

**KH**: constante de Hammerschmidt, 2335 para el metanol, etanol y amoniaco y 4000 para los glicoles

**MW<sub>1</sub>**: peso molecular del inhibidor.

Comúnmente se previene la formación de hidratos manteniendo la temperatura del gas en la entrada del gasoducto sobre la temperatura de formación de hidratos.

Se logra mediante la regulación de la relación de compresión o ajuste de temperaturas en un sistema de intercambio de calor.

Cuando un ajuste de temperaturas no es posible, se inyecta en algún punto cercano a la descarga, un producto químico que funciona como inhibidor, para desplazar la curva de formación de hidratos de manera que la temperatura y presión a la cual se presentan los hidratos disminuya.

En el Golfo de México, generalmente se utiliza el metanol (**MEOH**), como inhibidor, a pesar de que la cantidad a consumir de éste es mayor a la de un aditivo de deshidratación tal como el trietilenglicol (**TEG**), basándose en los menores costos que presenta el **MEOH** frente al **TEG**.

En el proceso de transporte del gas natural, la condensación del agua es un grave problema. El incremento progresivo del diferencial de presión en la línea y los problemas de corrosión, pueden interrumpir el proceso, con impacto en la producción del campo.

El cálculo del contenido de agua en gases ácidos es un tema bastante complejo. Los datos y métodos que a continuación se presentan pueden ser no siempre representativos para utilizarlos para un diseño final.

Un estudio fino para determinar el contenido de agua requiere un estudio detallado de literatura sobre el tema y datos experimentales disponibles.

En muchos casos los datos experimentales es la mejor manera para verificar los valores calculados.

La mayoría de las más sofisticadas ecuaciones de estado pueden resultar en confiabilidad cuestionable. Por debajo de un 40% de componentes ácidos en el gas natural, un método aceptable para la estimación del contenido de agua en gases ácidos se muestra a continuación<sup>25</sup>.

$$W = Y_{HC}W_{HC} + Y_{CO_2}W_{CO_2} + Y_{H_2S}W_{H_2S} \dots \dots \dots (IV.37)$$

Donde:

W: contenido de agua en el gas, lb/MMPCE

W<sub>HC</sub>: contenido de agua en el hidrocarburo, lb/MMPCE

W<sub>CO<sub>2</sub></sub>: contenido de agua en el CO<sub>2</sub>, lb/MMPCE

W<sub>H<sub>2</sub>S</sub>: contenido de agua en el H<sub>2</sub>S, lb/MMPCE

Y<sub>HC</sub>: fracción molar del hidrocarburo en fase gas, adimensional

Y<sub>CO<sub>2</sub></sub>: fracción molar del CO<sub>2</sub> en fase gas, adimensional

Y<sub>H<sub>2</sub>S</sub>: fracción molar del H<sub>2</sub>S en fase gas, adimensional.

**Nota: Estos cálculos no aplican para CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S puros.**

**Para una detección y localización de hidratos de manera de obstrucciones (tapón).**

Para una remediación segura del tapón, se requiere el mejor conocimiento posible de la localización y extensión del mismo. Topográficamente puede estar localizada de acuerdo a la orografía del terreno donde pasa la tubería. Combinar la curva de hidrato con la simulación térmica – hidráulica para estimar donde pudo haber comenzado la acumulación.

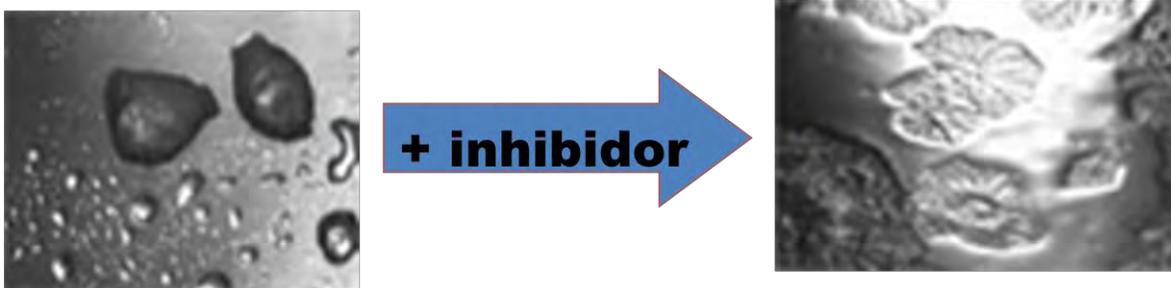
Asumir que hay múltiples obstrucciones. La localización principal puede establecerse de acuerdo a la respuesta de la presión del sistema.

## IV.2.- METODOLOGÍA PARA PREVENIR LA OBSTRUCCIÓN DE LÍNEAS DE INYECCIÓN GAS DE BOMBEO NEUMÁTICO POR HIDRATOS Y REDUCIR EL CONTENIDO DE HIDRATOS EN LAS LÍNEAS DE TRANSPORTE.

Para elegir un método de inhibición se debe considerar:

### 1.-Capacidad de deshidratación del gas.

A diferencia de los glicoles, el **MEOH** no tiene la capacidad de deshidratar al gas, con lo que se disminuiría la cantidad de inhibidor requerido para la continuidad de la operación como se muestra en la figura 109 la diferencia al aplicar un inhibidor vista desde una celda de prueba.



**Fig.106.- Actuación del inhibidor dentro del ducto.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

### 2. Seguridad.

Se deben considerar las propiedades de los inhibidores que generen riesgo durante su manejo o almacenamiento; por ejemplo, el hecho de que la temperatura de ebullición del **MEOH** sea 11°C y la del **TEG** 111°C, implica un mayor grado de seguridad durante su manejo.

### 3. Inhibición de la corrosión.

El **TEG** inhibe en mayor grado la corrosión del acero que el **MEOH** al final del capítulo se muestran una tablas comparativas que soportan lo anterior.

### 4.- Precio. El MEOH es 10 veces más barato que el TEG.

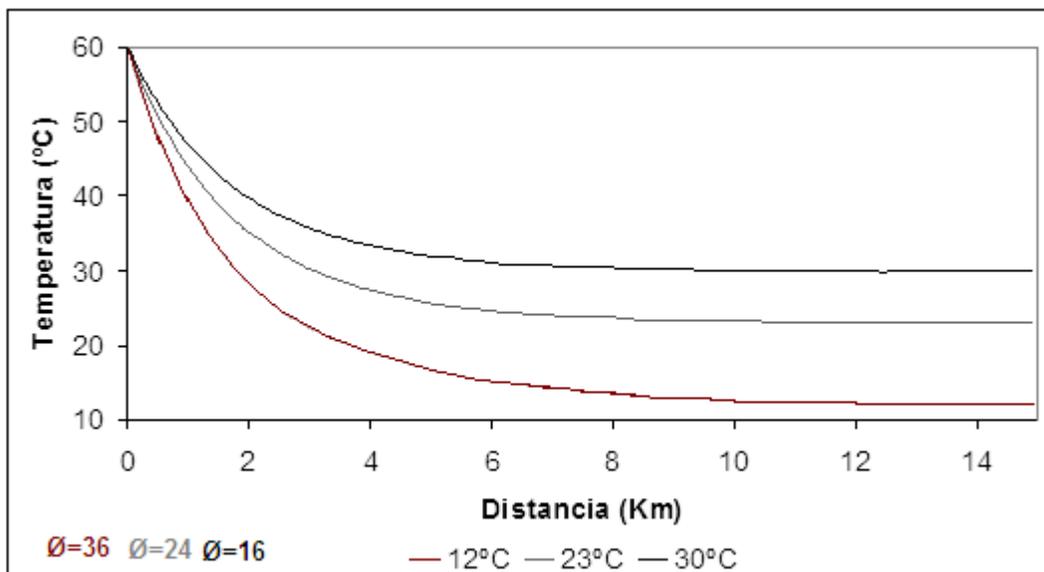
Al considerar los costos del inhibidor se debe tomar en cuenta la cantidad de inhibidor a utilizar por unidad de tiempo que es lo que finalmente influye en los costos de operación, no solamente el precio del inhibidor.

Metodología del estudio.

El trabajo se dividió en dos partes: Análisis de formación de hidratos en un gasoducto y estudio de estrategias de inhibición.

Los análisis de formación de hidratos se llevaron a cabo usando diferentes ecuaciones de estado y modelos de disociación de hidratos.

Para el estudio de inhibición se diseñaron conceptualmente operaciones de deshidratación y adición de inhibidores con el fin de identificar el efecto que tiene en la formación de hidratos modificar los equilibrios de fases que se establecen en el ducto.



**Fig. 107.- Perfiles de temperatura del gasoducto desde el punto de descarga y hasta el punto de equilibrio térmico con el medio.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

Continuando con los métodos para la inhibición de hidratos los cuales se describen adelante:

- a) **Despresurización.**
- b) **Método Químico.**
- c) **Método Térmico.**
- d) **Medio mecánico.**
- e) **Reemplazo de tubería (último recurso).**



**Fig. 108.- Herramienta de limpieza para ductos.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

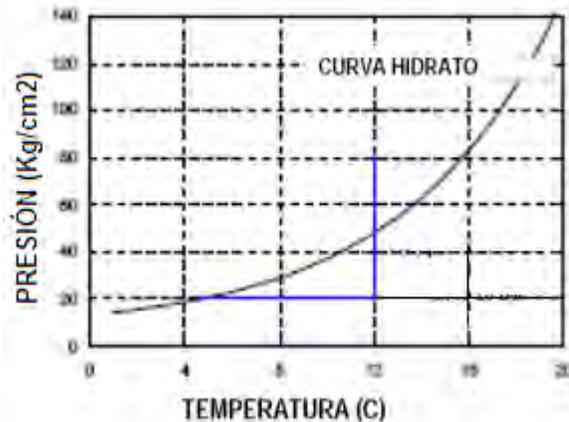
La herramienta mostrada en la figura 111. Es un jet blaster, el cual tiene varias toberas tipo jet y unos centradores los cuales permiten que la limpieza sea homogénea, en otra sección tiene escariadores los cuales sirven para hacer un barrido de todo lo que se quede pegado a la tubería, y finalmente en la punta algunos traen un molino hidráulico el cual sirve para destapar cualquier tapón moliendo su contenido.

**a) Despresurización.**

- Desde el tope del vertical.
- Desde un “manifold” descargando a una línea en servicio.
- Localmente con un sistema portátil de relevo de presión.
- Utilizando un separador de superficie en el “manifold” (con un vertical temporal que se reciba en el recipiente).
- Se recomiendan dos lados para la despresurización.
- Evitar un posible proyectil de la masa del hidrato.
- Evitar un posible efecto Joule Thompson de enfriamiento a través de los poros del tapón.
- Es más rápido.
- La porosidad del tapón es más alta (> 50%).

- No permite la consolidación del tapón con el tiempo, que puede conducir a una reducción de la porosidad y la permeabilidad del gas.
- La disociación requiere de una afluencia de energía:
- Las propiedades de transferencia de calor de la tubería son un factor esencial.
- La disociación procede normalmente radialmente desde la pared de la tubería.
- Hay disponibilidad de modelos de disociación del tapón por despresurización.
- Usar modelos de movimiento del tapón bajo presión diferencial, permite estimar la zona de seguridad.

**Nota:** la despresurización por un solo lado de la tubería donde está el hidrato, puede resultar en un potencial proyectil.



**Fig. 109.- Efecto de la despresurización.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

La formación de hidratos puede ser prevenida por deshidratación del gas. Sin embargo, algunas veces este proceso no es práctico ni económicamente factible. En estos casos, la inyección de inhibidores puede ser un método efectivo para prevenir la formación de hidratos.

**Metanol:** es más efectivo a temperaturas menores de 40 °F. Su regeneración no es muy favorable.

**Glicoles:** para inyección continua a temperaturas mayores de 40 °F, ofrecen ventajas sobre el metanol por su facilidad para recuperarlo y regenerarlo.

Pero cuanto glicol o metanol inyectar, a continuación se describe un método para saber cuánto metanol inyectar.

**Procedimiento**

- 1- Obtener contenido de agua en gas saturado,  $w_1$
- 2- Obtener contenido de agua en gas a la T mín,  $w_2$
- 3- Calcular cantidad de agua libre,  $\Delta w = w_1 - w_2$
- 4- Obtener temperatura de formación de hidratos,  $T_h$
- 5- Calcular disminución del punto de congelación,  $\Delta T = \Delta T = T_h - T_{\text{mín}}$
- 6- Obtener % MeOH requerido en el líquido,  $(\% \text{MeOH})_w$
- 7- Obtener relación de Metanol Vapor / Líquido, (RVL)

$$\text{RVL} = \frac{(\text{lb MeOH} / \text{MMscf})}{(\% \text{ peso MeOH en agua})} \dots\dots\dots(\text{IV.38})$$

- 8- Calcular concentración de MeOH en gas,  $(\text{MeOH})_g$
- $$(\text{MeOH})_g = (\text{MeOH})_w \times \text{RVL} \dots\dots\dots(\text{IV.39})$$

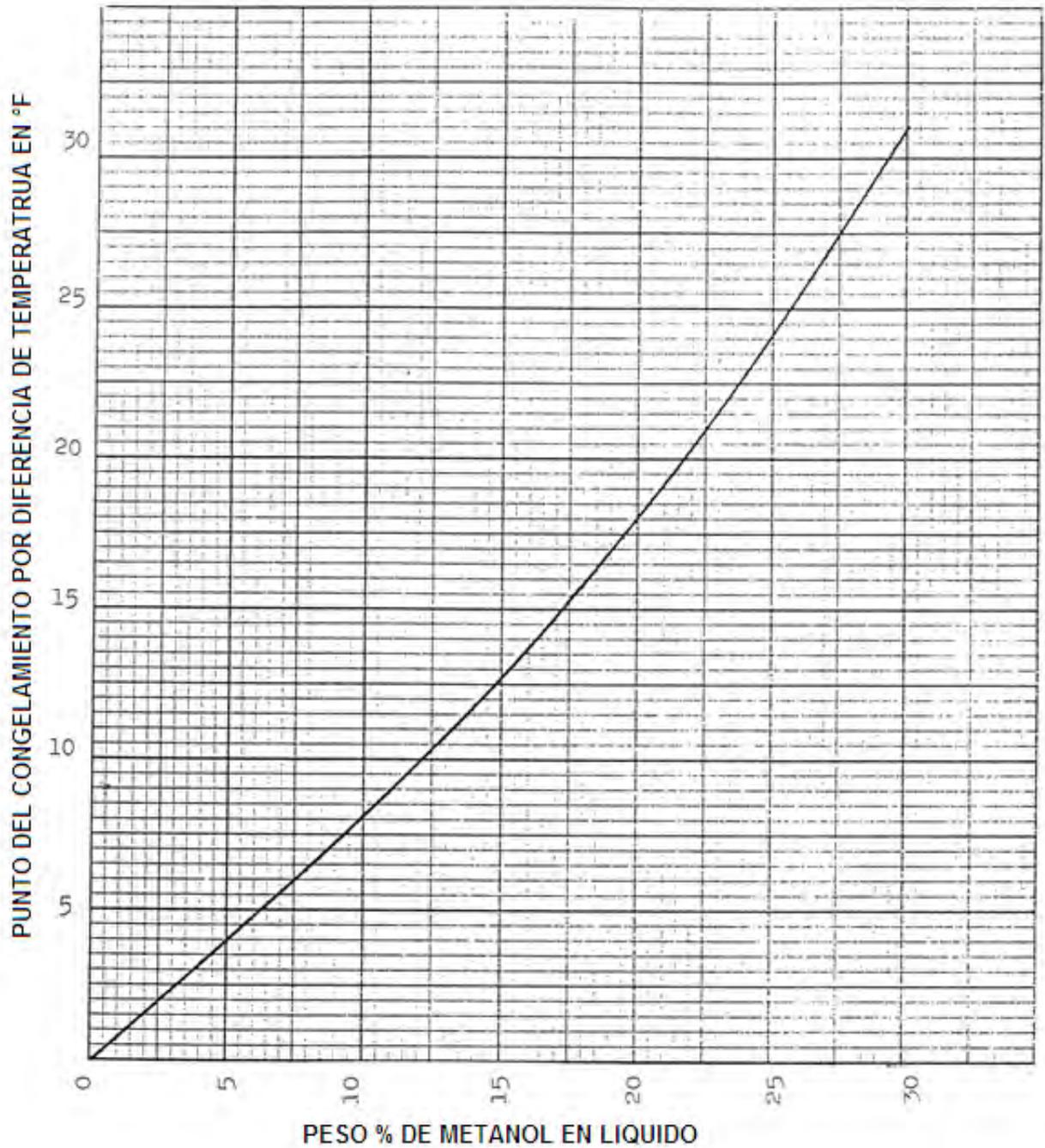
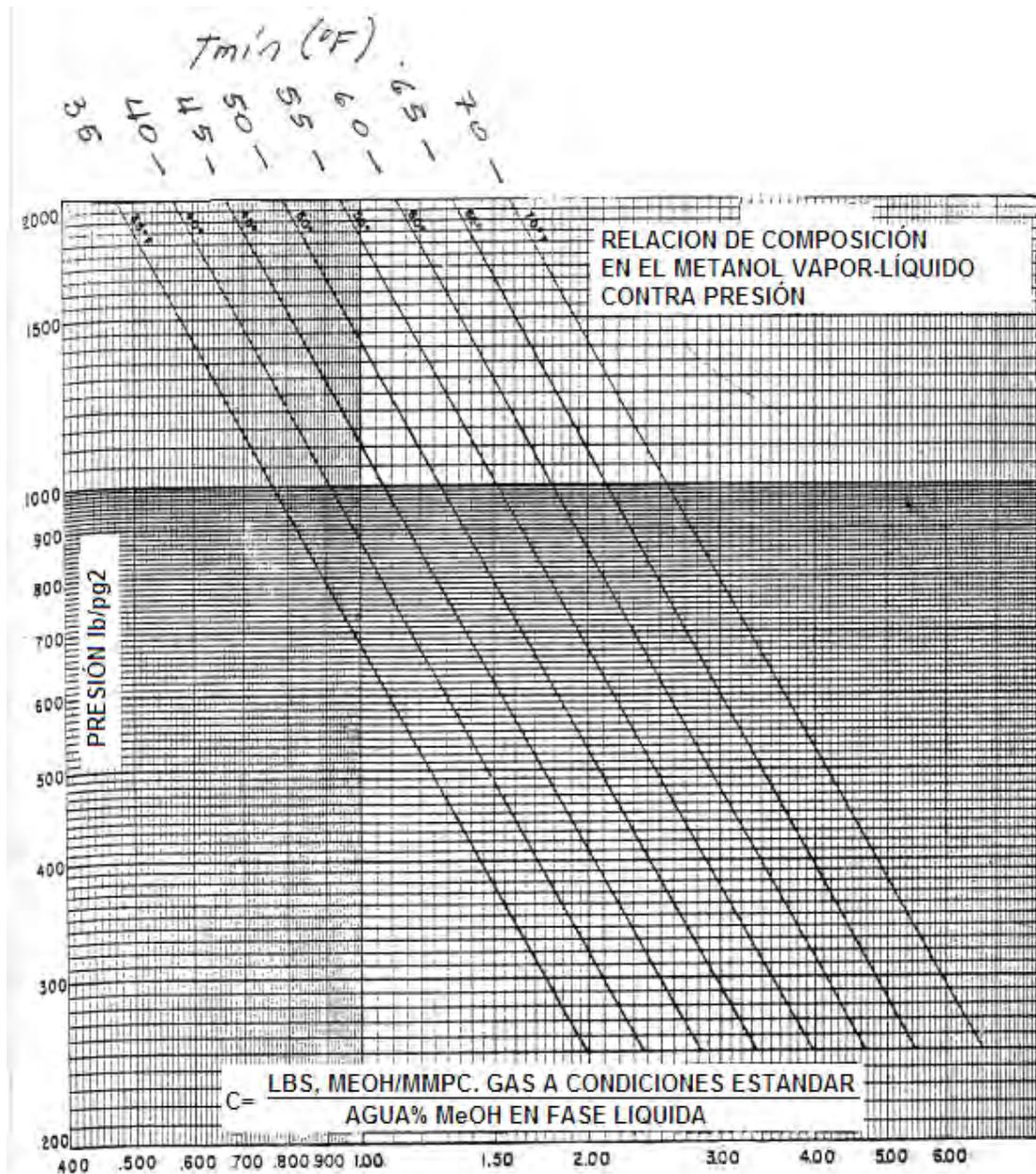


Fig. 110.- Diagrama de la disminución del punto de congelación.

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.



**Fig. 111.- Diagrama de la relación de metanol en composición vapor a composición líquido contra presión**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

9- Calcular concentración de MeOH en líquido, (MeOH)<sub>l</sub>

$$(MeOH)_l = (\Delta w) (\%MeOH)_w / (100 - (\%MeOH)_w) \dots\dots\dots(IV.40)$$

10- Calcular gasto másico de MeOH, q<sub>m</sub>

$$Q_m = (MeOH)_g + (MeOH)_l \quad \text{lbm /MMscf} \dots\dots\dots(IV.41)$$

11- Calcular gasto volumétrico de MeOH, q<sub>v</sub>

$$Q_v = q_m / \text{Rho}_{(\text{MeOH}) 68 \text{ OF}} \quad \text{gal} / \text{MMscf} \dots\dots\dots(\text{IV.42})$$

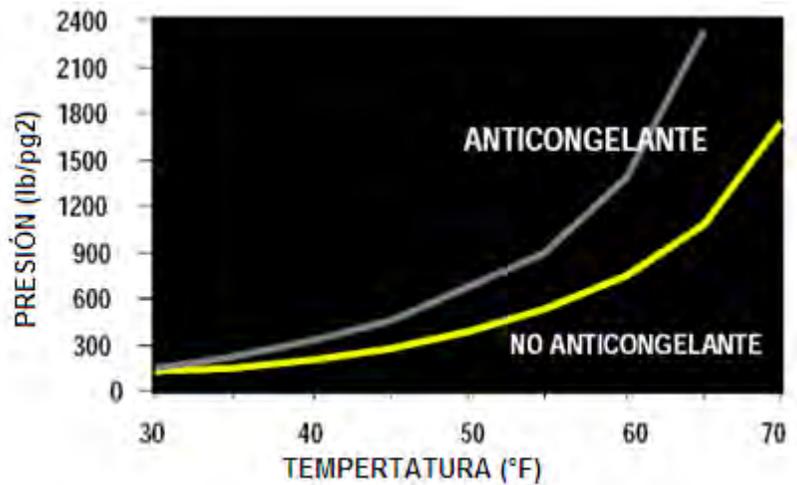
6.56 lb/gal

**b) Métodos químicos.**

- Principalmente alcoholes, glicoles y sales.
- Sustancias solubles en la fase acuosa, compiten con la molécula de agua y previenen la formación de hidratos.
- Una concentración mínima del soluto o inhibidor es necesaria en el solvente o fase acuosa.
- Métodos empíricos, gráficos y programas de computación han sido desarrollados para predecir la formación e inhibición de hidratos.

**Principios del anticongelante: glicoles y metanol.**

- No reacciona con los hidratos del gas, si no que diluye la fase líquida del agua de tal modo que cambia de destino la curva del hidrato a temperaturas más bajas, unos 0.8 grados por % molar de las partículas disueltas en el agua como se muestra en figura 118.



**Fig. 112.- Diagrama del comportamiento de la aplicación de los glicoles en la formación de hidratos en las líneas de transporte de gas.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved.

**c) Método Térmico.**

- Agua caliente.
- Calentamiento directo.
- Calentamiento inducido.

**Agua caliente.**

Diseño primario para mitigación de hidratos, pero este modo de calentamiento es factible para remediación.

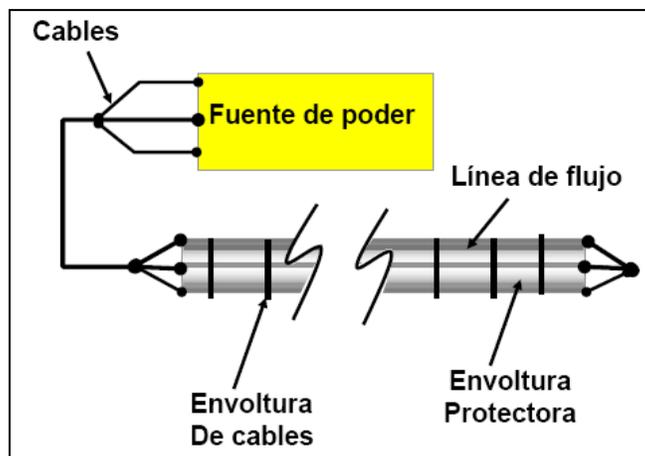
Dos clases de diseño de instalación y operación:

- Paquete de conductores para circulación de agua/glicol caliente.
- Tubería en tubería con flujo en contra corriente de agua/glicol por el anular.

**Calentamiento directo. (Con electricidad)**

- Se requiere un calentamiento uniforme a lo largo de la zona de formación de hidratos para una mitigación segura.
- Diseño de lazo cerrado.
- Alimentado por extremo de tubería.
- Alimentado por centro de tubería.

**Calentamiento inducido.**

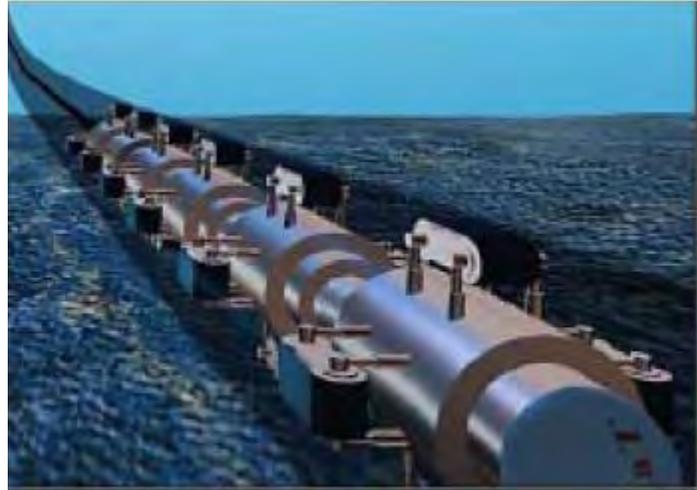


**Fig. 113.- Diagrama de calentamiento a través de una fuente de poder.**

**Fuente.-** Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

**d) Medio mecánico.**

- Utilización de un sistema “coil tubing” para entregar la herramienta y/o químicos en el sitio del tapón de hidrato.
- Operación con diablos.



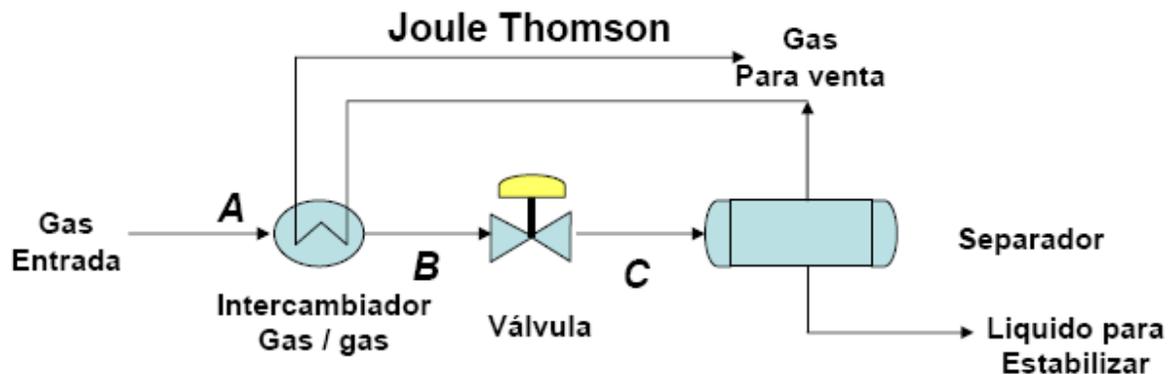
**Fig. 114.- Diagrama de limpieza de ductos a través del sistema “coil tubing”.**

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved .

**Caída de temperatura debida a una expansión del gas.**

Un choque o expansión de un gas desde una alta presión a una baja presión, se requiere generalmente un control para prevenir hidratos.

La caída de presión causa un descenso en la temperatura del gas, y se pueden formar hidratos en el “choque” o en la válvula de control.



**Fig.115.- Diagrama de caída de presión debida a un efecto Joule-Thompson.**

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group, All rights reserved .

Finalmente tenemos un diagrama guía el cual nos ayuda para resolver el problema de la formación de hidratos cuando éstos ya están presentes en el sistema.

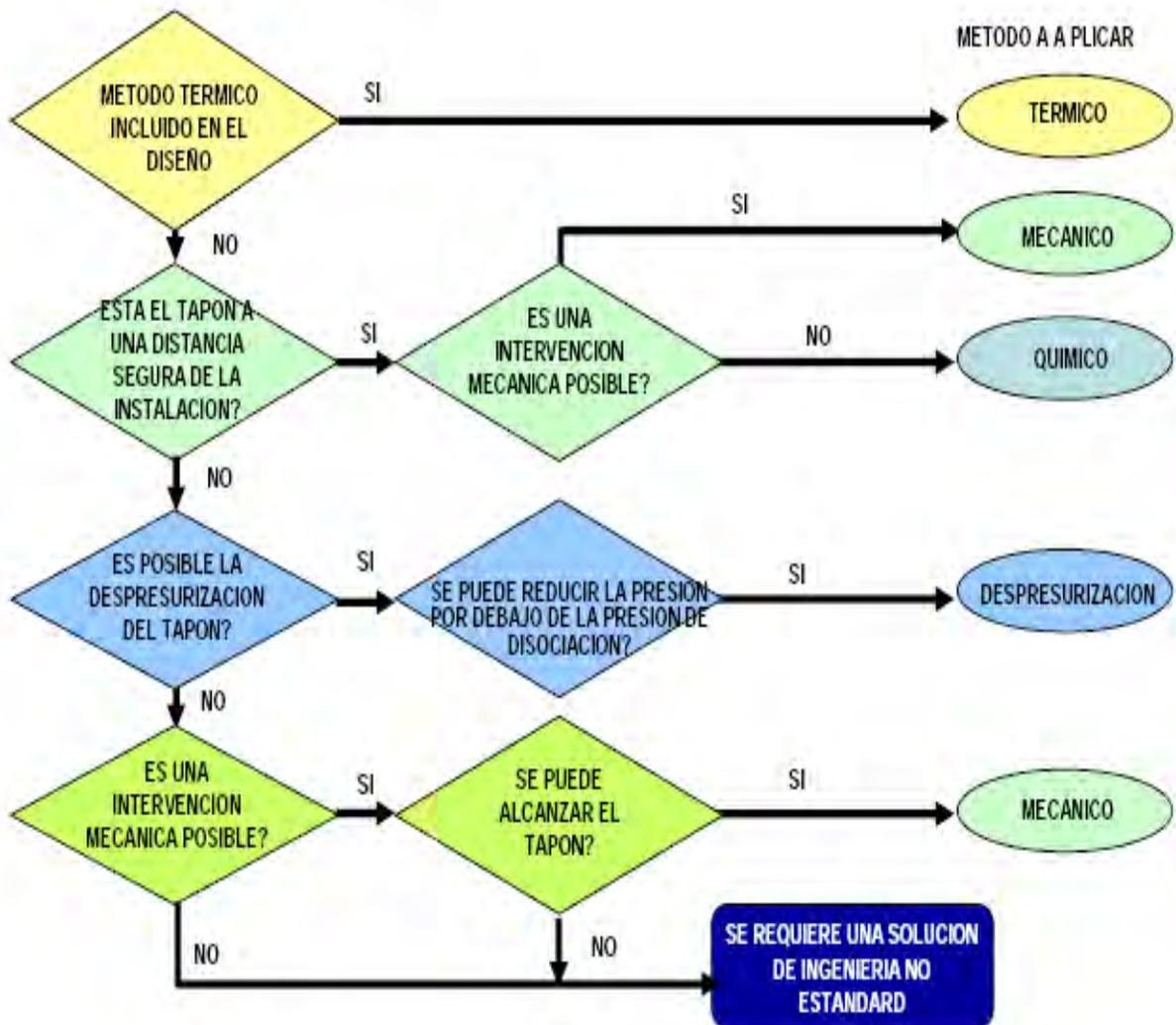


Fig. 116.- Diagrama de flujo para resolver problemas de hidratos.

Fuente.- Copyright 2007, NCT, Energy Group. All rights reserved .

## CAPÍTULO V

### EJEMPLO DE APLICACIÓN EN LOS POZOS CON BOMBEO NEUMÁTICO.

#### V.1.- SIMULACIÓN EN HYSYS DE LA SITUACIÓN ACTUAL Y DEFINICIÓN DEL CASO BASE.

De acuerdo con el problema presente en las líneas de inyección de gas de bombeo neumático, no existe un software especializado que represente adecuadamente las condiciones de las formaciones de hidratos en las líneas por lo cual nos apoyaremos en el software más representativo del área de producción (HYSYS) para simular las condiciones en las cuales se está presentando el problema y de qué manera nos puede apoyar en el cálculo de dichas formaciones.

Para presentar el primer caso es necesario definir ciertas condiciones y realizar ajustes históricos por lo que emplearemos datos de campo.

Asimismo, como se realizó el análisis en el capítulo anterior primero se va analizar la correcta deshidratación del gas desde una planta empleando el trietilenglicol, posteriormente se realizará el análisis hasta llegar a la línea de inyección de gas del pozo.

En este ejercicio se ilustra una planta donde se entrega el gas y se realiza un ajuste en el punto de rocío el cual permite que el gas no tenga formación de hidratos en el proceso de entrega.

El propósito del ejercicio es el ajuste por temperatura del separador de baja para lo cual se deben cumplir con las especificaciones de punto de rocío de entrega del gas, además de integrar una columna estabilizadora la cual nos proporciona gasolina estabilizada.

Las condiciones que deben cumplir los productos de la planta son:

- Para el gas de venta: un punto de rocío de  $-15^{\circ}\text{C}$  a 6000 Kpa (870 lb/pg<sup>2</sup>).

- Para gasolina: una presión de vapor Reid de 13 lb/pg<sup>2</sup> o menor.

**Especificaciones:**

Adoptamos Peng Robinson como ecuación de estado y definimos como componentes los hidrocarburos de C<sub>1</sub> a C<sub>6</sub>. las unidades son SI: especificamos en la corriente de alimentación.

GAS DE ENTRADA		
Temperatura	15.00	C
presión	71	Kg/cm <sup>2</sup>
Flujo molar	1000.00	Kgmole/h
Frac molar de Metano	0.3500	
Frac molar de Etano	0.2500	
Frac molar de Propano	0.1000	
Frac molar de i-Butano	0.1000	
Frac molar de n-Butano	0.1000	
Frac molar de i-Pentano	0.0500	
Frac molar de n-Pentano	0.0300	
Frac molar de Hexano	0.0200	

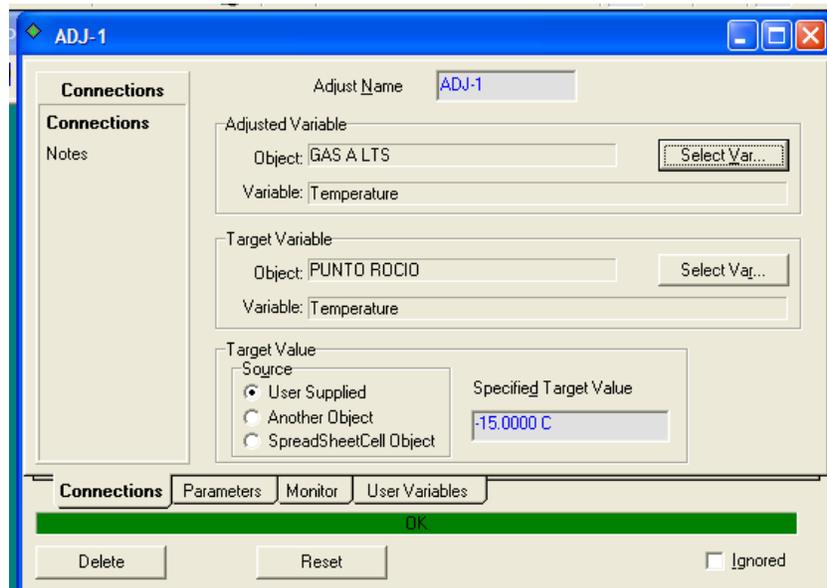
**Tabla 13.-Datos de entrada para alimentar el paquete de simulación.**

**Fuente.- Coordinación de pozos e Instalaciones de Explotación Sector San Manuel A.I.M.**

Luego agregamos las operaciones de acuerdo al ambiente de simulación que se muestra en la página siguiente. Breve descripción del proceso:

El gas entra a la planta a 7000 Kpa, ( $71 \text{ kg/cm}^2$ ) y  $15^\circ\text{C}$ , se separa el líquido que ingresa a la planta en un primer separador (V-100) y es enviado para su procesamiento a una columna demetanizadora. El gas del primer separador es enfriado en dos etapas, primero a través de un intercambiador GAS/GAS (E-100). En una segunda etapa pasa por un chiller (E101). La temperatura del chiller deberá ser ajustada hasta que la temperatura del punto de rocío del gas tratado cumpla con las especificaciones del gasoducto. Los líquidos condensados en el chiller se separan en el separador de baja temperatura (V-101), mientras el gas retorna al intercambiador GAS/GAS (E-100) para pre-enfriar la alimentación.

La verificación de la temperatura de un punto de rocío de hidrocarburo se hace con una operación de tipo MOLE BALANCE (BAL-1). Esta operación transfiere los flujos molares de los componentes de la corriente de gas tratado a una corriente **Punto Rocío**. Para efectuar el cálculo de la temperatura de punto de rocío en esta corriente se debe especificar su fracción de vapor como 1 y su presión en 6000 Kpa. Con estas especificaciones HYSYS calcula automáticamente la temperatura de rocío correspondiente.

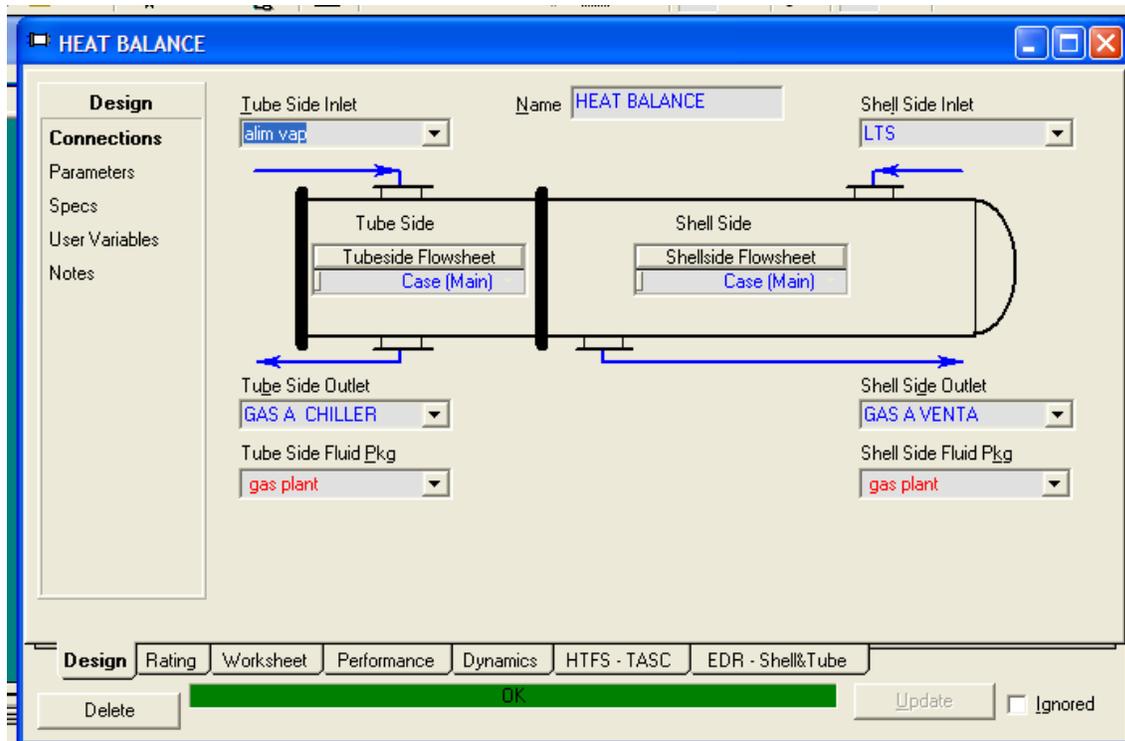


**Fig. 117.- Punto de ajuste para que el sistema nos dé los parámetros de presión y temperatura deseados.**

**Fuente.- Autor.**

La temperatura del separador de baja temperatura (V-101) se varia con una operación **Adjust** hasta encontrar la temperatura a la cual se satisfacen las condiciones del punto de rocío. En un primer momento, la temperatura de la corriente **Gas al LTS** se especifica en 0°C.

Como último paso, grabamos el caso para ser utilizado posteriormente.



**Fig. 118.- Ajuste térmico en el intercambiador de calor**

**Fuente.- Autor.**

Nota: la operación **Adjust** no asigna un valor de partida a la variable que se ajusta por lo tanto el valor inicial debe ser suministrado por el usuario.

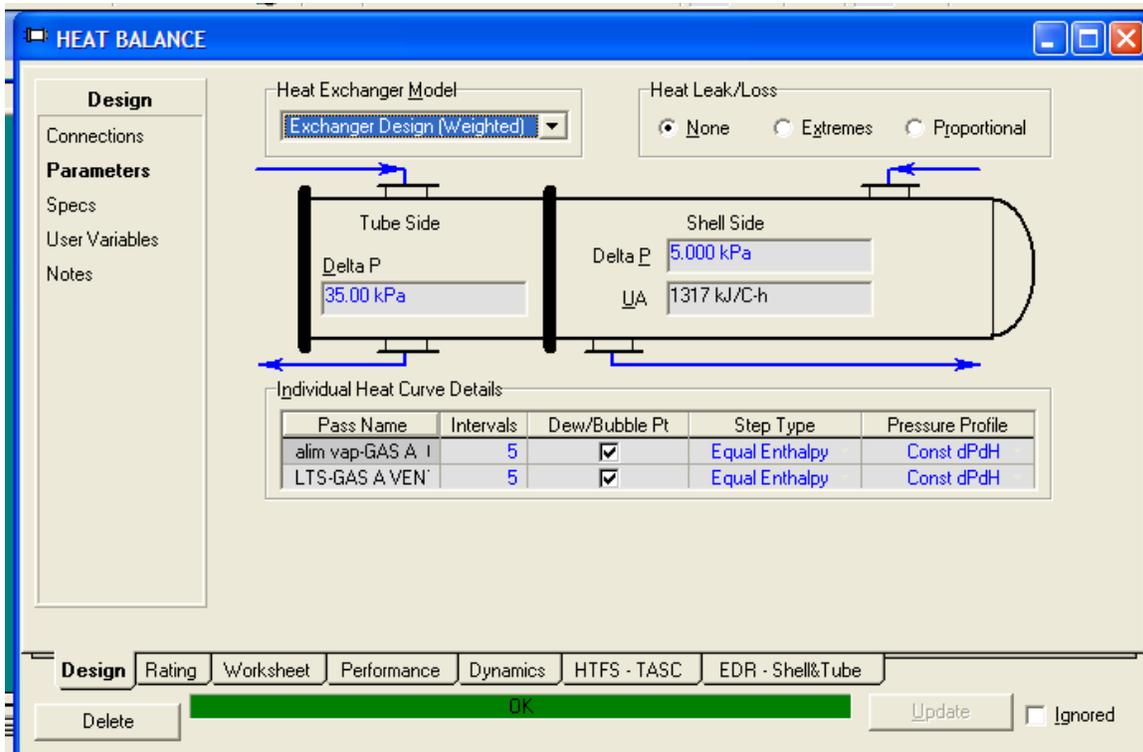


Fig. 119.- Punto de ajuste de presión en el sistema.

Fuente.- Autor.

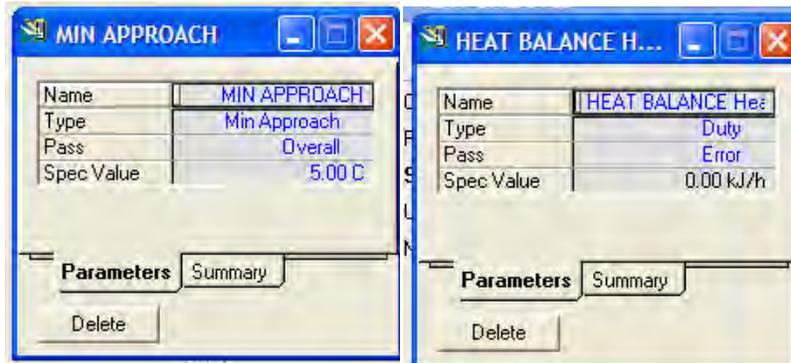
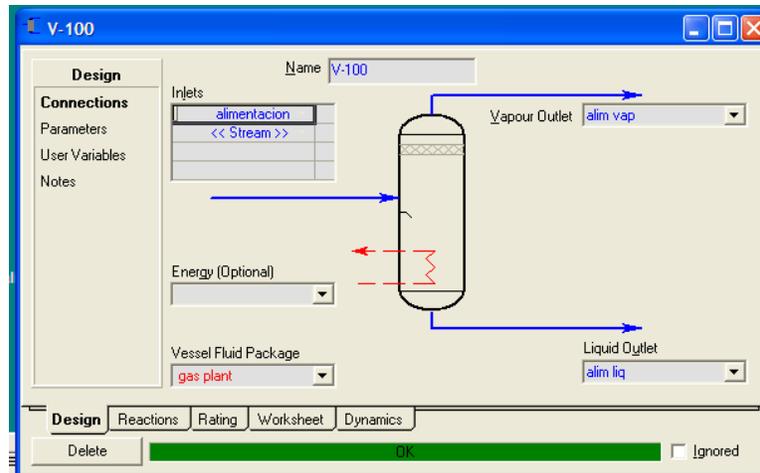


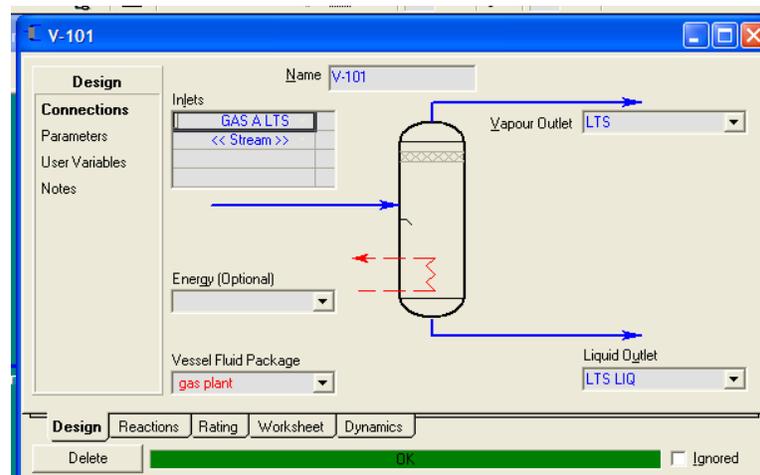
Fig. 120.- Se ajustan los parámetros de calor y energía.

Fuente.- Autor.



**Fig. 121.- Se cargan los datos del separador en base a los parámetros deseados.**

**Fuente.- Autor.**



**Fig. 122.- Se ajustan los parámetros a los 2 separadores.**

**Fuente.- Autor.**

Esto es lo referente a los separadores y a los demás equipos tenemos:

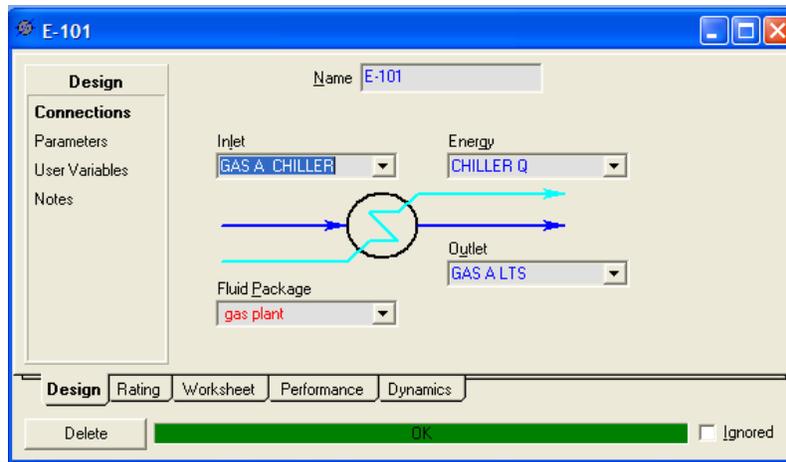


Fig. 123.- Se ajustan las conexiones y los parámetros al enfriador.

Fuente.- Autor.

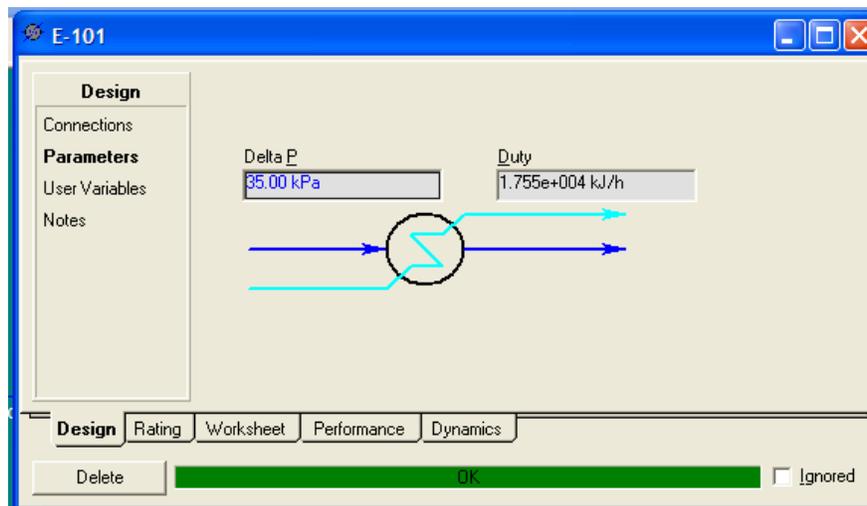


Fig. 124.- Se ajusta la diferencial de presión y con esto el sistema calcula el calor requerido.

Fuente.- Autor.

Para el balance tenemos:

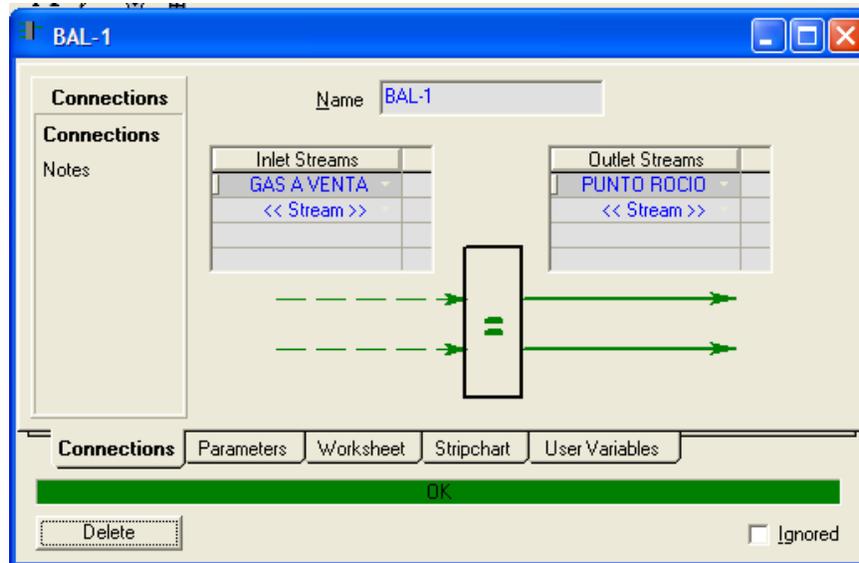


Fig. 125.- Se ajustan los parámetros al punto de balance para tener todo controlado.

Fuente.- Autor.

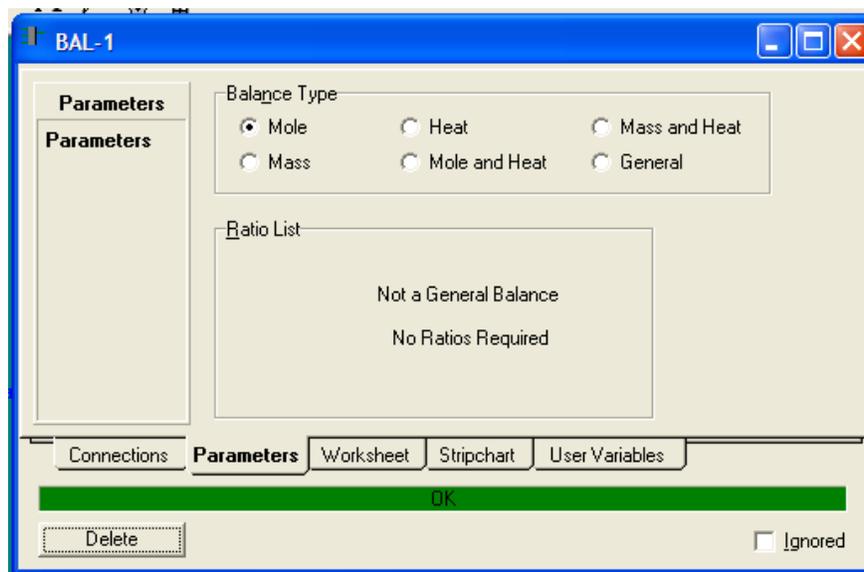


Fig. 126.- Se ajustan el tipo de balance que sea molar.

Fuente.- Autor.

Finalmente mostramos el esquema del proceso con los puntos que se requieren vigilar.

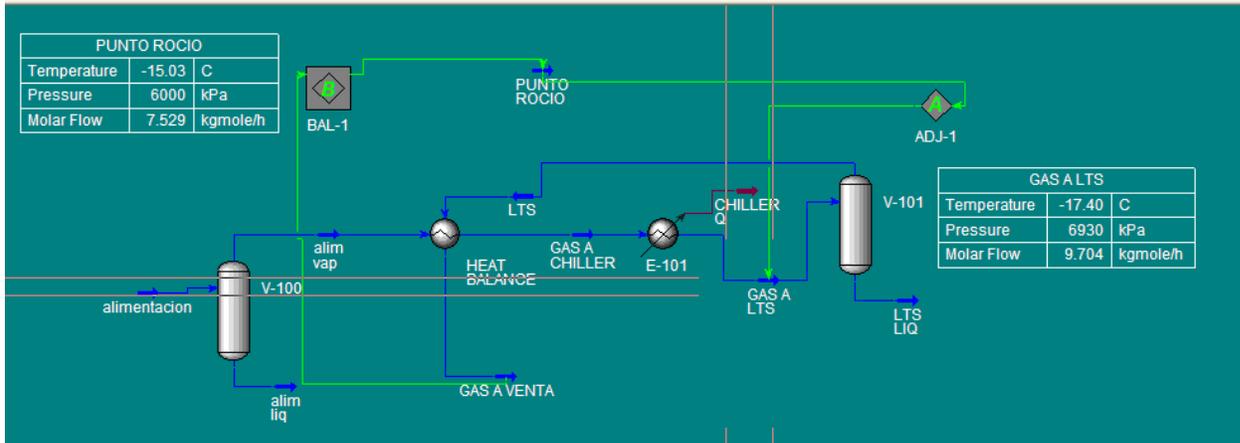


Fig. 127.- Esquema del sistema como lo realiza el software HYSYS donde se ven los elementos de los procesos a simular.

Fuente.- Autor.

Rastreamos los hidratos en la salida para ver si estamos en la región de formación de hidratos, activamos la utilidad para que sea registrado y vemos la envolvente de fases para ver en qué región estamos. Y realizamos un acercamiento para verificar mejor las condiciones de flujo.

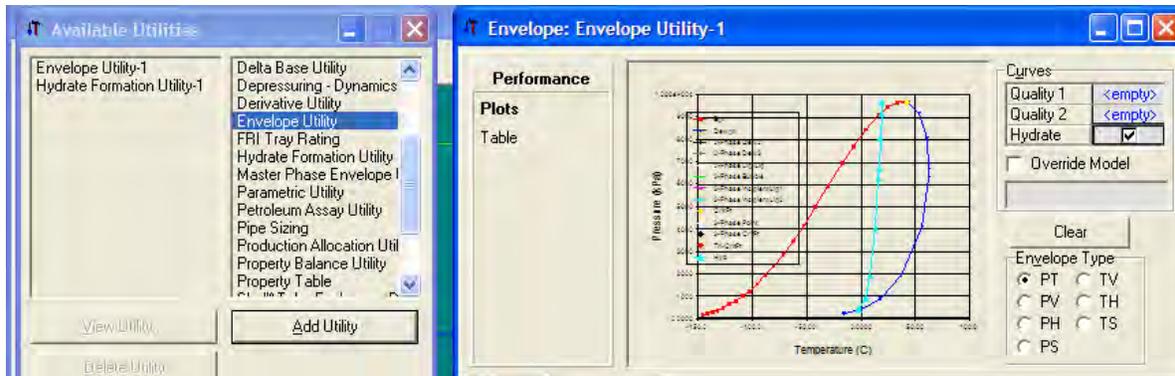
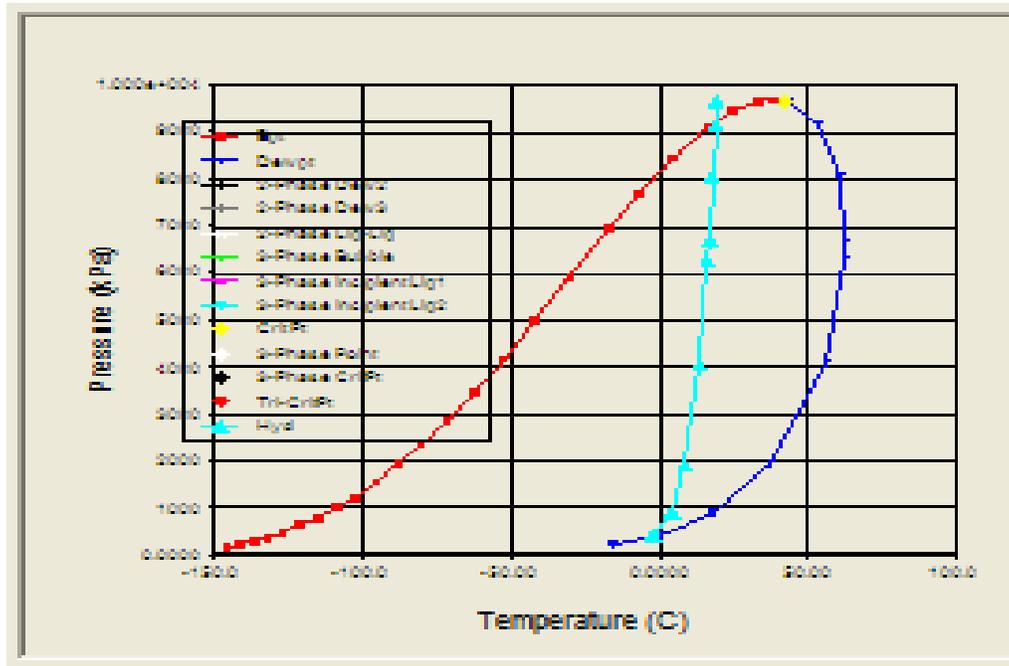


Fig. 128- Se ajustan las utilidades del sistema para poder ver si hay formación de hidratos y verlos a través de la envolvente de fases.

Fuente.- Autor.

Ya activada la utilidad vemos el acercamiento.



**Fig. 129.- Se amplía la utilidad de ver la curva de hidratos a través de la envolvente de fases.**

**Fuente.- Autor.**

Se puede ver claramente que la línea azul corresponde a la formación de hidratos y que entonces estamos fuera de este rango y podemos operar con tranquilidad. Por último, presentamos los reportes o resúmenes de las operaciones realizadas por el simulador llamadas workbook. Y en ellas se presenta el análisis y las variaciones de las composiciones a través de proceso a demás de los cambios en las fases de la corriente de entrada del gas y de la salida del mismo.

plant gsdfd.hsc - Aspen HYSYS V7.0 - aspenONE - [Workbook - Case (Main)]

File Edit Simulation Flowsheet Workbook Tools Window Help

Environment: Case (Main)  
Mode: Steady State

Name	alimentacion	alm vap	alm liq	LTS	GAS A CHILLE	GAS A VENTA	GAS A LTS	LTS LIQ	PUNTO ROCIO
Vapour Fraction	0.0097	1.0000	0.0000	1.0000	0.9202	1.0000	0.7758	0.0000	1.0000
Temperature [C]	15.00	15.00	15.00	-17.40	-5.639e-002	10.00	-17.40	-17.40	-15.03
Pressure [kPa]	7000	7000	7000	6930	6965	6925	6930	6930	6000
Molar Flow [kgmole/h]	1000	9.704	990.3	7.529	9.704	7.529	9.704	2.175	7.529
Mass Flow [kg/h]	3.666e+004	209.6	3.645e+004	146.8	209.6	146.8	209.6	62.83	146.8
Liquid Volume Flow [m3/h]	80.73	0.6089	80.12	0.4510	0.6089	0.4510	0.6089	0.1579	0.4510
Heat Flow [kJ/h]	-1.123e+008	-8.101e+005	-1.115e+008	-6.214e+005	-8.238e+005	-6.076e+005	-8.414e+005	-2.200e+005	-6.164e+005

**Fig. 130.- Se ven los cálculos que hace el simulador a través del Workbook.**

**Fuente.- Autor.**

Aquí se muestran los resultados de la simulación en corrientes de alimentación como función del tiempo.

También, se muestra cómo la composición del gas de entrada se va modificando de acuerdo con el proceso simulado en la figura 137.

Name	alimentacion	alim vap	alim liq	LTS	GAS A CHILLE	GAS A VENTA	GAS A LTS	LTS LIQ	PUNTO ROCIO
Comp Mole Frac (Methane)	0.3500	0.7355	0.3462	0.8073	0.7355	0.8073	0.7355	0.4868	0.8073
Comp Mole Frac (Ethane)	0.2500	0.1858	0.2506	0.1565	0.1858	0.1565	0.1858	0.2868	0.1565
Comp Mole Frac (Propane)	0.1000	0.0345	0.1006	0.0203	0.0345	0.0203	0.0345	0.0837	0.0203
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.1000	0.0201	0.1008	0.0084	0.0201	0.0084	0.0201	0.0607	0.0084
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.1000	0.0162	0.1008	0.0058	0.0162	0.0058	0.0162	0.0524	0.0058
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0500	0.0047	0.0504	0.0011	0.0047	0.0011	0.0047	0.0174	0.0011
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0300	0.0024	0.0303	0.0005	0.0024	0.0005	0.0024	0.0090	0.0005
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0200	0.0008	0.0202	0.0001	0.0008	0.0001	0.0008	0.0033	0.0001

**Fig. 131.-Tabla de la variación de las composiciones a través de la simulación en el software HYSYS.**

**Fuente.- Autor.**

Y, por supuesto los flujos de energía forman parte del proceso y como varían. Desde la alimentación hasta el punto de venta.

Name	CHILLER Q	** New **
Heat Flow [kJ/h]	1.755e+004	

**Fig. 132.-Datos de energía calculada por el software HYSYS**

**Fuente.- Autor.**

Y finalmente las unidades de operación.



Name	Object Type	Inlet	Outlet	Ignored	Calc. Level
V-100	Separator	alimentacion	alim liq alim vap	<input type="checkbox"/>	500
V-101	Separator	GAS A LTS	LTS LIQ LTS	<input type="checkbox"/>	500
HEAT BALANCE	Heat Exchanger	alim vap LTS	GAS A CHILLER GAS A VENTA	<input type="checkbox"/>	500
E-101	Cooler	GAS A CHILLER	GAS A LTS CHILLER Q	<input type="checkbox"/>	500
ADJ-1	Adjust	<empty>	<empty>	<input type="checkbox"/>	3500
BAL-1	Balance	GAS A VENTA	PUNTO ROCIO	<input type="checkbox"/>	500

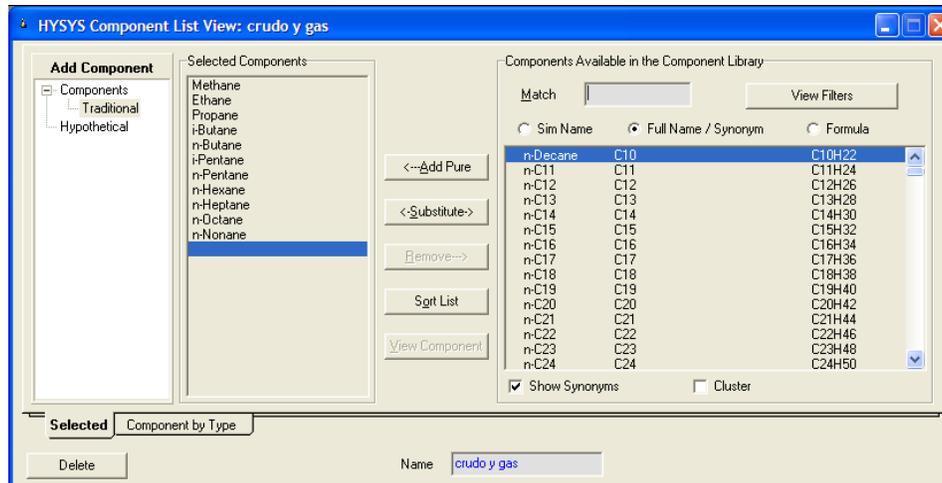
**Fig. 133.-Equipos activos del proceso**

**Fuente.- Autor.**

Para ver la importancia del dominio de esta herramienta someto a su consideración este ejemplo antes de analizar nuestro principal problema que corresponde al análisis a la corriente de gas dulce de Cactus para bombeo neumático. La estabilización de crudo y gas para venta el cual nos representa los parámetros y especificaciones que debemos de cumplir para poder vender el crudo y el gas dentro de norma, asimismo se puede notar la aplicación para el modelado de nuestras baterías en los campos de la región sur y otros de Petróleos Mexicanos.

En este ejemplo se plantea un esquema sencillo para separar una mezcla de hidrocarburos ligeros en gasolina estabilizada y gas para venta con todas la normas. Y esto consiste en emplear tres etapas de separación a distintas presiones de separación y las temperaturas de operación de los separadores para maximizar la rentabilidad de la operación.

Para empezar un caso nuevo se selecciona **New Case**, luego se agrega una ecuación de estado (Peng Robinson) y los siguientes componentes:



**Fig. 134.-Datos de entrada para alimentar el paquete**

**Fuente.- Autor.**

C1, C2, C3, nC4, iC4, nC5, iC5, C6, C7, C8 y C9.

La corriente de entrada a la planta, se crea con una composición misma que se muestran a continuación.

	Mole Fractions
Methane	0.315715
Ethane	0.157905
Propane	0.105238
i-Butane	0.105238
n-Butane	0.105238
i-Pentane	0.052666
n-Pentane	0.052666
n-Hexane	0.026333
n-Heptane	0.026333
n-Octane	0.026333
n-Nonane	0.026333
Total	1.00000

**Fig. 135.-Datos de composición del gas de entrada para alimentar el paquete.**

**Fuente.- Autor.**

The screenshot shows the Aspen HYSYS 7.0 interface with the 'Worksheet' tab selected. The 'Conditions' section is expanded, showing a table of properties for the 'entrada' stream. The properties include Vapour / Phase Fraction, Temperature [C], Pressure [kPa], Molar Flow [kgmole/h], Mass Flow [kg/h], Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h], Molar Enthalpy [kJ/kgmole], Molar Entropy [kJ/kgmole-C], Heat Flow [kJ/h], Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h], Fluid Package, and Utility Type.

Stream Name	entrada
Vapour / Phase Fraction	0.8096
Temperature [C]	50.00
Pressure [kPa]	600.0
Molar Flow [kgmole/h]	7.172e+004
Mass Flow [kg/h]	3.269e+006
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	6393
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.159e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	164.6
Heat Flow [kJ/h]	-8.313e+009
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	6515
Fluid Package	crudo y gas
Utility Type	

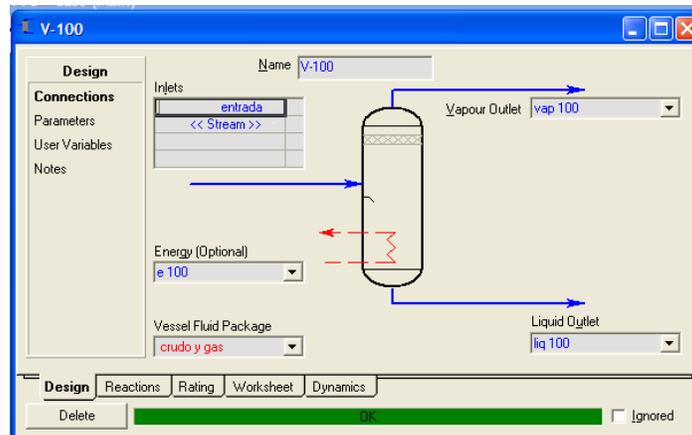
**Fig. 136.-Condiciones iniciales de los flujos para alimentar el paquete.**

**Fuente.- Autor.**

El valor del flujo molar está especificado en MMSCF, en vez del valor por defecto en lbmol/h. se pueden cambiar las unidades para este caso de la siguiente manera:

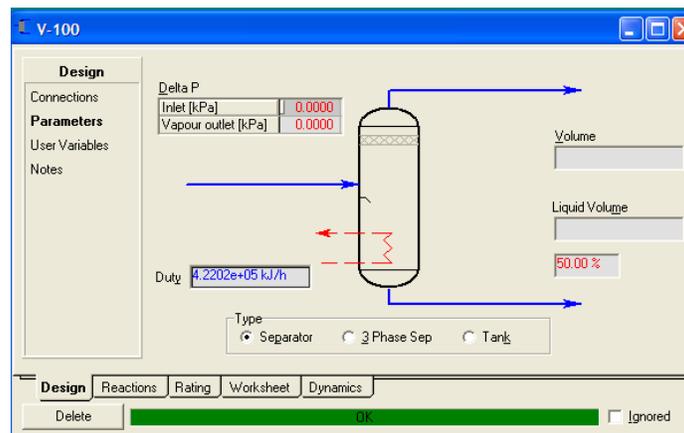
- Ir al menú **Tools/preferences**
- Seleccionar la página **Units**.
- **Clone Unit** set del sistema de unidades **Field**.
- Cambiar las unidades que deseen. En este caso, cambiamos las unidades para el flujo de **lbmol/h a MMSCF**. Las unidades de **Liquid Volume Flow** se cambian a **barriles/dia**.

Se agregan ahora las operaciones unitarias que vemos en el ambiente de simulación en la página siguiente. Los detalles de cada una de las operaciones figuran a continuación.



**Fig. 137.-Ajuste de parámetros del separador.**

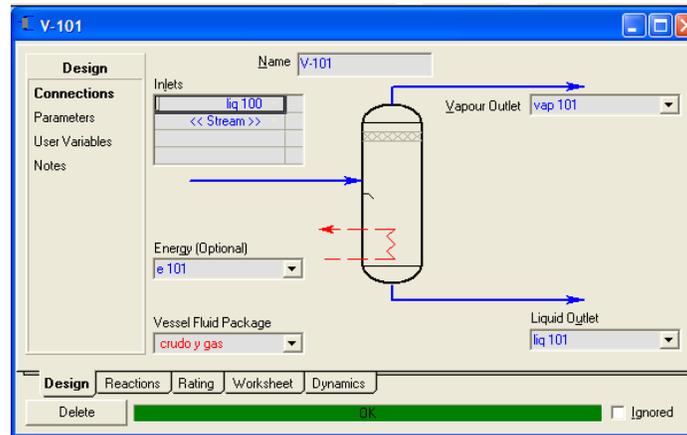
**Fuente.- Autor.**



**Fig. 138.-Cálculo del calor requerido en este tipo de separador con entrada de calor.**

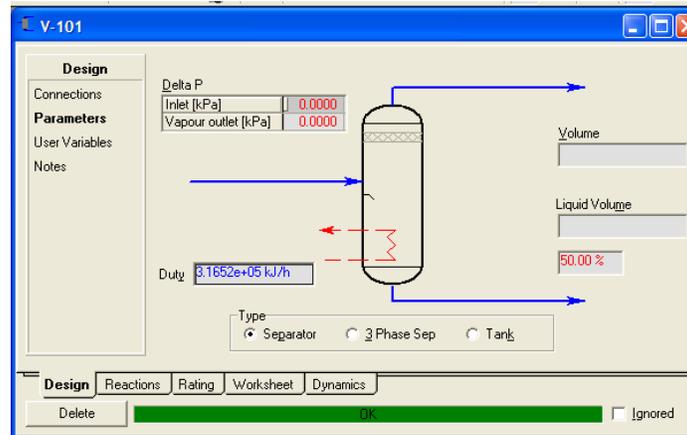
**Fuente.- Autor.**

Lo mismo para los otros dos separadores donde se muestran las condiciones de entrada y salida pero además, se muestra la entrada de energía y su cantidad por separador.



**Fig. 139.-Ajuste de corrientes del separador con calentador.**

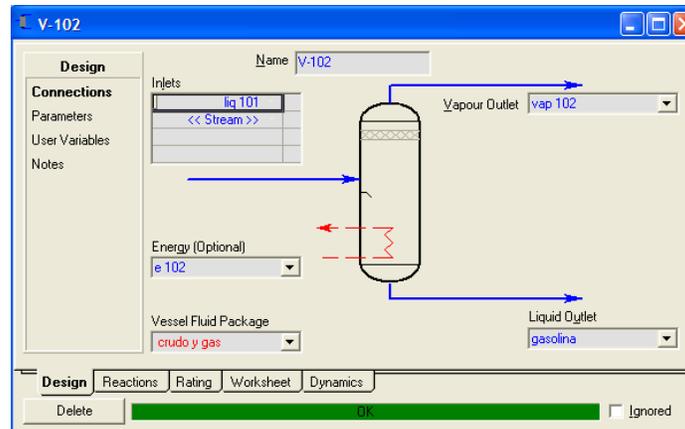
**Fuente.- Autor.**



**Fig. 140.-Ajuste de Energía aplicada al separador con calentador**

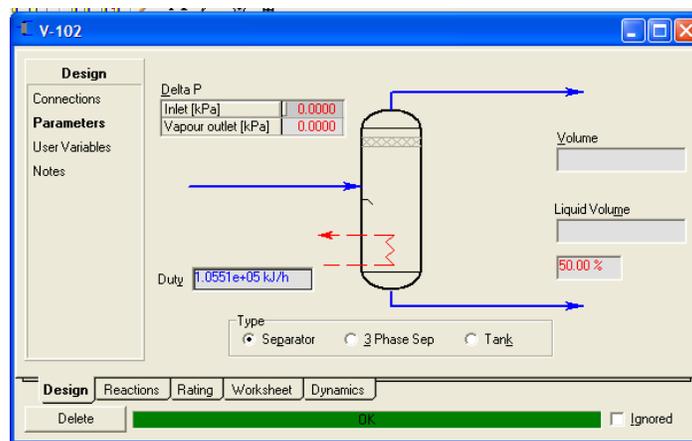
**Fuente.- Autor.**

El más importante, el último separador es el aquel que nos dará las condiciones óptimas que se buscan.



**Fig. 141.-Ajuste del tercer separador para obtención de condensado estabilizado.**

**Fuente.- Autor.**



**Fig. 142.-Ajuste de la energía del tercer separador para obtención de condensado estabilizado.**

**Fuente.- Autor.**

Asimismo, agregamos las condiciones de los compresores entonces tenemos:

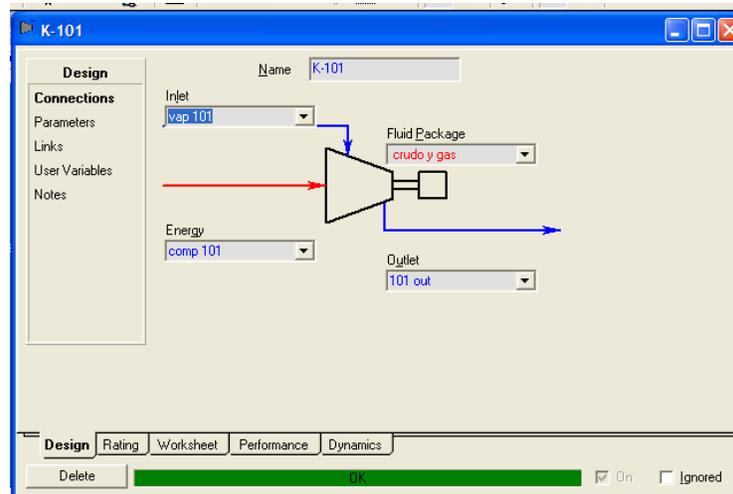


Fig. 143.-Ajuste de conexiones para la entrada del compresor.

Fuente.- Autor.

La presión del primer separador se fija a la presión de **entrada**. La presión de los separadores corriente abajo se fija especificando la presión de sus corrientes de salida de vapor. Por defecto las caídas de presión son cero para los separadores por lo tanto, se debe borrar esta especificación en la hoja **parameters** de **V-101** y **V102** antes de especificar la presión de las corrientes de salida.

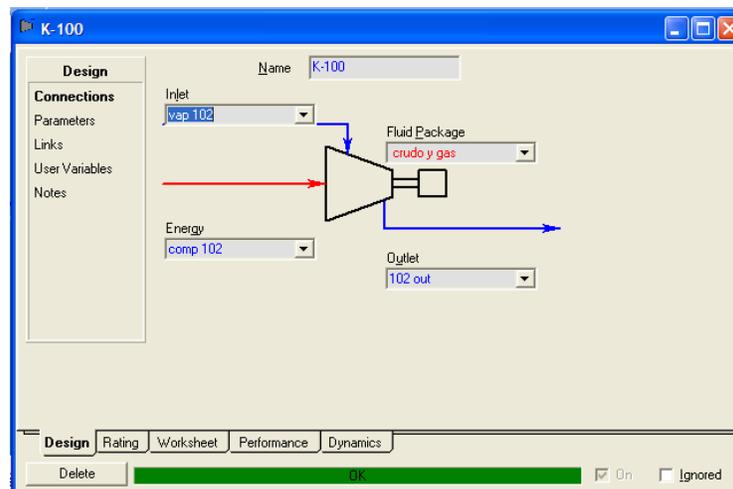
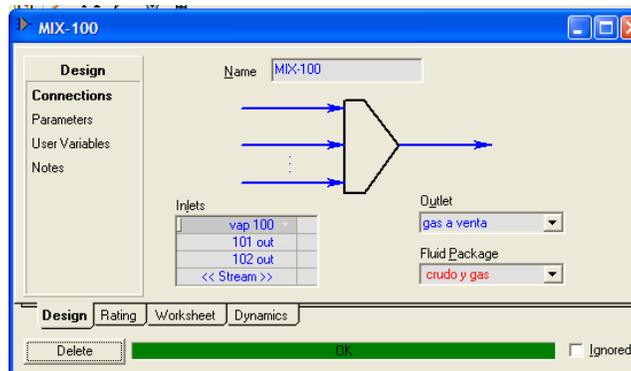


Fig. 144.-Ajuste del compresor para manejar el gas y ser enviado a venta.

Fuente.- Autor.

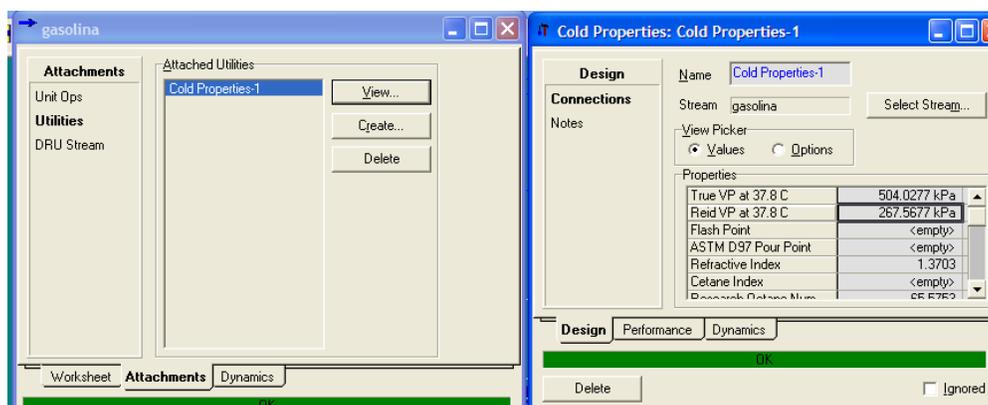
Esto se logra tomando posición sobre la celda de caída de presión en la hoja **parameters** y presionando la tecla **Suprimir**.



**Fig. 145.-Ajuste del mezclador para enviar solo una corriente de gas a venta.  
Fuente.- Autor.**

Una vez que la simulación esté armada, con estas condiciones de operación, el flujo de gasolina es de aproximadamente 113 barriles/día el de **Gas a venta** es de 0.9 MMSCFD. Finalmente, para verificar la presión de vapor REID (RVP) del producto de ser tal que pueda inyectarse al oleoducto. Debemos recalcar que HYSYS trata esta propiedad como una propiedad de la corriente. Esta facultad de HYSYS será utilizada cuando se implemente el optimizador.

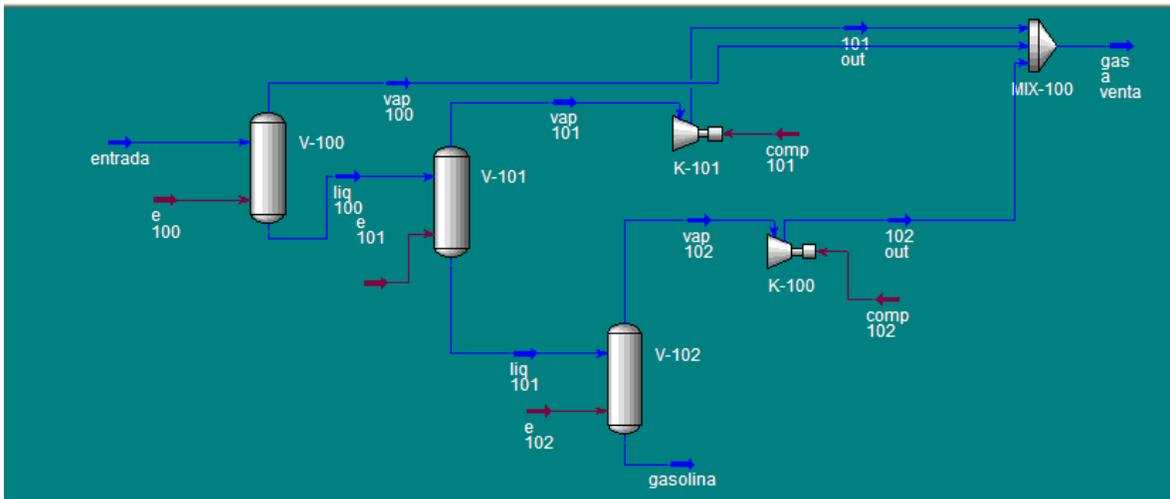
Los **utilities** se agregan a la simulación haciendo doble click sobre la corriente objetivo (para abrir el **Property View**), y luego seleccionando la página **Util**.



**Fig. 146.-Ajuste de las utilidades para poder ver la estabilización del sistema.  
Fuente.- Autor.**

Abrimos entonces un **Property View** para la corriente de **Product liquid**, en la página **Util** se debe crear un **utility** de tipo **Cold Properties**. La presión de vapor Reid aparece en esta página.

Se Muestra el esquema de la simulación donde se muestran los recipientes empleados a las condiciones dadas.



**Fig. 147.-Ambiente de simulación con los procesos y la corrida correcta del software HYSYS.**

**Fuente.- Autor.**

Asimismo, mostramos la hoja de cálculo donde se muestra el análisis y los resultados de la misma.

estabilización de aceite y gas.hsc - Aspen HYSYS V7.0 - aspenONE - [Workbook - Case (Main)]

File Edit Simulation Flowsheet Workbook Tools Window Help

Environment: Case (Main)  
Mode: Steady State

Name	entrada	vap 100	liq 100	vap 101	liq 101	vap 102	gasolina	gas a venta	101 out
Vapour Fraction	0.8096	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature [C]	50.00	50.03	50.03	50.14	50.14	50.18	50.18	50.13	1544
Pressure [kPa]	600.0	600.0	600.0	600.0	600.0	600.0	600.0	600.0	4137
Molar Flow [kgmole/h]	7.172e+004	5.807e+004	1.365e+004	1.423	1.365e+004	0.4728	1.365e+004	5.807e+004	1.423
Mass Flow [kg/h]	3.269e+006	2.125e+006	1.144e+006	52.13	1.144e+006	17.33	1.144e+006	2.125e+006	52.13
Liquid Volume Flow [m3/h]	6393	4633	1761	0.1136	1760	3.776e-002	1760	4633	0.1136
Heat Flow [kJ/h]	-8.313e+009	-5.710e+009	-2.603e+009	-1.400e+005	-2.603e+009	-4.653e+004	-2.602e+009	-5.710e+009	1.765e+005
Name	102 out	** New **							
Vapour Fraction	1.0000								
Temperature [C]	1256								
Pressure [kPa]	4137								
Molar Flow [kgmole/h]	0.4728								
Mass Flow [kg/h]	17.33								
Liquid Volume Flow [m3/h]	3.776e-002								
Heat Flow [kJ/h]	3.117e+004								

**Fig. 148.-Análisis de los procesos de la simulación por corriente o equipo.**

**Fuente.- Autor.**

Y las composiciones y su variación.

Name	entrada	vap 100	liq 100	vap 101	liq 101	vap 102	gasolina	gas a venta	101 out
Comp Mole Frac (Methane)	0.3157	0.3872	0.0114	0.3860	0.0114	0.3856	0.0114	0.3872	0.3860
Comp Mole Frac (Ethane)	0.1579	0.1893	0.0245	0.1894	0.0244	0.1894	0.0244	0.1893	0.1894
Comp Mole Frac (Propane)	0.1052	0.1190	0.0465	0.1193	0.0465	0.1193	0.0465	0.1190	0.1193
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.1052	0.1078	0.0944	0.1081	0.0944	0.1081	0.0944	0.1078	0.1081
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.1052	0.1019	0.1195	0.1022	0.1195	0.1023	0.1195	0.1019	0.1022
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0527	0.0402	0.1057	0.0403	0.1057	0.0404	0.1057	0.0402	0.0403
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0527	0.0365	0.1215	0.0366	0.1216	0.0366	0.1216	0.0365	0.0366
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0263	0.0103	0.0944	0.0104	0.0944	0.0104	0.0945	0.0103	0.0104
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0263	0.0049	0.1177	0.0049	0.1177	0.0049	0.1177	0.0049	0.0049
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0263	0.0020	0.1297	0.0021	0.1297	0.0021	0.1297	0.0020	0.0021
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0263	0.0008	0.1348	0.0009	0.1348	0.0009	0.1348	0.0008	0.0009

**Fig. 149.-Variación de la Composición por corriente.**

**Fuente.- Autor.**

Y por supuesto la energía empleada en el proceso.

Name	comp 101	comp 102	e 100	e 101	e 102	** New **
Heat Flow [kJ/h]	3.165e+005	7.770e+004	4.220e+005	3.165e+005	1.055e+005	

**Fig. 150.-Energía calculada por equipo para el proceso simulado.**

**Fuente.- Autor.**

Finalmente, las unidades de operación y el uso del optimizador. El optimizador da el control a HYSYS sobre un número de variables primarias (Primary Variables), que en este caso son cinco (los tres calores o duties de los separadores y las presiones de operación de los separadores de media y baja presión). Las variables primarias son variables cuyos valores se manipulan para minimizar o maximizar la función objetivo, que en nuestro caso será la rentabilidad de la planta. Solamente se pueden usar como tales, variables de proceso especificadas por el usuario. No se pueden usar como variables primarias valores calculados (por ejemplo por operaciones Spreadsheet).

Name	Object Type	Inlet	Outlet	Ignored	Calc. Level
V-100	Separator	entrada e 100	liq 100 vap 100 e 100	<input type="checkbox"/>	500
V-101	Separator	liq 100 e 101	liq 101 vap 101 e 101	<input type="checkbox"/>	500
V-102	Separator	liq 101 e 102	gasolina vap 102 e 102	<input type="checkbox"/>	500
K-101	Compressor	vap 101 comp 101	101 out	<input type="checkbox"/>	500
K-100	Compressor	vap 102 comp 102	102 out	<input type="checkbox"/>	500
MIX-100	Mixer	vap 100 101 out	gas a venta	<input type="checkbox"/>	500

**Fig. 151.-Optimización de los equipos por unidades.**

**Fuente.- Autor.**

Para acceder al menú del optimizador se debe seleccionar la opción **simulator/optimizer** desde el menú principal o presionando **F5**.

Object	Variable Description	Low Bound	Current Value	High Bound	Reset Value	Enabled
e 100	Heat Flow	2.110e+005	2.110e+005	8.440e+005	<empty>	<input checked="" type="checkbox"/>
e 101	Heat Flow	1.583e+005	4.115e+005	6.330e+005	<empty>	<input checked="" type="checkbox"/>
e 102	Heat Flow	5.275e+004	1.372e+005	2.110e+005	<empty>	<input checked="" type="checkbox"/>
vap 101	Pressure	300.0	600.0	1200	<empty>	<input type="checkbox"/>
vap 102	Pressure	300.0	600.0	1200	<empty>	<input type="checkbox"/>

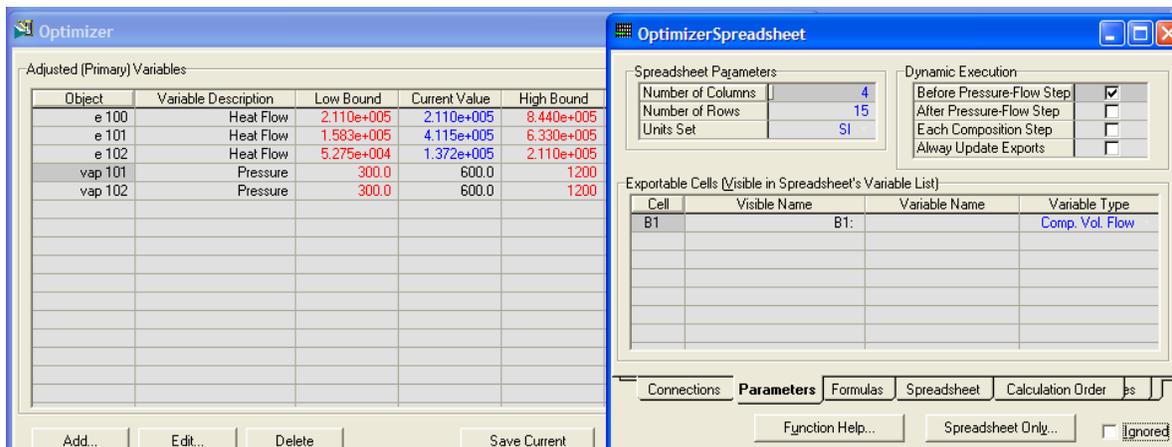
**Fig. 152.-Aplicación del optimizador para mejorar la simulación.**

**Fuente.- Autor.**

El optimizador No es una operación y por lo tanto no se puede ver en el ambiente de simulación. Es una rutina separada que se almacena con el caso. Cuando entramos al optimizador, vamos a la página **Variables** y se agregan las variables primarias tal como se muestra a continuación. Las entradas **Source** y **Input** pueden ser seleccionadas desde el menú desplegable de la pantalla del optimizador.

El optimizador contiene un **SpreadSheet** (hoja de cálculo) incorporado, al que se accede presionando el botón **SpreadSheet** en la pantalla del optimizador. Cuando se abre el **SpreadSheet**, **HYSYS** nos ubica en la hoja de **Conectons**. Las variables necesarias pueden ser agregadas en esta página o en la hoja **SpreadSheet**. Generalmente, es más fácil agregar las variables en el **SpreadSheet** propiamente dicho, ya que se las puede ubicar en las celdas adecuadas.

Antes de empezar, debemos cambiar, en la hoja **parameters** el número de filas (rows) del **SpreadSheet** de 10 a 15 y volvemos ahora al **SpreadSheet**.



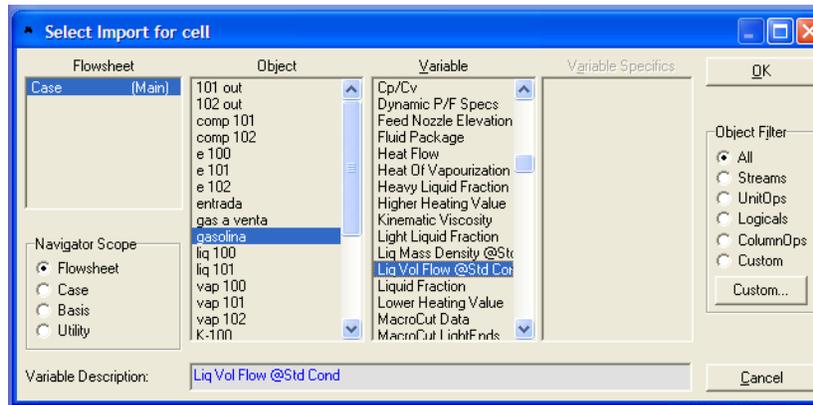
**Fig. 153.-Aplicación y empleo del optimizador para tener datos específicos.**

**Fuente.- Autor.**

La primera variable a agregar es la presión de vapor Reíd para la corriente condensado. Ya tiene que estar definido un **utility** de tipo **Cold Properties** para esta corriente, si no se lo debe agregar para obtener el valor de RVP.

Para importar datos al **SpreadSheet** se procede presionando el botón derecho del mouse estando ubicado sobre una celda y luego seleccionando **Import Variable**.

En estos casos el menú sería el siguiente.



**Fig. 154.-Selección y activación de la utilidad que tiene por objeto analizar el condensado y su estabilidad.**

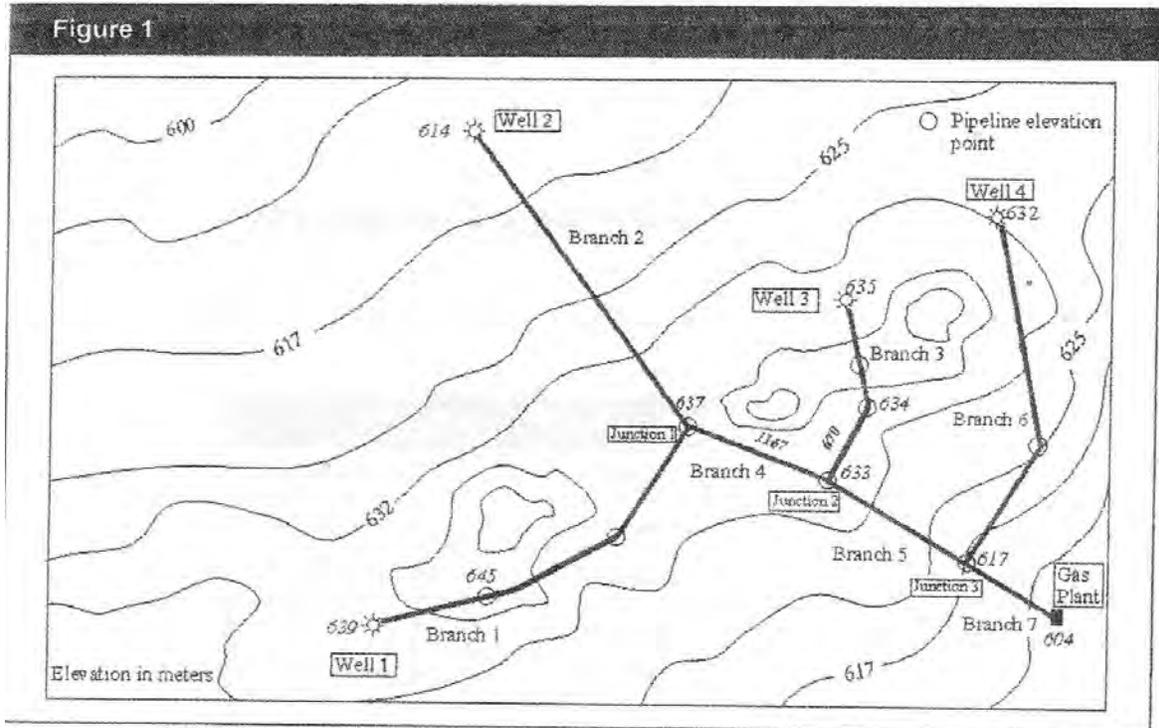
**Fuente.- Autor.**

Por otra parte, si analizamos las redes de recolección para ilustrar la formación de hidratos tenemos el siguiente ejemplo:

En este ejemplo de líneas de recolección o de transporte se puede tener también como líneas de distribución de gas, es decir la dirección de la corriente o del flujo puede ser en una dirección o en otra lo importante es el análisis de la formación de hidratos en las corrientes y ramificaciones.

En este caso, el sistema está localizado en un terreno accidentado y el análisis se realizará empleando el estado estacionario de HYSYS. La siguiente figura muestra las líneas topográficas de elevación del terreno y la distribución física, configuración de sistema de la red de gas.

El sistema consiste de 4 pozos distribuidos sobre el área de aproximadamente 2 km<sup>2</sup>. y están conectados a una planta de gas al final de la red por tuberías de diferentes diámetros.



**Fig. 155.-Mapa topográfico de las localizaciones y orientación de las líneas de la red de recolección de gas.**

**Fuente.- Autor.**

El gas en este caso es variable, es decir es una mezcla de gas amargo y dulce son combinados en las tuberías de transporte, del pozo viene es gas y condensado en una mezcla homogénea, la cual se puede separar a lo largo de la red de transporte. Las mezclas y combinaciones todas vienen de las corrientes de los pozos hasta la planta.

Las ramificaciones se extienden desde la central en sitio y para cada pozo y son modeladas en Aspen HYSYS usando la operación por segmento y posteriormente se unen una a otras dando como resultado otra nueva combinación.

Desde la planta está localizada en una área con el terreno no uniforme el cual tiene grandes cambios de elevación para cada segmento

Adicionalmente, agregamos operaciones de mezclado al modelo y nodos de modelado o puntos donde vienen los flujos de pozos remotos son combinados en líneas comunes.

Los diámetros de cada rama son mostrados en la siguiente tabla 14:

Nombre de la Rama (tubería)	Diámetro
Ramificación 1	76.2 mm(3")
Ramificación 2	101.6 mm(4")
Ramificación 3	76.2 mm (3")
Ramificación 4	101.6 mm(4")
Ramificación 5	76.2 mm (3")
Ramificación 6	152 mm (6")
Ramificación 7	152 mm (6")

**Tabla 14.-Descripción de las tuberías de las ramificaciones de la red de recolección de gas.**

**Fuente.- Autor.**

Toda la tubería es cédula 40, aleación acero al carbón y sin aislamiento.

El dato de elevación por cada rama esta dado en la tabla 15

Estos datos alimentarán al simulador para poder entender el comportamiento del gas en las diferentes ramificaciones y, finalmente, la corriente final de gas se analizará para saber si lleva hidratos los cuales afectaran el funcionamiento de la planta la cual tiene por objetivo estabilizar el gas, deshidratarlo, endulzarlo y finalmente entregarlo a la red de bombeo neumático.

Ramificación	Segmento	Longitud (m)	Elevación(m)	Cambio de elevación(m)
Rama 1	<b>Pozo 1</b>		<b>639.0</b>	
	1	150	645.0	6.0
	2	125	636.5	-6.5
	3	100	637.0	0.5
Rama 2	<b>Pozo 2</b>			<b>614.0</b>
	1	200	637	23.0
Rama 3	<b>Pozo 3</b>		<b>635.5</b>	
	1	160	648.0	12.5
	2	100	634.0	-14.0
	3	205	633.0	-1.0
Rama 4	<b>Rama 1 y 2</b>		<b>637.0</b>	
	1	355.0	633.0	-4.0
Rama 5	<b>Pozo 4</b>		<b>632.5</b>	
	1	180.0	625.0	-7.5
	2	165.0	617.0	-8.0
Rama 6	<b>Rama 3 y 4</b>		<b>633.0</b>	<b>633.0</b>
	1	300.0	617.0	-16.0
Rama 7	<b>Rama 5 y 6</b>		<b>617.0</b>	
	1	340.0	604.0	-13.0

**Tabla 15.-Descripción de las ramificaciones de la red de recolección de gas.**

**Fuente.- Autor.**

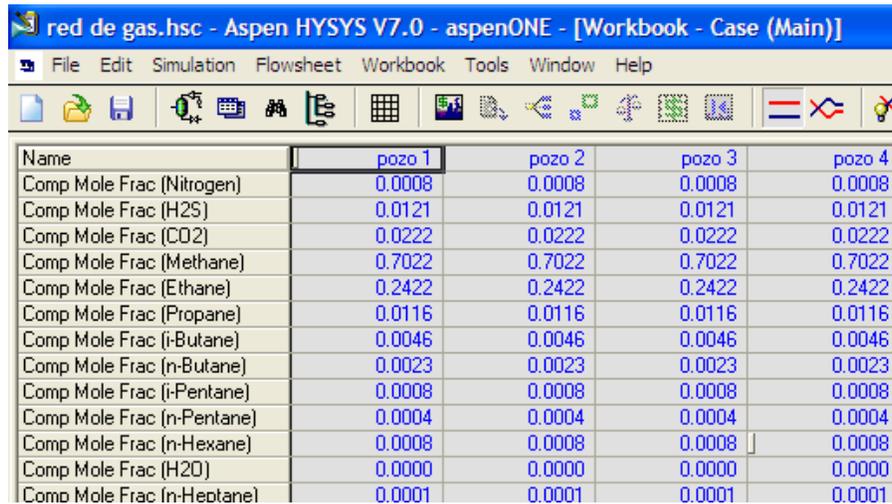
El campo de gas se modelará empleando la ecuación de Peng-Robinson y las propiedades de los fluidos que a continuación se presentan. Para los pozos, se tiene que:

Propiedad	Pozo 1	Pozo 2	Pozo 3	Pozo 4
Temp. °C	40	45	45	35
Presión kPa	4135	3450	vacio	vacio
Flujo en kgmol/h	425	375	575	545

Tabla 16.-Variación de las condiciones de operación de los pozos de la red.

Fuente.- Autor.

Y la composición está dada por:



Name	pozo 1	pozo 2	pozo 3	pozo 4
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008
Comp Mole Frac (H2S)	0.0121	0.0121	0.0121	0.0121
Comp Mole Frac (CO2)	0.0222	0.0222	0.0222	0.0222
Comp Mole Frac (Methane)	0.7022	0.7022	0.7022	0.7022
Comp Mole Frac (Ethane)	0.2422	0.2422	0.2422	0.2422
Comp Mole Frac (Propane)	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0046	0.0046	0.0046	0.0046
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0023	0.0023	0.0023	0.0023
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008
Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001

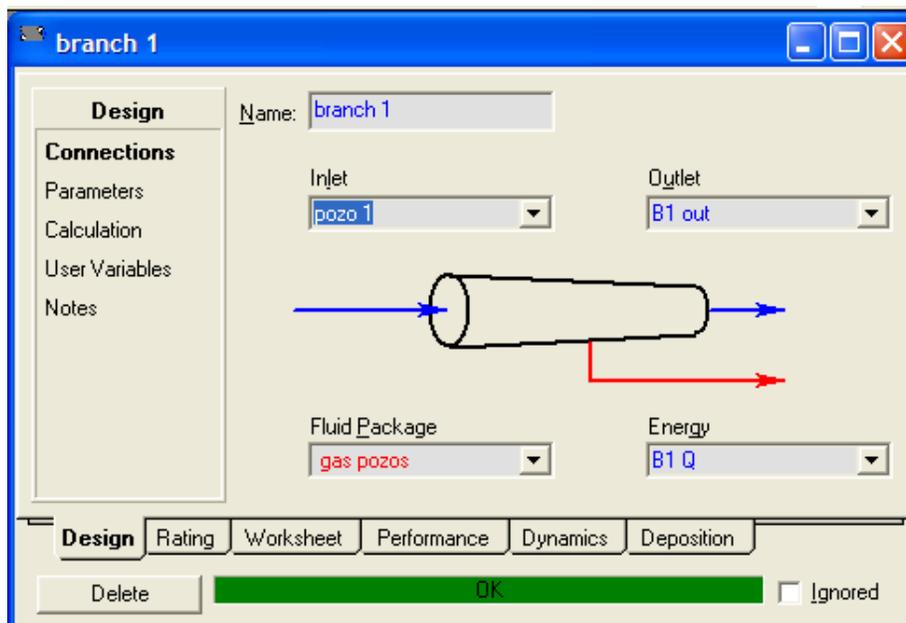
Fig. 156.-Variación de la Composición por pozo.

Fuente.- Autor.

La tubería a simular tiene una variedad de medidas tanto de longitud como de diámetro y manejan tanto flujo monofásico como flujo multifásico hasta la planta y tiene una rigurosa estimación en la transferencia de calor.

Tiene gran capacidad y por ello problemas en los valles de las tuberías, si empleamos correlaciones para caídas de presión, desarrolladas por Gregory, Aziz, and Mandhane y Beggs y Brill como tercera opción, en adición, donde hay un gran número de correlaciones a emplear.

El segmento puede estar formado por varios tramos de tubería y se pueden calcular por tres modos, **caída de presión, flujo y longitud**, HYSYS seleccionará el modo de solución de forma automática, claro, dependiendo de la información dada, en este orden también será solucionada la tubería. Asimismo, se necesita proporcionar cierta información para poder completar el módulo como el tipo de material, aleaciones para poder definir el balance de materia y de energía. En esta simulación, se emplearán siete ramas con sus diferentes segmentos por rama en el sistema de recolección. En adición, cada tubería de operación puede contener múltiples segmentos para representar valles y crestas del terreno. Entonces, agregamos el primer segmento de tubería, dando doble click sobre el ícono de tubo. En la página de conexiones damos las corrientes de entrada y salida de la tubería, completamos las conexiones



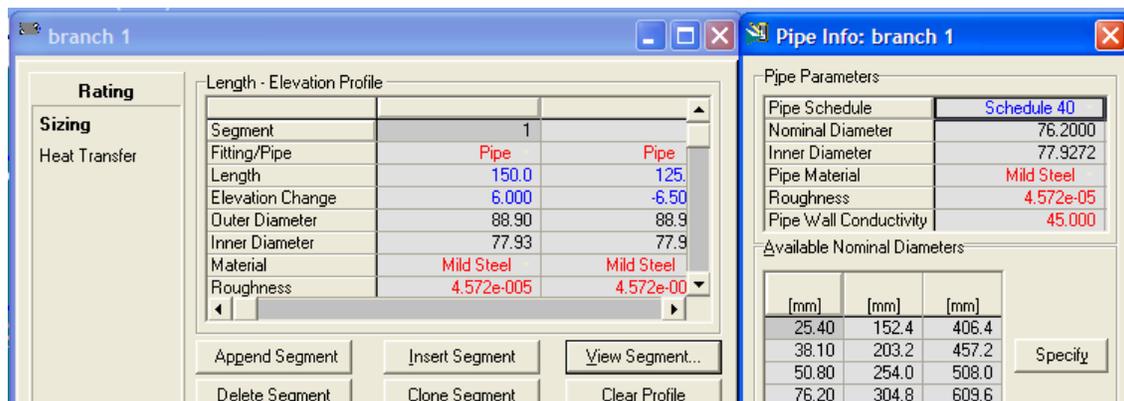
**Fig. 157.-Carga de datos de las tuberías por rama.**

**Fuente.- Autor.**

En esta parte de la simulación se puede elegir el método del gradiente para el cálculo de flujo de 2 fases las opciones que tenemos en ese momento:

- Aziz, Govier y Fogarasi.
- Baxendell y Thomas
- Beggs y Brill.
- Duns y Ros.
- Gregory, Aziz, Mandhane.
- Hagedorn Y Brown.
- HTFS, Liquid Slip.
- HTFS, Homogeneous Flow

Para todas las tuberías de este ejercicio de empleó la correlación de flujo para dos fases Beggs y Brill. La presión para la tubería puede ser agregada sobre la página de parámetros, nota los tubos deben ir llenos. La rama 1 está quebrada en tres segmentos. Agregamos la información para el primer segmento, los datos son longitud, elevación, diámetro, cédula, rugosidad.

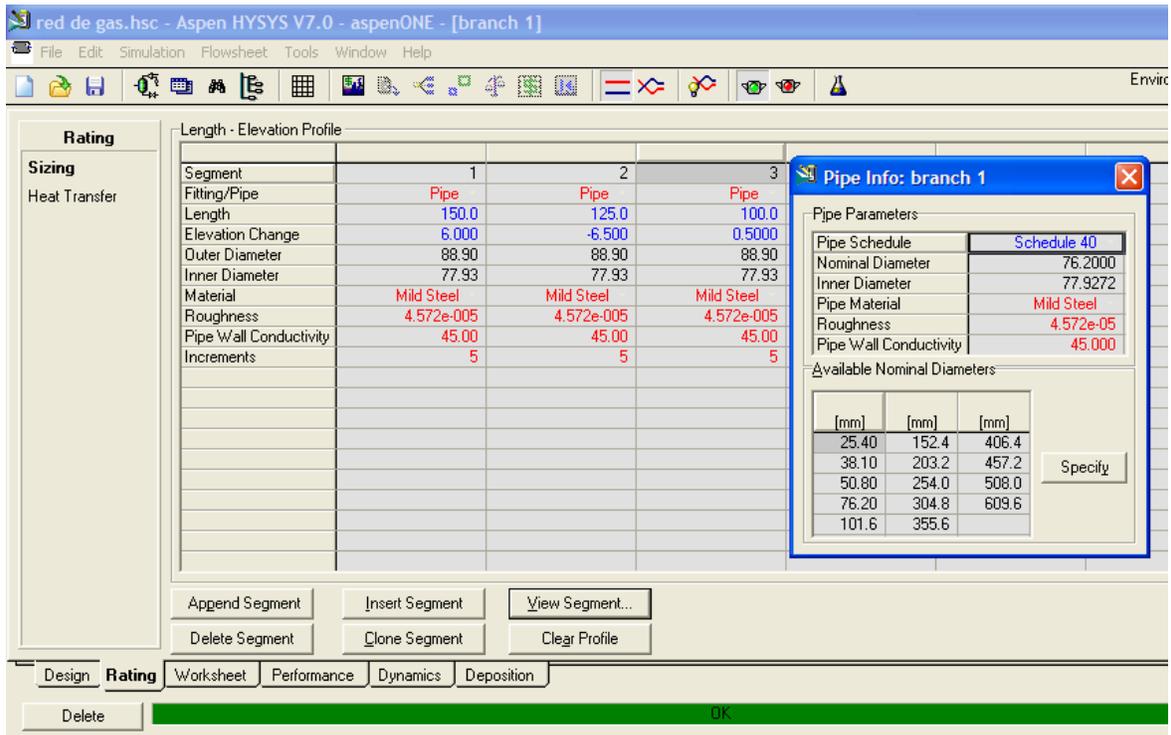


**Fig. 158.-Características de las tuberías empleadas en el arreglo del problema**

**Fuente.- Autor.**

Y así sucesivamente para los otros segmentos

Los cuales tienes datos similares y están presentado en al siguiente tabla, además le falta la transferencia de calor entre los materiales que componen el sistema aunque en la práctica se tiene estipulada una pérdida de calor de 5°C por estar enterrado de acuerdo con la norma oficial vigente a 1.50 metros de profundidad.



**Fig. 159.-Carga de los datos de la tubería de diferente diámetro longitud y elevación.**

**Fuente.- Autor.**

Para la transferencia de calor Aspen HYSYS lo puede calcular por segmentos y/o todo junto de acuerdo con nuestras necesidades.

Para ello, se tiene que especificar, dentro de las ventanas de transferencia de calor, como lo hace HYSYS es, contando con 4 opciones que son, perdida de calor, todo el segmento completo, el segmento por partes y finalmente estimado total.

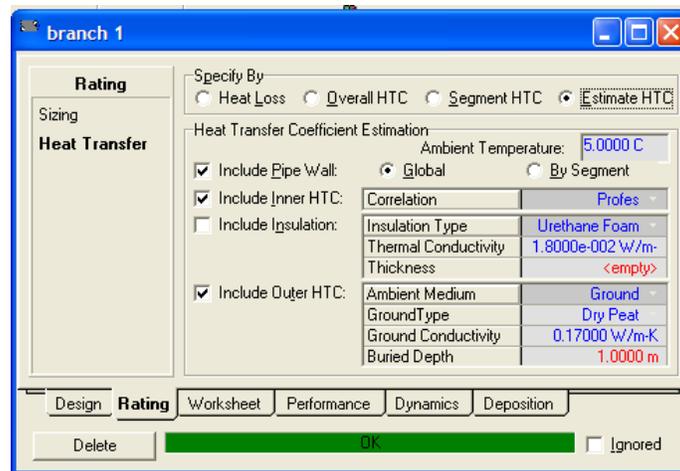


Fig. 160.-Se calcula la transferencia de calor y si la tubería tiene aislamiento o no lo tiene además de la temperatura ambiente.

Fuente.- Autor.

Posteriormente, se tiene, de acuerdo con el mapa, la unión de varias ramas y los datos son los siguientes:

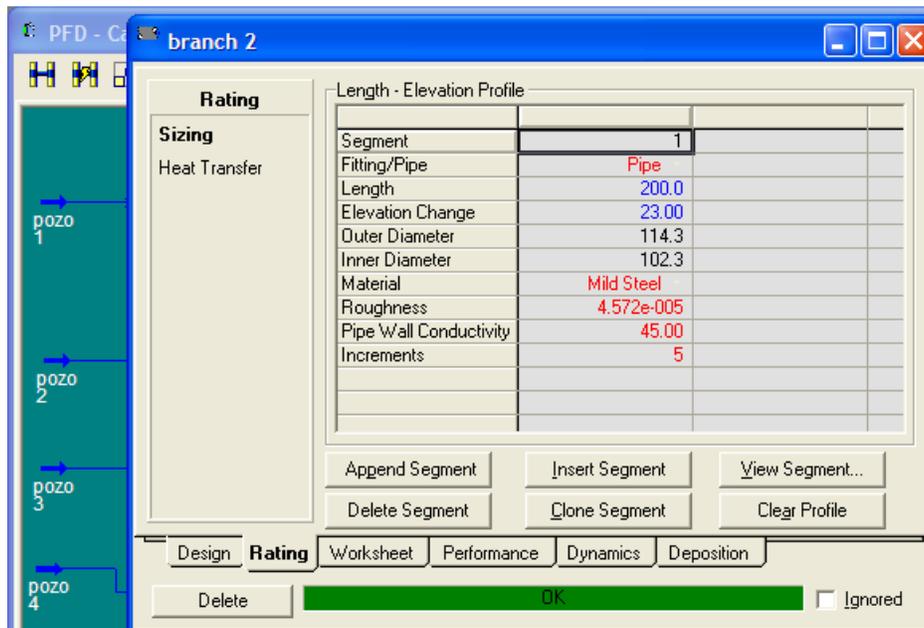
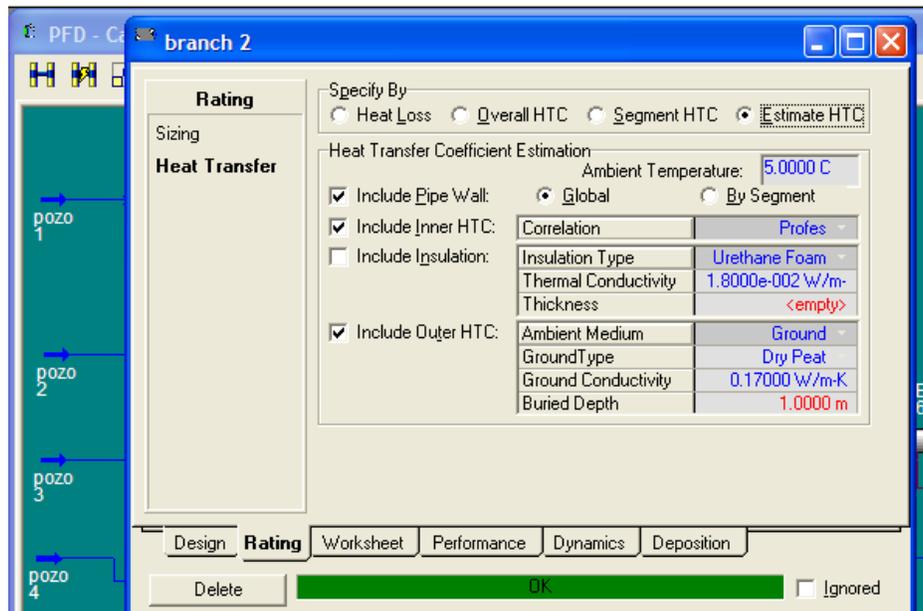


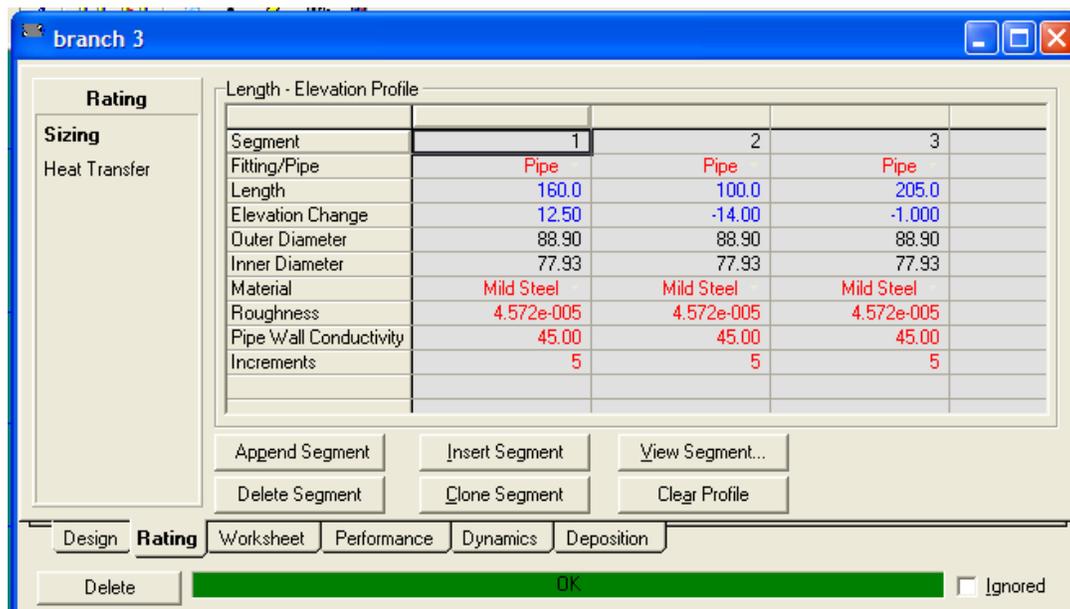
Fig. 161.-Se visualiza la ramificación 2 con la que se hace el cálculo de la presión del pozo 2.

Fuente.- Autor.



**Fig. 162.-Ramificación dos que consta de solo un segmento de tubo.**

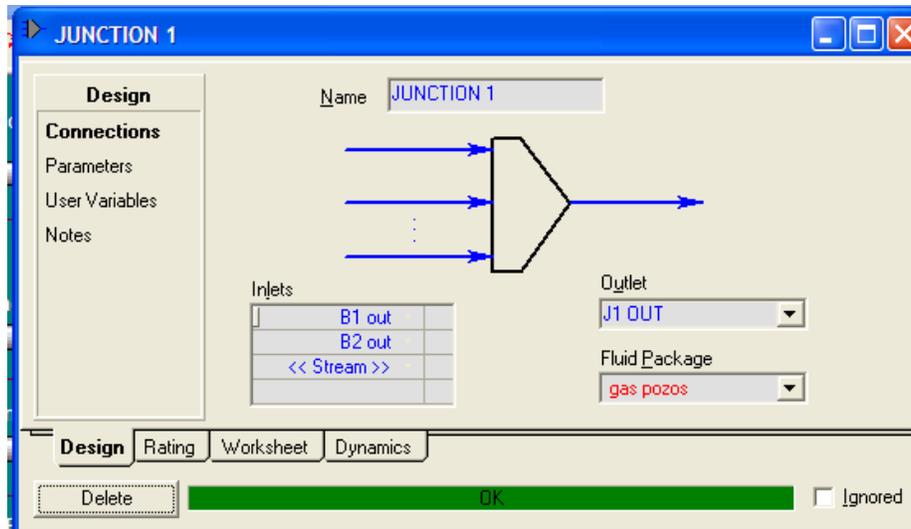
**Fuente.- Autor.**



**Fig. 163.- Se presentan para la rama 3 se consideran 3 segmento de igual diámetro y cedula pero con diferente elevación.**

**Fuente.- Autor.**

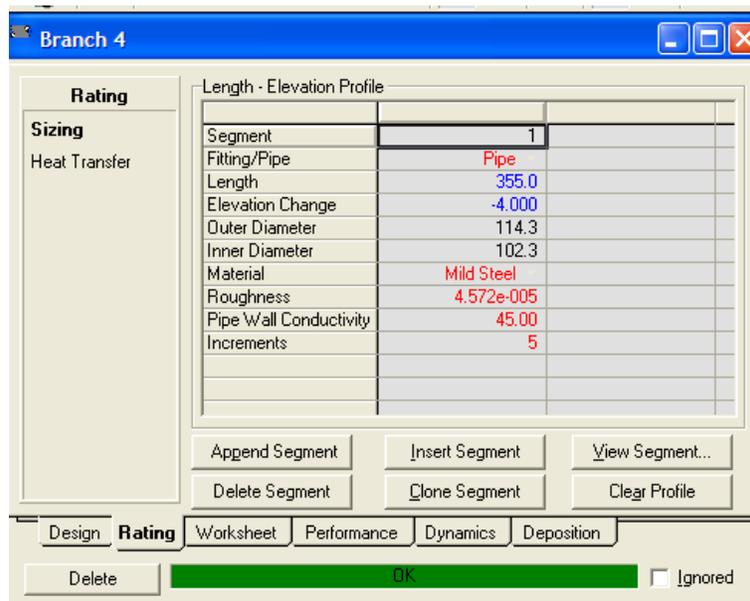
Luego se adiciona un mezclador, para obtener las presiones de los pozos 3 y 4



**Fig. 164.-Se ajusta el mezclador de modo que opere como un cabezal.**

**Fuente.- Autor.**

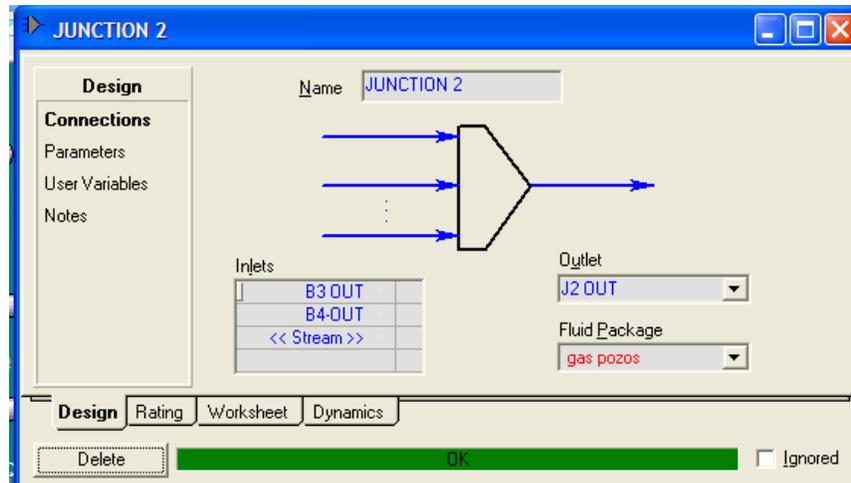
Para la siguiente rama tenemos:



**Fig. 165.-Para la penúltima ramificación que consta de un solo segmento de tubería muy largo.**

**Fuente.- Autor.**

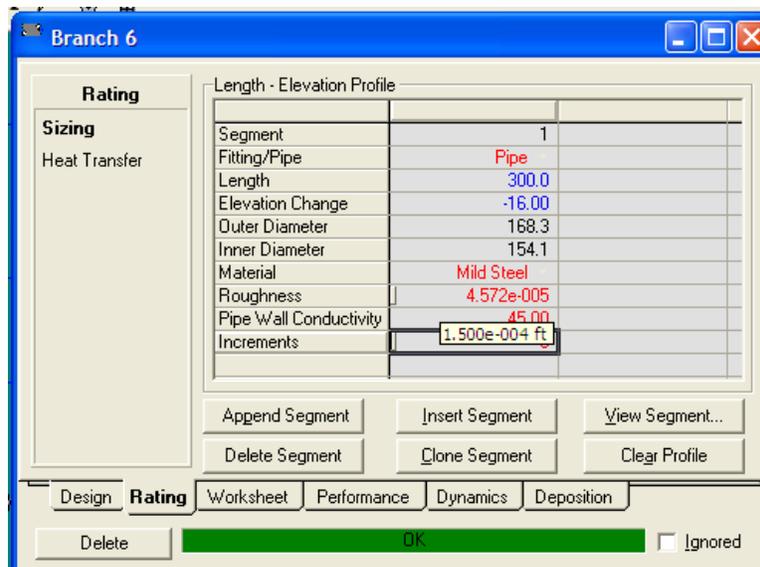
Continuamos con la rama 5 y 6 sin olvidar el mezclador que es como un cabezal foráneo.



**Fig. 166.-Este mezclador actúa como cabezal y regula las presiones hacia atrás.**

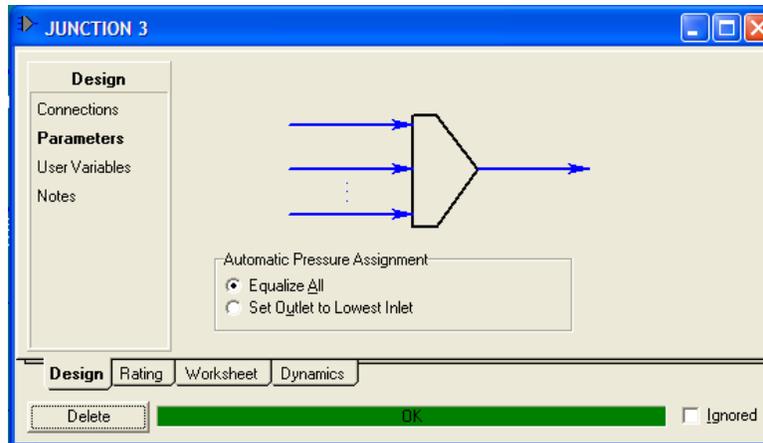
**Fuente.- Autor.**

Terminamos las ramas con la rama 7:



**Fig. 167.-Para la última ramificación que consta de un solo segmento de tubería corto.**

**Fuente.- Autor.**



**Fig. 168.-En este caso consideramos este mezclador como el cabezal de llegada de los pozos a la planta.**

**Fuente.- Autor.**

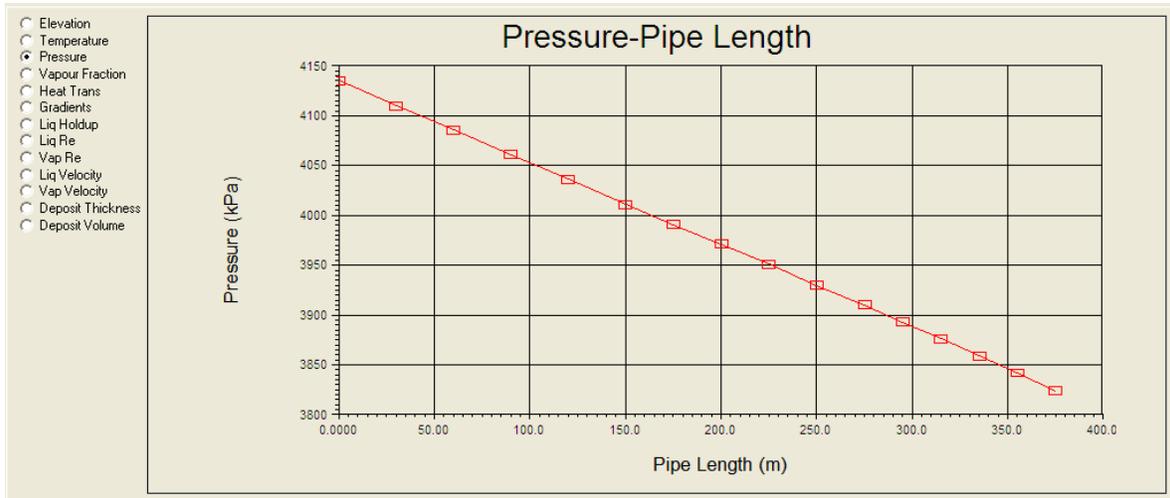
Finalmente, analizamos los resultados, el desarrollo, el perfil de los resultados para analizar las caídas de presión desde los pozos hasta la planta tenemos:

Length [m]	Elevation [m]	Pressure [kPa]	Temperature [C]	Vap. Frac.	Heat Transferred [kJ/h-m]	Flow Regime	Liquid Holdup (with-slip)	Friction Gradient [kPa/m]	Friction dP [kPa]	Static Gradient [kPa/m]
0.000	0.000000	4135.00	40.0000	1.00000		Vapour Only	0.000000	0.796032	<empty>	1.49993e-002
30.000	1.20000	4110.60	39.8039	1.00000	35.1455	Vapour Only	0.000000	0.800638	24.02	1.49129e-002
60.000	2.40000	4086.07	39.6070	1.00000	34.9466	Vapour Only	0.000000	0.805328	24.16	1.48258e-002
90.000	3.60000	4061.39	39.4032	1.00000	34.7469	Vapour Only	0.000000	0.810107	24.30	1.47382e-002
120.000	4.80000	4036.57	39.2106	1.00000	34.5463	Vapour Only	0.000000	0.814375	24.45	1.46500e-002
150.000	6.00000	4011.61	39.0109	1.00000	34.3447	Vapour Only	0.000000	0.819937	24.60	1.45612e-002
175.000	4.70000	3991.54	38.8585	1.00000	34.1907	Vapour Only	0.000000	0.824007	20.60	-1.88358e-002
200.000	3.40000	3971.35	38.7053	1.00000	34.0360	Vapour Only	0.000000	0.828141	20.70	-1.87416e-002
225.000	2.10000	3951.07	38.5515	1.00000	33.8807	Vapour Only	0.000000	0.832343	20.81	-1.86468e-002
250.000	0.800000	3930.67	38.3970	1.00000	33.7247	Vapour Only	0.000000	0.836613	20.92	-1.85515e-002
275.000	-0.500000	3910.16	38.2419	1.00000	33.5680	Vapour Only	0.000000	0.840954	21.02	-1.84556e-002
295.000	-0.400000	3893.27	38.1100	1.00000	33.4349	Vapour Only	0.000000	0.844549	16.89	1.76701e-003
315.000	-0.300000	3876.31	37.9777	1.00000	33.3013	Vapour Only	0.000000	0.848192	16.96	1.75940e-003
335.000	-0.200000	3859.27	37.8449	1.00000	33.1672	Vapour Only	0.000000	0.851885	17.04	1.75176e-003
355.000	-1.00000e-001	3842.16	37.7117	1.00000	33.0326	Vapour Only	0.000000	0.855629	17.11	1.74408e-003
375.000	0.000000	3824.98	37.5779	1.00000	32.8976	Vapour Only	0.000000	0.859425	17.19	1.73637e-003

**Fig. 169.-Análisis de las caídas de presión en las tuberías de forma tabular.**

**Fuente.- Autor.**

Y si deseamos ver el perfil graficado tenemos:



**Fig. 170.-Análisis de las caídas de presión en las tuberías de forma gráfica.**

**Fuente.- Autor.**

Finalmente, analizamos las tablas de simulación y analizamos la formación de hidratos en la última de las corrientes, es decir en la corriente de salida o de llegada a la planta tenemos:

red de gas.hsc - Aspen HYSYS V7.0 - aspenONE - [Workbook - Case (Main)]									
File Edit Simulation Flowsheet Workbook Tools Window Help									
Environment: Case (Main) Mode: Steady State									
Name	pozo 1	pozo 2	pozo 3	pozo 4	B1 out	B2 out	B3 OUT	J1 OUT	B4-OUT
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature [C]	40.00	45.00	45.00	35.00	37.58	44.17	39.64	39.33	37.15
Pressure [kPa]	4135	3450	3915	3559	3825	3405	3092	3405	3092
Molar Flow [kgmole/h]	425.0	375.0	575.0	545.0	425.0	375.0	575.0	800.0	800.0
Mass Flow [kg/h]	8939	7887	1.209e+004	1.146e+004	8939	7887	1.209e+004	1.683e+004	1.683e+004
Liquid Volume Flow [m3/h]	26.26	23.17	35.53	33.68	26.26	23.17	35.53	49.44	49.44
Heat Flow [kJ/h]	-3.614e+007	-3.173e+007	-4.872e+007	-4.639e+007	-3.615e+007	-3.174e+007	-4.874e+007	-6.789e+007	-6.790e+007
Name	B5 OUT	J2 OUT	B6 OUT	J3 OUT	B7 OUT	** New **			
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000				
Temperature [C]	31.21	38.19	37.50	35.72	34.25				
Pressure [kPa]	2996	3092	2996	2996	2770				
Molar Flow [kgmole/h]	545.0	1375	1375	1920	1920				
Mass Flow [kg/h]	1.146e+004	2.892e+004	2.892e+004	4.038e+004	4.038e+004				
Liquid Volume Flow [m3/h]	33.68	84.97	84.97	118.7	118.7				
Heat Flow [kJ/h]	-4.639e+007	-1.166e+008	-1.166e+008	-1.630e+008	-1.630e+008				

**Fig. 171.-Análisis de las condiciones de operación de forma tabular.**

**Fuente.- Autor.**

Asimismo, vemos las composiciones y las energías:

Name	pozo 1	pozo 2	pozo 3	pozo 4	B1 out	B2 out	B3 OUT	J1 OUT	B4-OUT
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008
Comp Mole Frac (H2S)	0.0121	0.0121	0.0121	0.0121	0.0121	0.0121	0.0121	0.0121	0.0121
Comp Mole Frac (CO2)	0.0222	0.0222	0.0222	0.0222	0.0222	0.0222	0.0222	0.0222	0.0222
Comp Mole Frac (Methane)	0.7022	0.7022	0.7022	0.7022	0.7022	0.7022	0.7022	0.7022	0.7022
Comp Mole Frac (Ethane)	0.2422	0.2422	0.2422	0.2422	0.2422	0.2422	0.2422	0.2422	0.2422
Comp Mole Frac (Propane)	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0046	0.0046	0.0046	0.0046	0.0046	0.0046	0.0046	0.0046	0.0046
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0023	0.0023	0.0023	0.0023	0.0023	0.0023	0.0023	0.0023	0.0023
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008
Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001

**Fig. 172.-Analizando el cambio de composiciones no se presenta agua, sin embargo, al último se presenta la formación de hidratos en la última línea.**

**Fuente.- Autor.**

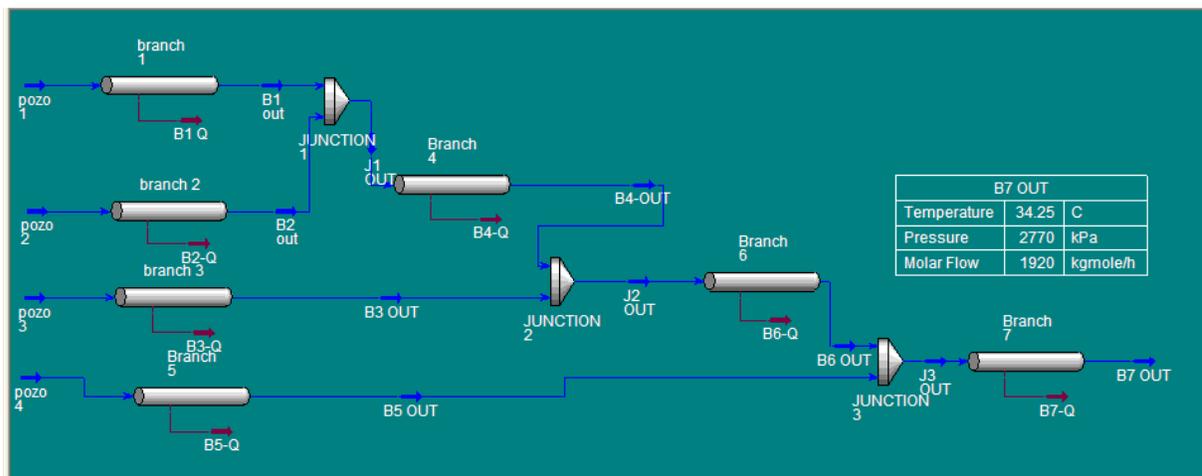
La energía será:

Name	B1-Q	B2-Q	B3-Q	B4-Q	B5-Q	B6-Q	B7-Q	** New **
Heat Flow [kJ/h]	1.276e+004	8540	1.753e+004	1.277e+004	9813	1.194e+004	1.234e+004	

**Fig. 173.-Análisis del flujo de energía, todas la tuberías tienen una pérdida considerable es decir se enfría el gas.**

**Fuente.- Autor.**

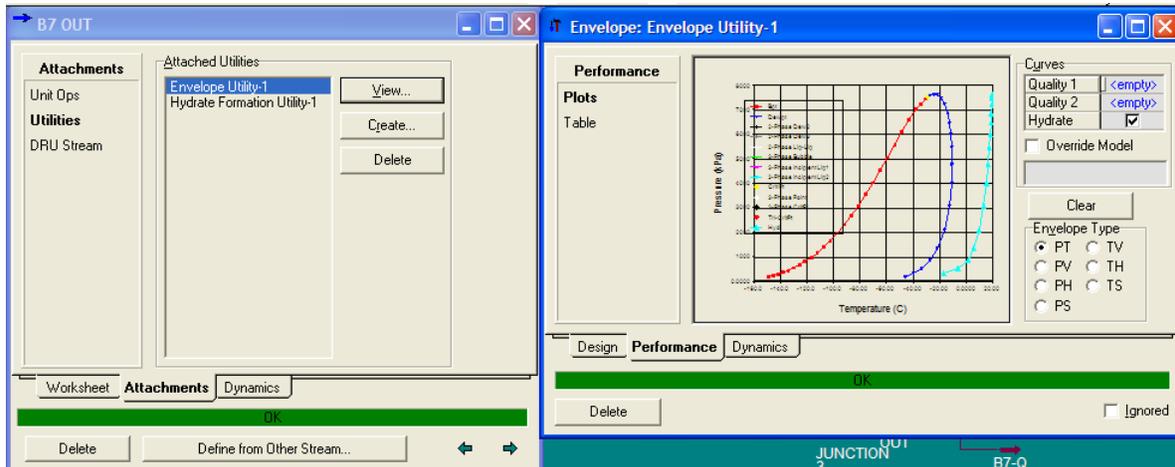
Finalmente, el diagrama quedará:



**Fig. 174.-Análisis del diagrama de procesos donde se ven las condiciones de entrega del gas.**

**Fuente.- Autor.**

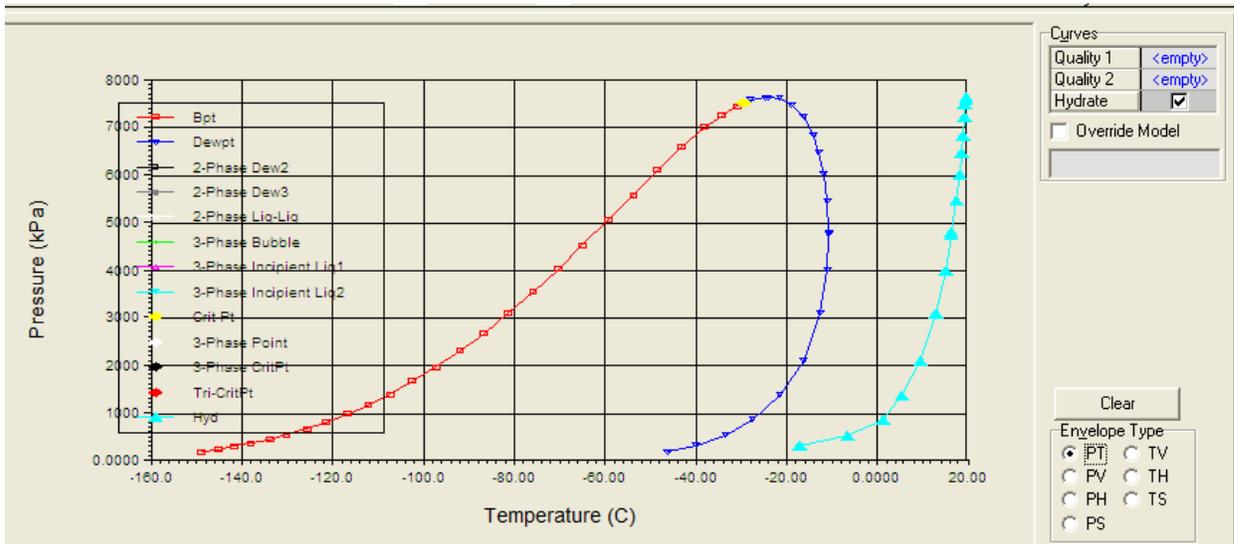
Y aplicando el módulo de formación de hidratos tenemos:



**Fig. 175.-De acuerdo con la utilidad se ve claro que estamos dentro de la curva de formación de hidratos.**

**Fuente.- Autor.**

Si verificamos la envoltente de fases tenemos:



**Fig. 176.-Envoltente de fases que muestra que las condiciones de operación están en la región de hidratos.**

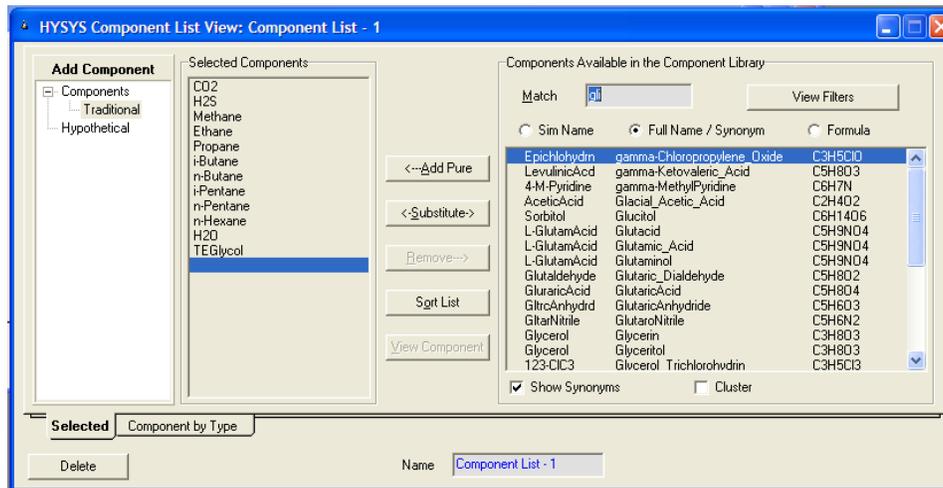
**Fuente.- Autor.**

Con esto tenemos por terminado el ejercicio de recolección de gas por redes.

Finalmente, presentamos el caso que nos trae el problema y la red de Bombeo Neumático y motocompresor a boca de pozo.

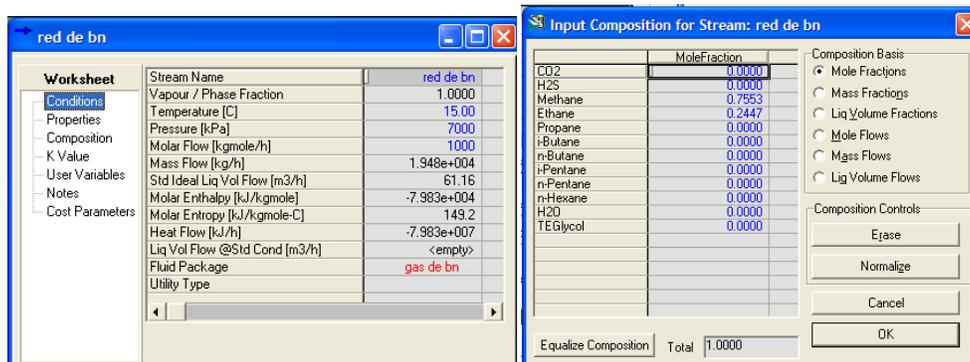
De acuerdo con el contrato de compraventa entre interorganismos anexos G y H dice que el gas de venta para gas combustible o red de bombeo neumático que proporciona Gas y Petroquímica Básica, contiene por norma 7 lb. de H<sub>2</sub>O /mmpcd

Y partiendo de eso comenzamos con nuestra simulación claro que antes a la llegada lo pasamos por el slug catcher para eliminar todos lo líquidos posibles.

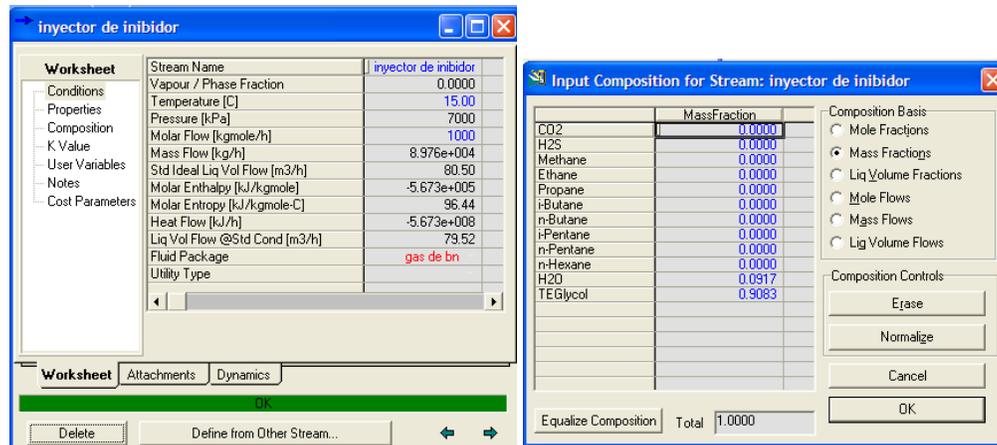


**Fig. 177.-Carga del paquete de fluidos incluimos el inhibidor.  
Fuente.- Autor.**

Verificamos el análisis cromatografico y lo cargamos además de agregar el inhibidor en este caso el glicol.

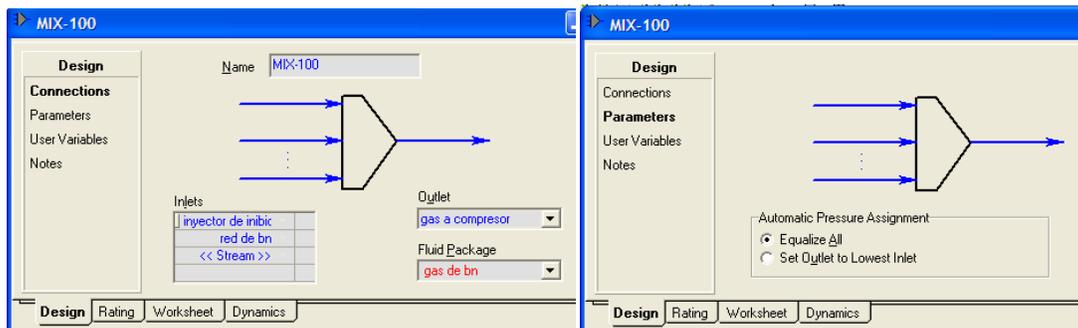


**Fig. 178.-Condiciones operativas de la red Bombeo Neumático.  
Fuente.- Autor.**



**Fig. 179.-Condiciones para agregar el inhibidor (glicol).  
Fuente.- Autor.**

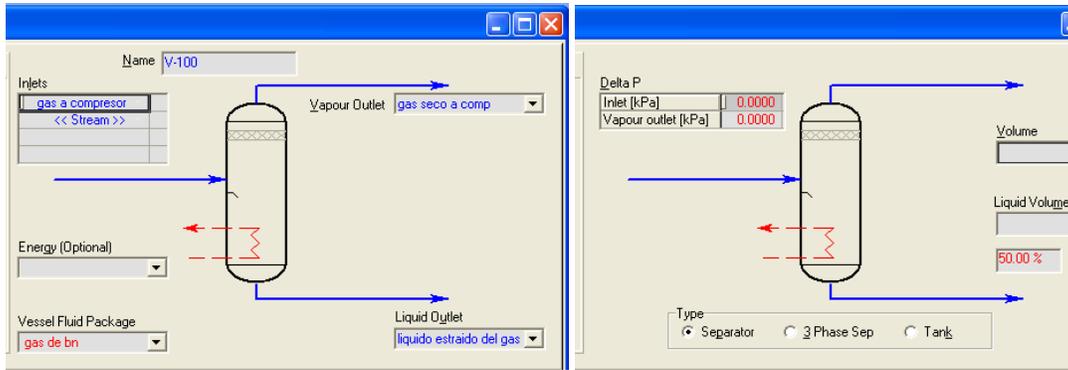
En seguida colocamos un mezclador para inyectar el inhibidor.



**Fig. 180.-Ajuste del mezclador para inyectar el inhibidor y poder eliminar el agua con éxito.**

**Fuente.- Autor.**

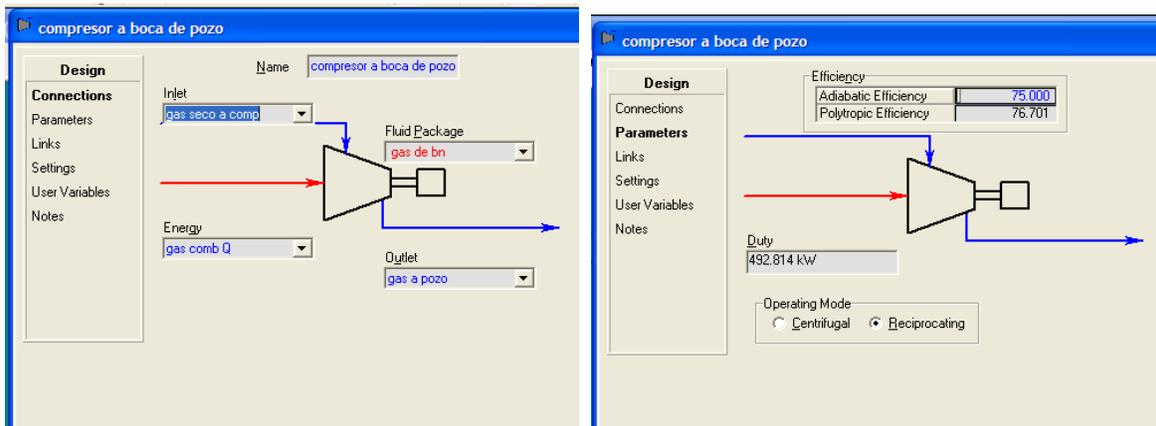
Si tenemos agua y el inhibidor, necesitamos un recipiente donde coleccionar el agua producto de esa inhibición. Entonces, colocamos un separador que no omito mencionar que los equipos de motocompresion a boca de pozo lo tiene para proteger sus equipos.



**Fig. 181.-Ajuste del separador para poder eliminar los líquidos aunque la eficiencia no sea un valor medible (solo estimable)**

**Fuente.- Autor.**

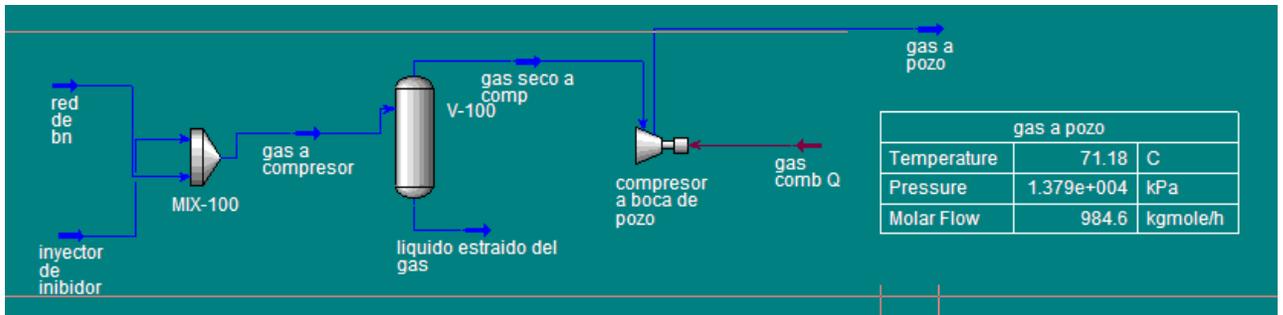
Colocamos el compresor adiabático de 2 etapas y el cual no admite líquidos. Y se le coloca que trabaja con gas combustible y necesitamos que la presión la multiplique por dos para que el gas llegue al punto de admisión.



**Fig. 182.-Ajuste del compresor con una eficiencia real de 75%.**

**Fuente.- Autor.**

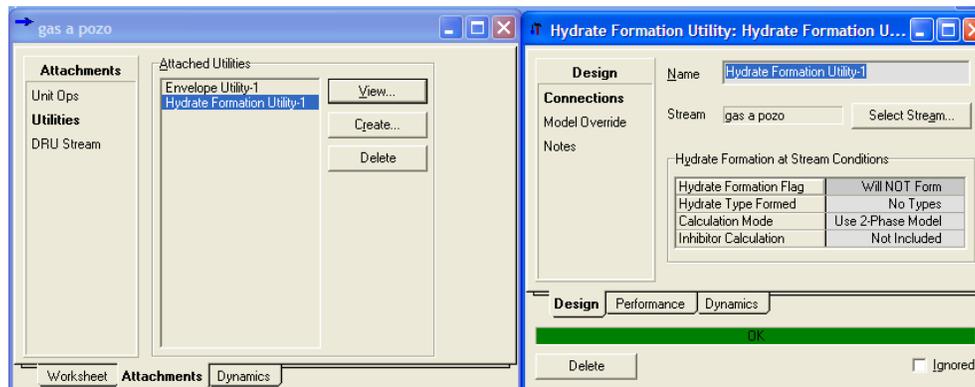
Finalmente mostramos el esquema de simulación.



**Fig. 183.-Esquema final de simulación para un motocompresor a boca de pozo.**

**Fuente.- Autor.**

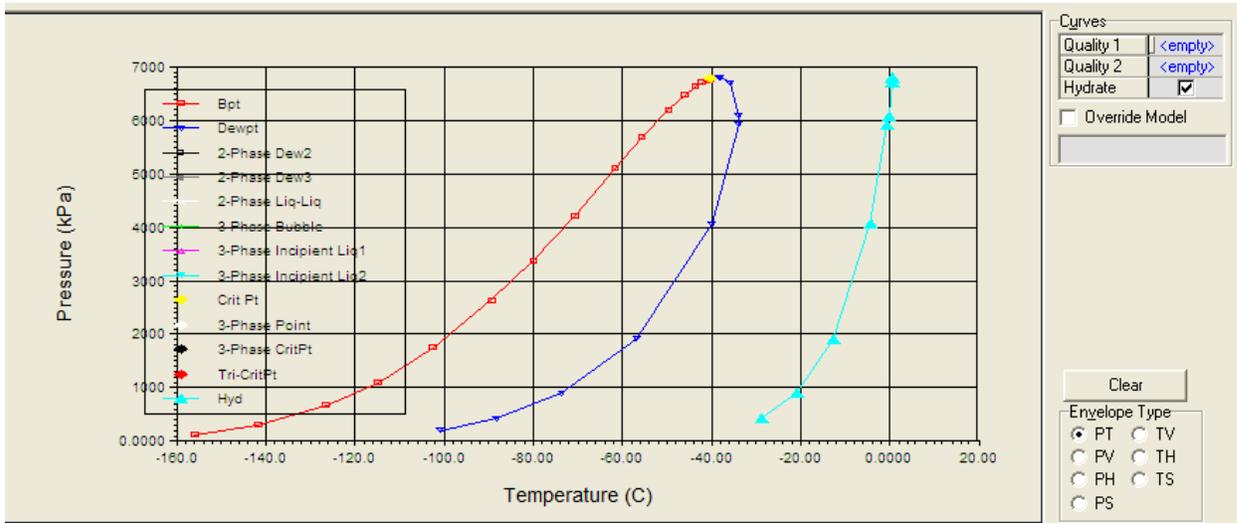
Analizamos la formación de hidratos con la utilidad del software.



**Fig. 184.-Aplicación de la utilidad del software para ver si hay hidratos en la línea final de inyección de gas al pozo.**

**Fuente.- Autor.**

Aplicando la utilidad de la envolvente de fases vemos la gráfica de formación de hidratos.



**Fig. 185.-Envolvente de fases que muestra la formación de hidratos.**

**Fuente.- Autor.**

En este caso, se visualiza que estamos dentro del área de formación de hidratos por lo que necesitamos modificar la dosificación y la gráfica se recorrerá hacia la izquierda. Por último analizamos el Workbook para ver qué sucedió.

mtc a boca de pozo.hsc - Aspen HYSYS V7.0 - aspenONE - [Workbook - Case (Main)]

File Edit Simulation Flowsheet Workbook Tools Window Help

Name	red de bn	inyector de inibi	gas a compresc	gas a pozo	gas seco a corr	liquido extraido
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Methane)	0.7553	0.0000	0.3777	0.7580	0.7580	0.0089
Comp Mole Frac (Ethane)	0.2447	0.0000	0.1223	0.2419	0.2419	0.0064
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.4571	0.2286	0.0001	0.0001	0.4500
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.5429	0.2714	0.0000	0.0000	0.5347

**Fig. 186.-Análisis de componentes donde se muestra que existe agua en el gas.**

**Fuente.- Autor.**

Se puede ver en el análisis que finalmente en el gas a pozo lleva un poco de agua y por ello se formarán los hidratos, al modificar la tasa de inyección el glicol secuestrará al agua y ésta saldrá por el separador y ya tendremos una eficiencia de este ciclo al 100%.

### **Ejemplo de aplicación de un pozo con sistema de bombeo neumático continuo de la Región Marina.**

Para este análisis emplearemos un ejemplo de un pozo de la Región Marina; toda vez que se puede emplear cualquier pozo de cualquier Región dado que los hidratos forman parte de la producción de todos los pozos.

En el año 2008 en el golfo de México el pozo SP89A con sistema de Bombeo Neumático Continuo, tiene una producción entre 13 y 18 MSCFD, presento problemas de formación de hidratos aun durante el verano en la línea debajo del riser, debido a que la temperatura en el fondo marino (53-60°F) favorece al condensación (3BPD) del vapor de agua que viaja con el gas. Inicialmente se inyectaban 300 L/día de metanol, al cambiar el método de inhibición por uno de baja dosis KHI, en este caso el VIMA-VCap, la tasa de inyección paso a ser de 5L/día de químico durante 6 meses con aproximadamente 6°F de subenfriamiento. Semanalmente se hace una corrida de diablo de limpieza a la tubería y si hay taponamiento con hidratos se agrega metanol, sin embargo esta vez no hubo tales. En la tabla siguiente se destacan los aspectos operacionales tomados en consideración para este caso.

<b>Aplicación del VIMA-Cap en el Golfo de México</b>		
<b>Método de Inhibición</b>	<b>Inhibición con metanol</b>	<b>Tratamiento con VIMA-VCap</b>
<b>Tasa de inyección (gal/día)</b>	<b>79.3</b>	<b>1.32</b>
<b>Concentración en dilución</b>	<b>no</b>	<b>6%</b>
<b>Costos de transporte</b>	<b>Requiere un viaje mensual</b>	<b>Un tanque de 500 gal. Es el consumo de un año</b>
<b>Costos de químicos</b>	<b>4.6 (temporadas frías) y 2.8</b>	<b>&lt;0.5</b>

<b>(\$US/MMSCF)</b>	<b>(temporadas cálidas)</b>	
<b>CAPEX*</b>	Instalaciones para almacenamiento, bombas y líneas de inyección del químico	Se puede manejar tubería submarina sin aislamiento (Ahorro desde %US10 hasta \$US50)
<b>Compatibilidad</b>	Si con la infraestructura para el tratamiento del gas.	Si, con la infraestructura on shore. Por su baja dosificación, no se presento emulsificación ni se recurrió a tratamientos adiciones del agua.

\*En general hay costos que se pueden evitar al implementar un sistema de inhibición de baja dosificación: como tamaño de bombas, diseño de la infraestructura en plataformas y aspectos concernientes a líneas de inyección del químico.

**Tabla 16.- Pozo SP89A Metanol vs VIMA-VCap.**

**Fuente.-TALLEY et al. Application of proprietary kinetic inhibitors in gas flow lines, paper OTC 11036. 2008 modificada.**

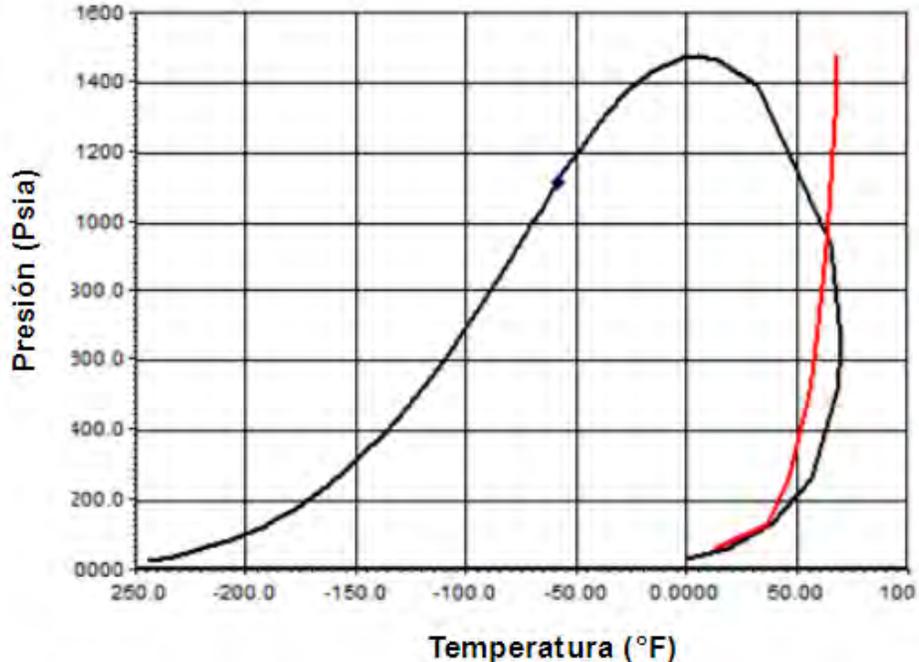
Para la simulación de este caso se tienen las siguientes consideraciones:

Desde la base del riser de la línea exportadora de gas desde la plataforma marina Sout Pass 89A (SP89A) hasta la West Delta 73 A/D (WD73) operadas por la compañía Exxon presentaba problemas de formación de hidratos. La línea de 8 pg. De diámetro y de 28 millas de longitud requería de 300L/día (79.26 gal/día) de metanol para evitar la formación de hidratos y durante el año presentaba un rango de subenfriamiento entre 5 y 10°F (-15 a -12 °C).

Desde la plataforma SP89A se transportan entre 13 y 18 MMSCF que condensa alrededor de 3 BPD de agua en la línea debido a las temperaturas del lecho del suelo marino.

Para su aplicación, a las bombas se le redujeron sus diámetros de 16 mm a 3 mm y no se utilizaron plumillas de inyección porque podría intensificar la dispersión del químico inyectado.

Para obtener la dosificación correcta del inhibidor se simuló en un software (HYSYS) la curva de formación de hidratos. El campo requería aplicar 5 gal/MMSCFD de metanol para inhibir los hidratos de gas en las condiciones más severas, es decir, a un subenfriamiento de  $-10^{\circ}\text{C}$  (ver figura sig.). La presión y la temperatura de operación son  $1260\text{ lb/pg}^2$  y  $15^{\circ}\text{C}$  y la temperatura de formación de hidratos a la presión de operación es de  $15^{\circ}\text{C}$ .



**Fig. 187. Curva de formación de hidratos.**

**Fuente.-TALLEY et al. Application of proprietary kinetic inhibitors in gas flow lines, paper OTC 11036. 2008**

Para realizar la simulación se necesita la composición del gas, que presentara trazas como producción de condensados y las condiciones de operación de la línea de flujo.

Componente	Fracción molar
Nitrógeno	0.2566
Dióxido de carbono	0.6185
Metano	88.5427
Etano	1.1668
Propano	0.6749
i-butano	0.2447
n-butano	0.2943
i-pentano	0.2011
n-pentano	0.1724
Hexanos	0.3138
Heptanos	7.5141

**Tabla 17.-Datos de composición del gas del pozo SP89A**

**Fuente.- Región Marina Suroeste**

También se necesitan los datos del campo que se muestran a continuación para la simulación a través del software HYSYS Process Modeling.

Dato	Valor	Unidades
Presión de aplicación del inhibidor	1260	Psia
Temperatura de aplicación del inhibidor*	52.5	°F
Gasto de producción del gas**	18	MMSCF
Gasto de producción de condensados	Trazas	BPD
Gasto de producción de agua	3	BPD
Gasto de inyección del metanol inicial	300	L/día

\*Se tomo el escenario más severo.

\*\* Máxima capacidad de producción del pozo.

**Tabla 18.- Datos de operación para la simulación.**

**Fuente.- Región Marina Suroeste**

El problema de formación solo se presentaba entre las plataformas SP89A y WD73, en el recorrido del hacia la costa desde la plataforma WD73 la tubería no presentaba restricciones de flujo de gas.

Para realizar la comparación de costos se calculo la cantidad de metanol requerida para evitar la formación de hidratos en la parte baja del riser en la plataforma SP89A mediante la ecuación de Hammerschmidt, de Nielsen Bucklin y por medio de HYSYS Process Modeling. Se realizaron los cálculos correspondientes para hallar la cantidad de inhibidor termodinámico requerido por la corriente de gas.

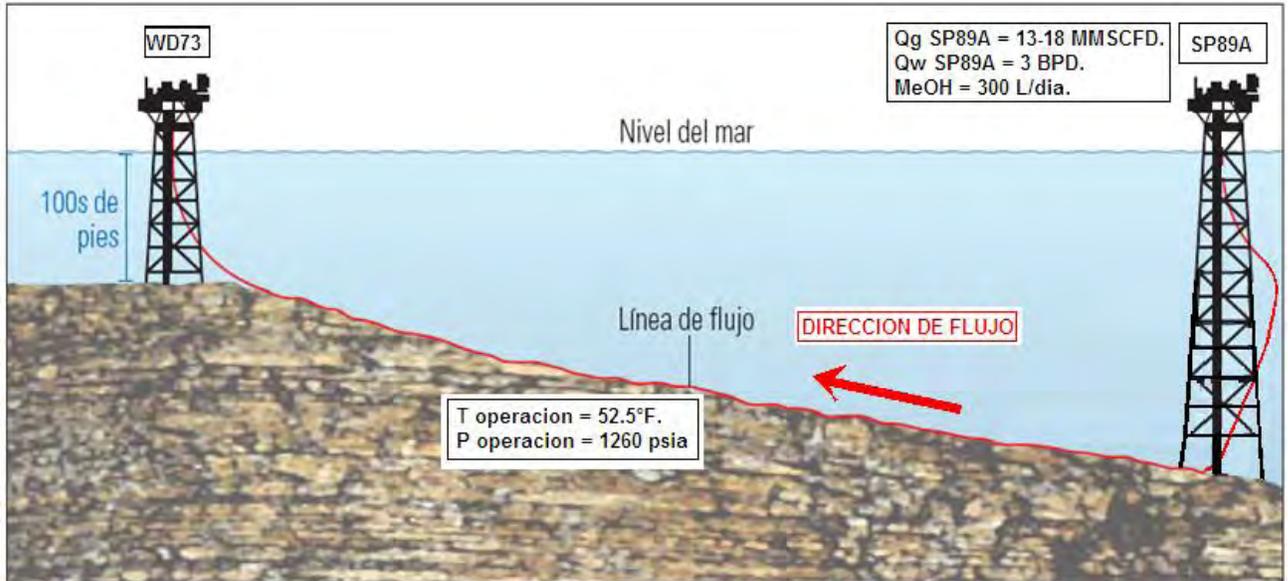


Fig. 188.- Vista esquemática de perfil de la ubicación de la línea exportadora donde se presenta el problema por formación de hidratos.

Fuente.-Autor

Empleando la ecuación de Hammerschmidt se calcula la cantidad de metanol requerido a una presión de  $1260 \text{ lb/pg}^2$  y una temperatura de  $11.39^\circ\text{C}$  ( $52.5^\circ\text{F}$ ). la temperatura de formación de hidratos es de  $13.63^\circ\text{C}$ . Comparando con lo que da el software HYSYS Process Modeling V7.1 tenemos que nos da  $13.7108^\circ\text{C}$  como se muestra en la figura 189.

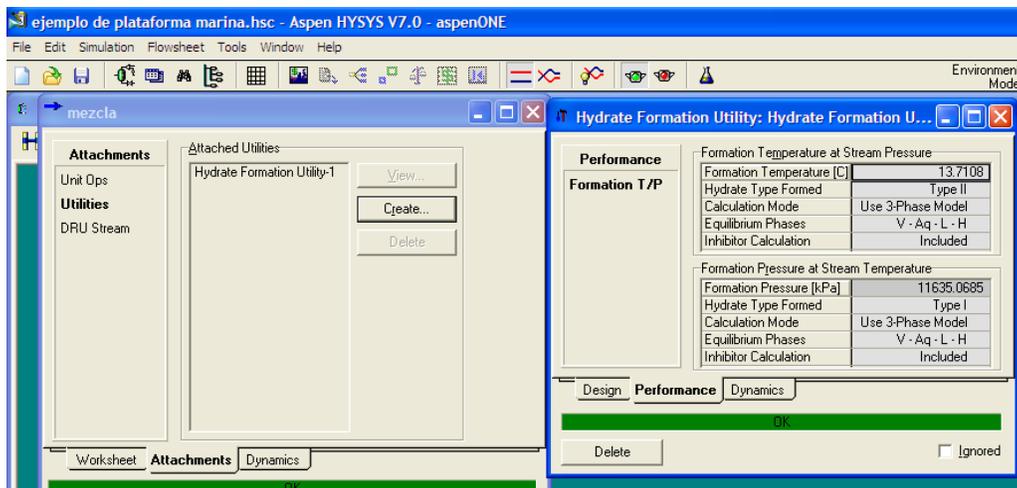
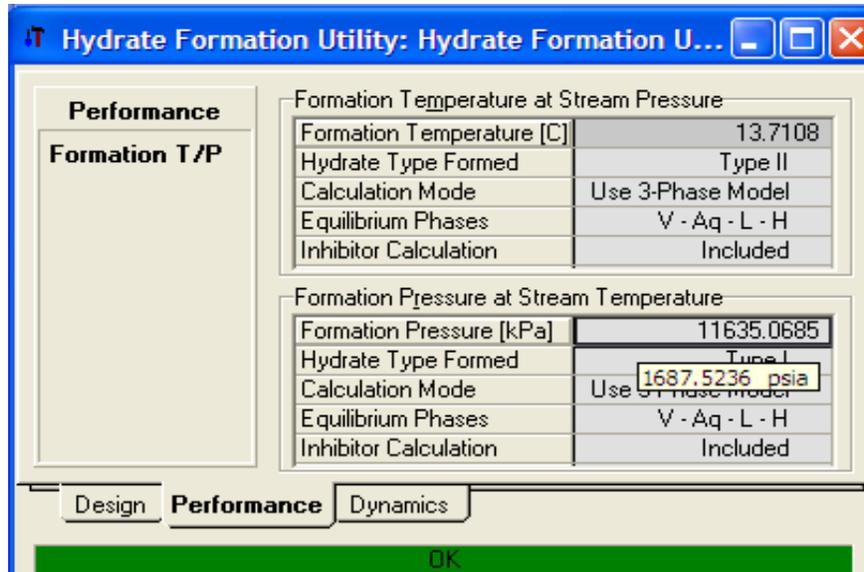


Fig. 189.- Cálculo de la temperatura de formación de hidratos.

Fuente.-Autor.

Realizando un acercamiento también podemos ver que los tipos de hidratos formado son del tipo 2 y se denota también la presión de formación de los mismos en la figura 190



**Fig. 190 Temperatura y formación de hidratos en el riser.**

**Fuente.-Autor**

Empleando la ecuación de Hammerschmidt calculamos la cantidad de metanol requerido a una presión de 1260 lb/pg<sup>2</sup> y una temperatura de 11.39°C.

- $\Delta T@1260 = 13.63 - 11.39 = 2.24^\circ\text{C} + 3^\circ\text{C} = 5.24^\circ\text{C}$ .
- Calculo de la concentración de inhibidor en porcentaje en peso en la fase acuosa.

$$W@1260 \text{ psi} = \frac{100 * 32.04 * 5.24}{1297 + (32.04 * 5.24)} = 11.46\%wt \dots\dots\dots(V.1)$$

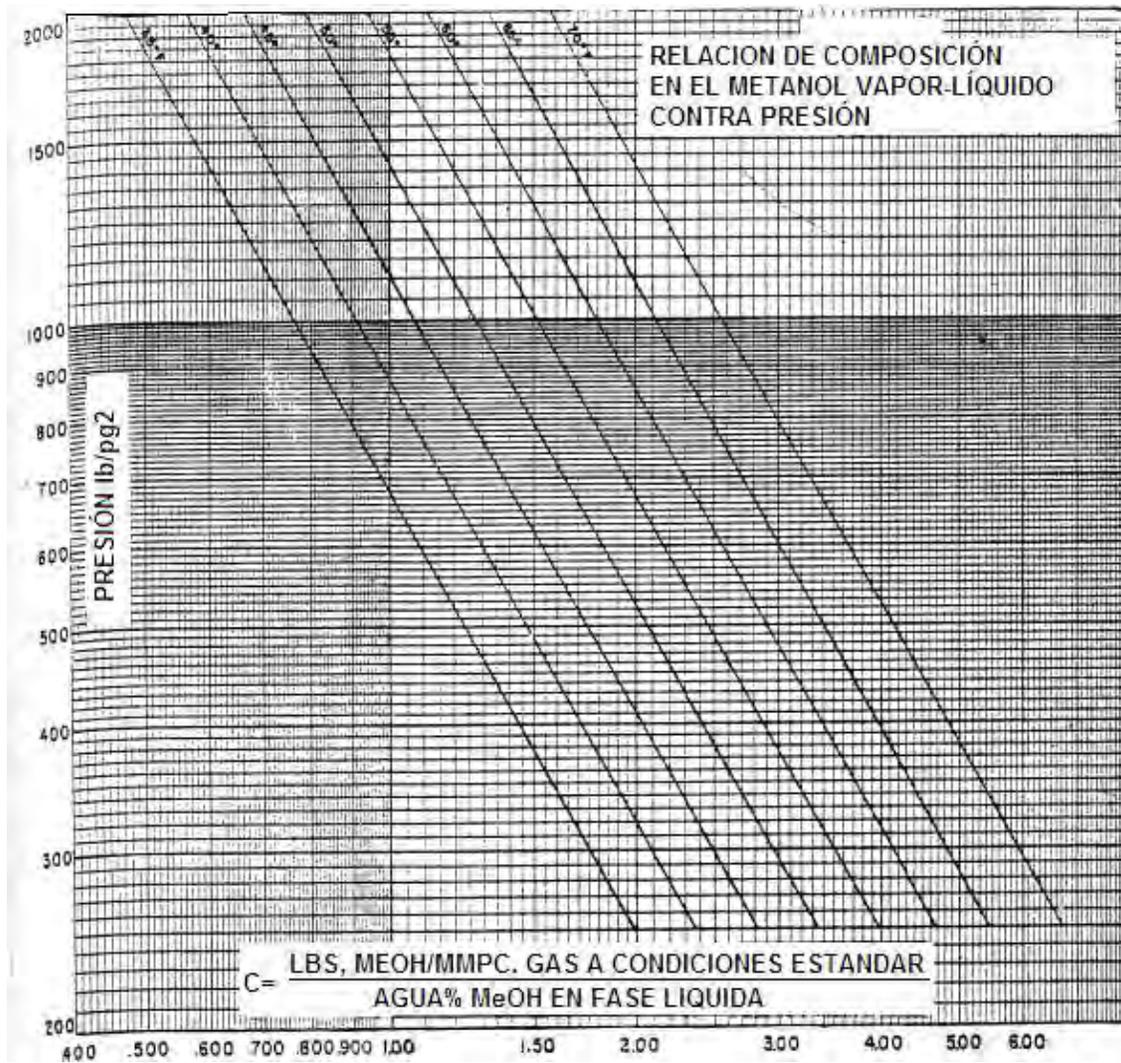
- Producción de agua: **3 BPD = 476.91 L/día = 476.91 kg/día.**
- Calculo de la masa del inhibidor:

$$m_{inh}@1260 \text{ psia} = \frac{0.1146 * 476.91}{1 - 0.1146} = 61.73 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \dots\dots\dots(V.2)$$

- Calculo de la tasa de metanol para inhibir la formación de hidratos. La densidad del metanol es de 792.00 kg/m<sup>3</sup> :

$$q_{inh}@1260 \text{ psia} = \frac{61.73}{792} = 0.07794 \frac{m^3}{\text{día}} = 77.94 \frac{L}{\text{día}} \dots\dots\dots(V.3)$$

El procedimiento para determinar la cantidad total de MeOH necesario se determina sumando la cantidad requerida de metanol para la inhibición más las perdidas por vaporización (en el gas) más las pérdidas de metanol en los líquidos.



**Fig. 191.- Pérdidas de metanol en el gas.**

**Fuente.- Gas Processors Suppliers Asociation. Dehydration Capitulo 20.**

*pérd. de inhibidor =*  
*pérd. en el gas x gasto de prod. de gas x %wt* .....(V.4)

$$\text{pérdidas de inhibidor} = (1.45 \times 13 \times 11.46) \dots\dots\dots(V.5)$$

$$\text{pérdidas de inhibidor} = 216.02 \frac{\text{lb}}{\text{día}} = 97.99 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \dots\dots\dots(V.6)$$

$$\text{pérd. de inhibidor} = 97.99 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \div 792 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1000 = 123.72 \frac{\text{L}}{\text{día}} \dots\dots\dots(V.7)$$

La cantidad total de MeOH necesario para inhibir la formación de hidratos de gas es:

$$\text{perd. de inhibidor} = \left(61.73 + 97.99 \frac{\text{kg}}{\text{día}}\right) \div 792 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0.201666 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \dots(V.8)$$

$$\text{pérdidas de inhibidor} = 201.67 \frac{\text{L}}{\text{día}} \dots\dots\dots (V.9)$$

Aplicando la ecuación de **Nielsen Bucklin** tenemos:

Se calcula la fracción molar y el porcentaje en peso del metanol en la fase acuosa por medio de la ecuación.

$$x_M@1260 \text{ psia} = 1 - \exp\left[\frac{-5.24}{72}\right] = 0.07019 \dots\dots\dots(V.10)$$

$$X_M = \frac{0.07019 \times 32.04}{18.015 + 0.07019(32.04 - 18.015)} = 0.11837 \dots\dots\dots(V.11)$$

- Producción de agua: 3 BPD = 476.91 L/día = 476.91 kg/día.
- Calculo de la masa del inhibidor:

$$m_{inh}@1260 \text{ psi} = \frac{0.11837 \times 476.91}{1 - 0.11837} = 64.031 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \dots\dots\dots(V.12)$$

- Calculo del gasto de etanol a inyectar:

$$q_{inh}@1260 \text{ psia} = \frac{64.031}{792} = 0.080847 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} = 80.847 \frac{\text{L}}{\text{día}} \dots(V.13)$$

- El procedimiento para determinar la cantidad total de MeOH es necesario se realiza de igual forma que en el método anterior.

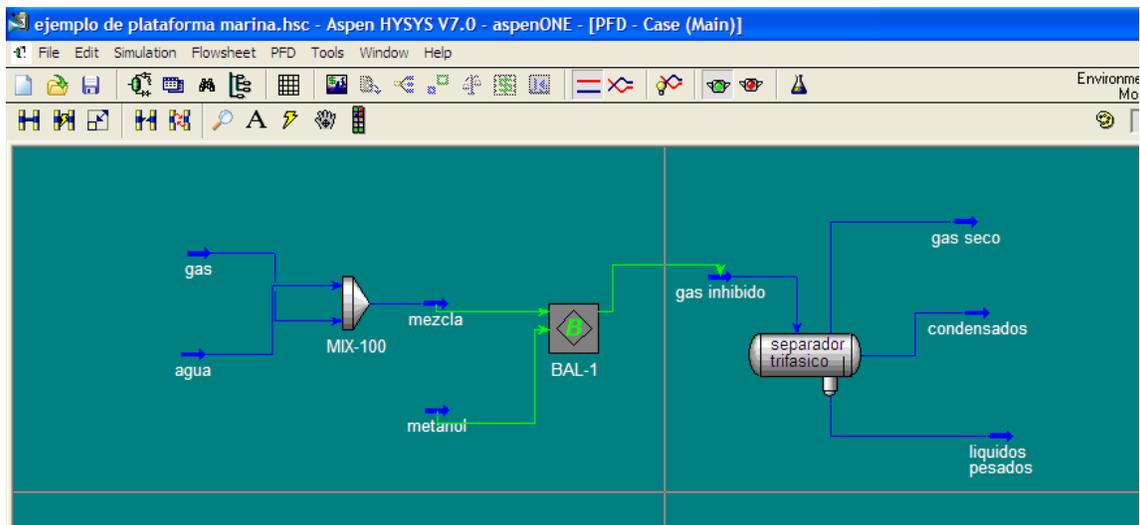
$$\text{pérdidas de inhibidor} = 123.72 \frac{L}{\text{día}} \dots\dots\dots(V.14)$$

- La cantidad total de MeOH necesario para inhibir la formación de hidratos de gas es:

$$V_{MeOH} = 80.85 + 123.72 = 204.57 \frac{L}{\text{día}} \dots\dots\dots(V.15)$$

Empleando el simulador HYSYS Process Modeling V7.1-Aspen Tech Software.

En la figura 193 se muestra el esquema del ambiente de simulación para este caso, mediante un mezclador a las condiciones de operación se logro obtener el fluido (corriente SP89A Fluid) que va ser inhibido y que presenta problemas por formación de hidratos.



**Fig. 192.- Esquema de simulación del caso del riser de la plataforma marina**

**Fuente. Autor**

- **Inhibición.**

Se disponen en paralelo la ventana de “Hydrate Formation Utility” de la corriente a inhibir (SP89A inhibited) y el Workbook del caso. El objetivo es llevar la temperatura de formación del hidrato a un valor ligeramente menor que la de operación. En la figura 194 se indica que para lograr reducir un poco la temperatura de formación del hidrato a 10.98°C se requieren 1.9 BPD de metanol, es decir unos 302.043 L/día un valor cercano al presentado en la literatura.

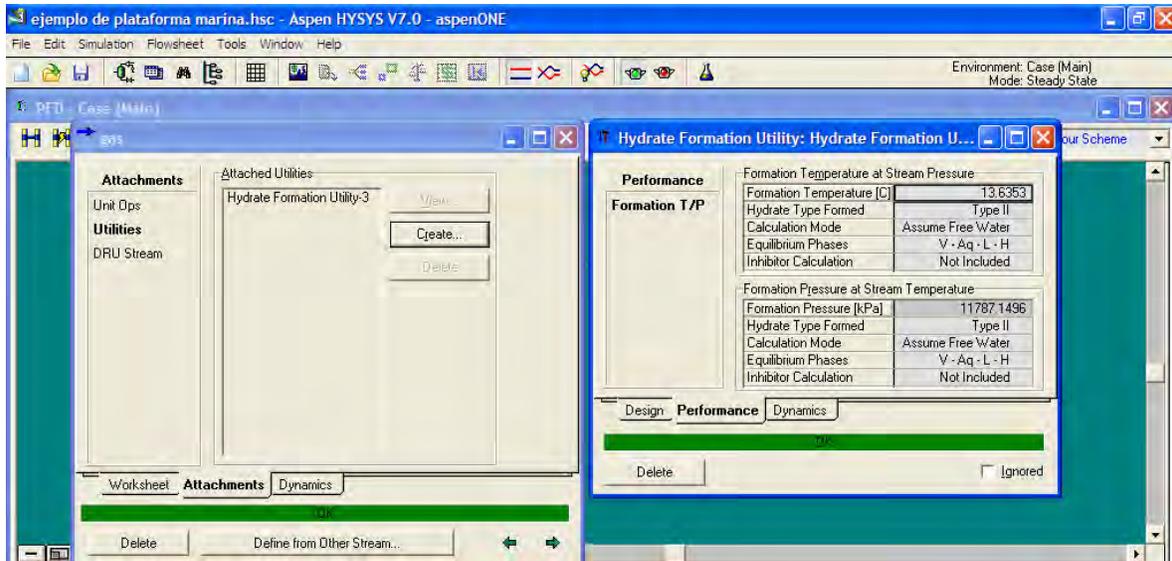


Fig.193.-Ventana de “hidrate Formation Utility”se muestra que hay formación de hidratos a las condiciones de operación (1260 lb/pg<sup>2</sup> y 11.39°C).

Fuente.- Autor.

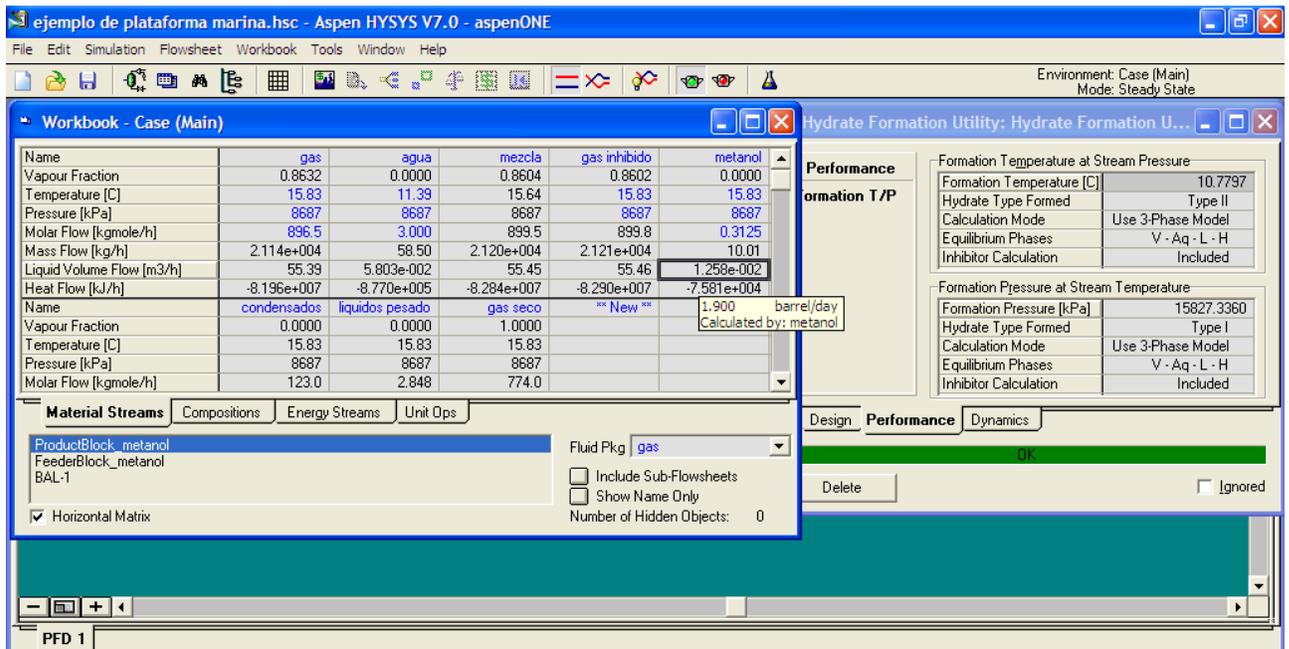


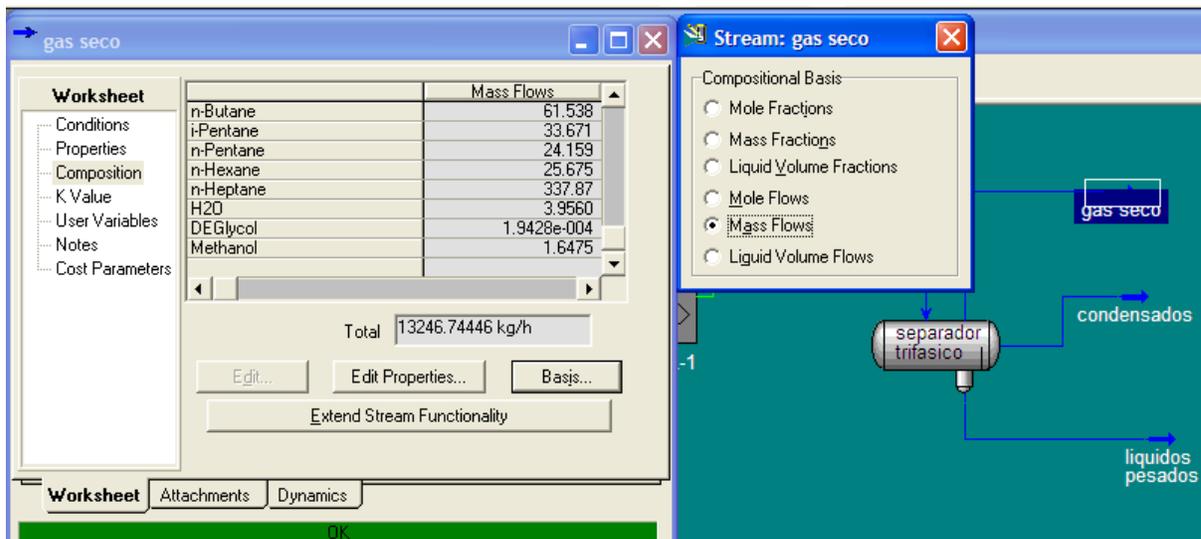
Fig.194.- Reducción de la temperatura de formación de hidratos.

Fuente.-Autor

- **Perdidas del inhibidor.**

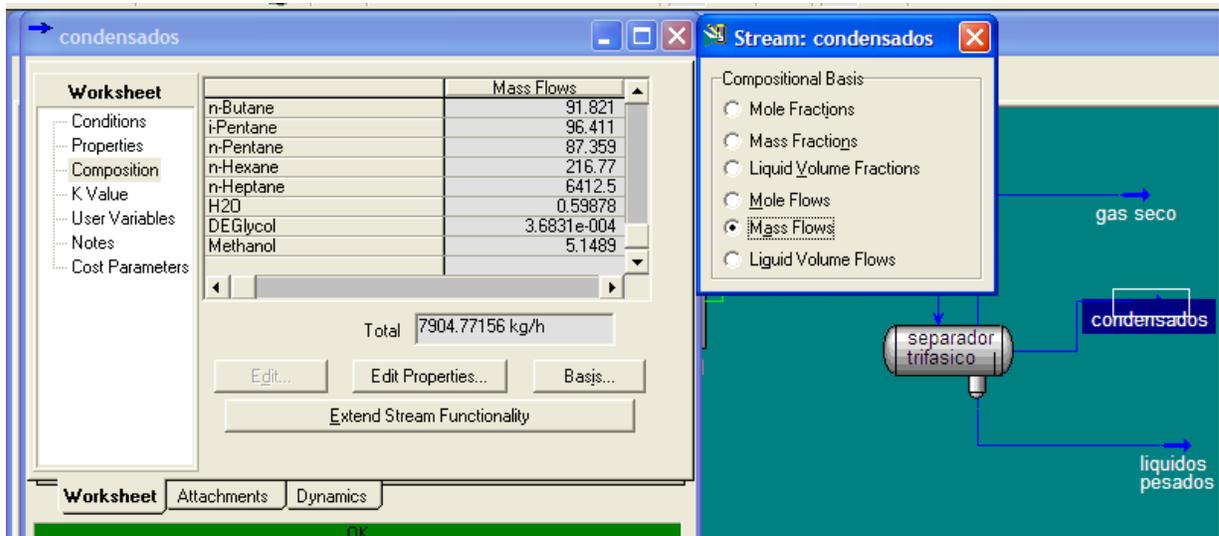
Para la inyección del metanol se deben considerar las pérdidas de este en el gas y en la fase de hidrocarburos líquida y la concentración en la corriente con mayor presencia de agua, en este caso la corriente “líquidos pesados”.

Para obtener la cantidad de pérdidas por medio del simulador HYSYS Process Modeling V7.1 se introduce en el diagrama de simulación un separador de tres fases, con corriente de entrada “SP89A” “gas inhibido” y corrientes de salida “Gas seco, Condensados Y Líquidos pesados”. El simulador calcula las tasas de flujo másico de cada una como sus fracciones másicas.



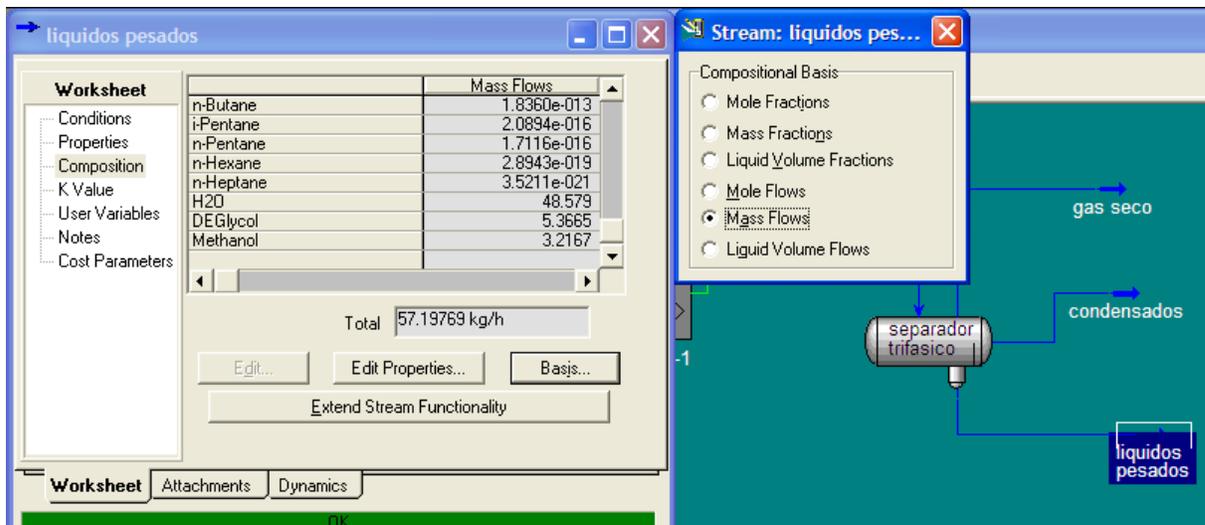
**Fig.195.- Pérdidas del metanol en el gas. El valor es dado en kg/h.**

**Fuente.-Autor**



**Fig.196.- Pérdidas del metanol en el condensado. El valor es dado en kg/h.**

**Fuente.-Autor**



**Fig.197.-Pérdidas del metanol en la corriente “líquidos pesados”. El valor es dado en kg/h.**

**Fuente.-Autor**

La cantidad total a inyectar de inhibidor termodinámico en este caso metanol será la suma de los tres flujos másicos proporcionados por el software HYSYS en la tabla 19 se muestran los resultados.

Corriente	Flujo másico de metanol (kg/h)
Gas Seco	1.6475
Condensados	5.1489
Líquidos Pesados	3.2167
Total	10.0131
Total (L/día)*	303.4272

\*Densidad del metanol = 792 kg/m<sup>3</sup>.

**Tabla 19.-Calculo de la cantidad de metanol requerido para inhibir la formación de hidratos de la corriente SP89A gas inhibido.**

**Fuente.-Autor.**

Los resultados obtenidos por las diferentes formas de cálculo se presentan en la siguiente tabla.

MÉTODO	CANTIDAD DE MeOH (L/día)
Literatura	300.00
Hammerschmidt	201.66
Nielsen-Bucklin	204.57
HYSYS	303.42

**Tabla 20.- Resultados de la cantidad necesaria de MeOH para evitar la formación de hidratos.**

**Fuente.-Autor**

Usando el inhibidor de baja dosis VIMA-VCap la tasa a inyectar de metanol es de 185.08 L/día cuando las condiciones de presión que se tienen se encuentran en 1260 lb/pg<sup>2</sup> generando una disminución aproximadamente de 16.58 L/día de MeOH con la tasa determinada por el método de Hammerschmidt de 19.49 por el

método Nielsen-Bucklin y de 118.34 L/día de MeOH por medio de la simulación con HYSYS.

El precio de metanol en dólares por galón es de 1.34 para calcular el costo anual se tomaron de los resultados obtenidos desde la ecuación de Nielsen-Bucklin, Hammerschmidt y de HYSYS al usar como inhibidor el metanol.

**Hammerschmidt:**

$$\begin{aligned} \text{costo@1000psi} &= 201.66 \frac{L}{\text{día}} * \frac{1}{3.785} \frac{\text{gal}}{L} * 1.34 \frac{\text{US\$}}{\text{gal}} * 365 \frac{\text{día}}{\text{año}} = \\ &26059 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} \dots\dots\dots(\text{V.16}) \end{aligned}$$

**Nielsen-Bucklin:**

$$\begin{aligned} \text{costo@1000psi} &= 204.57 \frac{L}{\text{día}} * \frac{1}{3.785} \frac{\text{gal}}{L} * 1.34 \frac{\text{US\$}}{\text{gal}} * 365 \frac{\text{día}}{\text{año}} = \\ &26435 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} \dots\dots\dots(\text{V.17}) \end{aligned}$$

**HYSYS Process Modeling V7.1:**

$$\begin{aligned} \text{costo@1000psi} &= 303.42 \frac{L}{\text{día}} * \frac{1}{3.785} \frac{\text{gal}}{L} * 1.34 \frac{\text{US\$}}{\text{gal}} * 365 \frac{\text{día}}{\text{año}} = \\ &39208 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} \dots\dots\dots(\text{V.18}) \end{aligned}$$

Al implementar un nuevo método de inhibición con VIMA VCap donde se inyecta a una concentración de 10% en solución con metanol, la reducción en costos de metanol al año es de USD\$ 5082.49: basándose en los cálculos realizados por medio de HYSYS, ya que para este caso fueron los más aproximados a los registrados en la literatura.

La conclusión de este ejemplo al evaluar la implementación de un proyecto de tratamiento con (LDHI), inhibidor de baja dosificación lo más relevante es:

- **Función sobre los hidratos:**

El metanol previene la formación de hidratos y adicionalmente es el único inhibidos que los disuelve cambiando la temperatura de formación, mientras que los inhibidores cinéticos retardan la formación del hidrato durante cierto lapso de tiempo, después del cual los KHIs pierden su poder y se pueden formar los hidratos; los inhibidores AAs anti-aglomerantes permiten la formación del hidrato pero evitan que se aglomeren y que produzcan tapones.

- **Volumen:**

La dosificación de alcoholes y glicoles (inhibidores termodinámicos) es el del 20% al 30% en la fase acuosa; mientras que los inhibidores cinéticos son efectivos a concentraciones bajas menores al 1% del componente activo.

- **Espacio:**

Cuando los productos usados en sistemas offshore se suministran en bajas cantidades como el caso de los LDHIs se tiene más espacio disponible para otros materiales y equipos necesarios en la plataforma, pero cuando se tienen almacenados grandes volúmenes como sucede con los inhibidores termodinámicos esto no es posible.

- **Transporte:**

En un promedio un operador usa a la semana uno o dos tanques de metanol, por esto el barco de suministro debe hacer un viaje a la plataforma cada 2 semanas. Sin embargo, debido a la posibilidad de retrasos en el viaje del barco, se debe contar en plataforma con suministro para 4 semanas. Todos estos viajes para abastecer la plataforma hacen que los costos aumenten mientras que para los LDHIs se reducen pues se usan en menor cantidad:

- **Sistema de bombeo:**

Debido a que los inhibidores termodinámicos se bombea a ritmo alto, el desgaste de las bombas también es alto, produciendo costos elevados de mantenimiento y

de remplazo de bombas neumáticas. Cuando se usan los LDHIs las bombas que se usan son más pequeñas pues la cantidad a bombear es mucho menor por lo tanto se disminuyen los costos.

- **Corrosión:**

El metanol contiene apreciables de oxígeno disuelto. El oxígeno en presencia de agua es un agente corrosivo. A menudo, se acompaña de un inhibidor de corrosión para mitigar las propiedades corrosivas del metanol, mientras que los inhibidores de baja dosis no presentan acción corrosiva.

- **CAPEX:**

El costo de inversión disminuye al usar inhibidores de baja dosis ya que se requieren líneas de inyección con menores diámetros, menos tanques de almacenamiento y bombas más pequeñas que las requeridas al usar inhibidores termodinámicos.

- **Costos de inversión y OPEX:**

Cuando se usan inhibidores de baja dosis es menor la inversión en el costo de los químicos y de transporte debido a que se requiere menor cantidad de producto. El costo por mano de obra se reduce porque se disminuye el tiempo de intervención por la descarga de los barcos, número de viajes a la plataforma y mantenimiento de las bombas, entre otros.

Como el volumen aplicado de inhibidores de baja dosis es bajo es poco probable que se incurra en penalizaciones legales por alto contenido de estos en los hidrocarburos.

Finalmente presentamos una comparación entre los inhibidores en relación a costos.

FACTOR	METANOL/GLICOL	LDHI
Transporte	Alto	Bajo
Bombas	Alto	Alto
Almacenamiento	Alto	Bajo
Levantamiento por grúas	Alto	Bajo
Corrosión	Alto	Bajo
Volumen	Alto	Bajo
Espacio	Alto	Bajo
Regeneración	Si	No

Tabla 21.-Relación de costos entre los inhibidores termodinámicos y los inhibidores de baja dosis.

Fuente.- Autor.

BENEFICIOS		
Inhibidores Termodinámicos	Inhibidores Cinéticos	Inhibidores Antiaglomerantes
Efectivo	Bajo OPEX/CAPEX	Bajo OPEX/CAPEX
Predecible	Bajos volúmenes(<1%wt)	Bajos volúmenes(<1%wt)
Historial comprobado	Amigable con el medio ambiente	Amigable con el medio ambiente
	No toxico	No toxico
	Probado en sistemas de gas	Amplio rango de subenfriamiento

Tabla 22.-Beneficios de los diferentes tipos de inhibidores.

Fuente.- PICKERING P.F.,B. Edmonds, R.A.S. Moorwood, R. Szczenpanski and M.J. Watson Evaluating New Chemicals and Alternatives For Mitigating Hydrates In Oil & Gas Production.

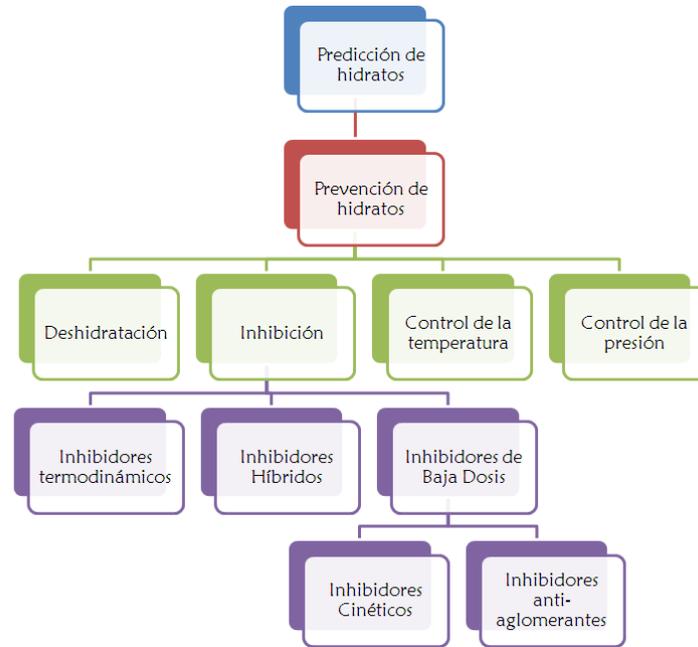
<b>LIMITACIONES</b>		
<b>Inhibidores Termodinámicos</b>	<b>Inhibidores Cinéticos</b>	<b>Inhibidores Antiaglomerantes</b>
<b>Alto OPEX/CAPEX</b>	<b>Límite de subenfriamiento (&lt;10°C)</b>	<b>Limitado a los bajos cortes de agua</b>
<b>Altos Volúmenes (10-60%)</b>	<b>Cierres</b>	<b>Cierres</b>
<b>Toxico / peligroso</b>	<b>Pruebas en sistemas específicos</b>	<b>Pruebas en sistemas específicos</b>
<b>Prejudicial para el medio ambiente</b>	<b>Compatibilidad</b>	<b>Compatibilidad</b>
<b>Volátil-pérdida de vapor</b>	<b>Precipitación a altas temperaturas</b>	<b>No es predecible mediante un modelo</b>
<b>Salinidad</b>	<b>No es predecible mediante un modelo</b>	

**Tabla 23.-Limitaciones de los diferentes tipos de inhibidores.**

**Fuente.- PICKERING P.F.,B. Edmonds, R.A.S. Moorwood, R. Szczenpanski and M.J. Watson Evaluating New Chemicals and Alternatives For Mitigating Hydrates In Oil & Gas Production.**

## V.2.-Análisis técnico de las opciones de solución.

Para este análisis emplearemos diferentes diagramas los cuales nos apoyaran para poder dar una mejor explicación del fenómeno.

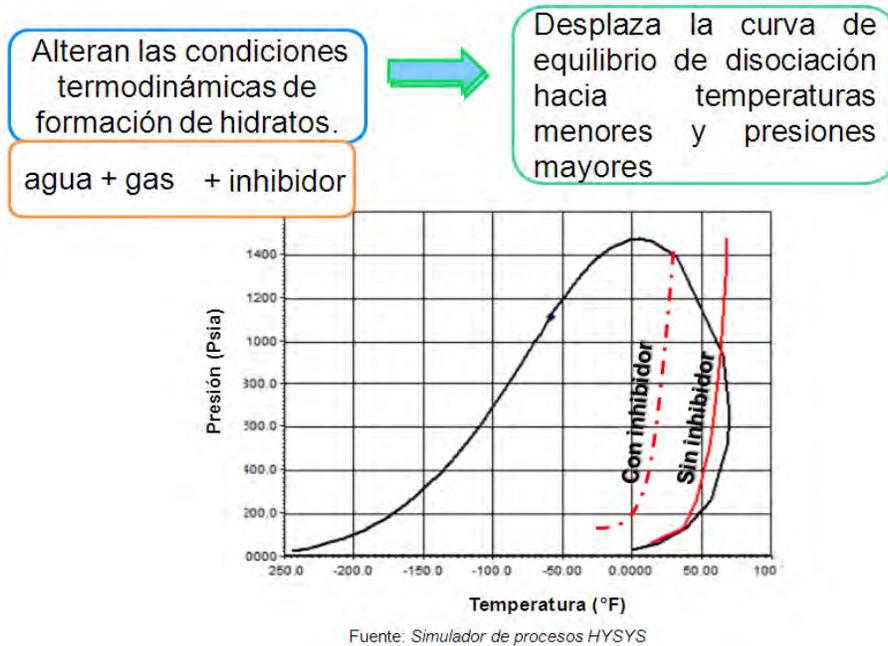


**Fig. 198.-Diagrama del manejo de hidratos presentes en el gas.**

**Fuente.- Autor.**

Todo lleva un proceso, como se muestra en el diagrama, en el cual lo mejor es tener una buena predicción y control de los hidratos para el aseguramiento de flujo. En el mismo se muestran los diferentes inhibidores existente para el control de los hidratos, sin embargo, cabe señalar que existen sistemas de inhibición que son híbridos, es decir que pueden tener entre sus componentes uno o más inhibidores de hidratos más uno o más inhibidores de otro tipo por ejemplo de corrosión.

Primero trataremos los inhibidores termodinámicos.

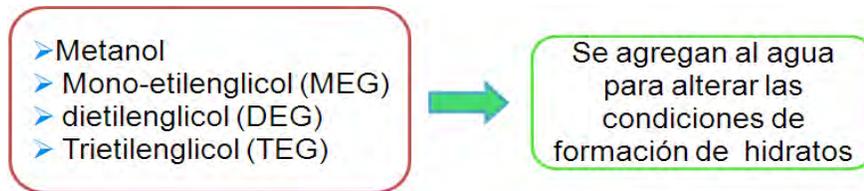


**Fig. 199.- Comportamiento de la curva de formación de hidratos con la aplicación de inhibidor.**

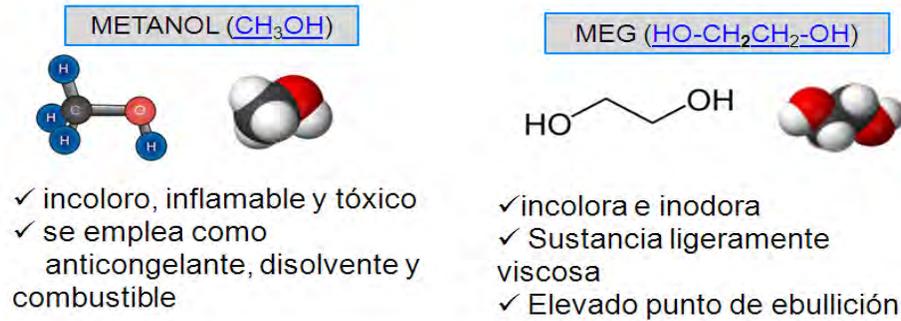
**Fuente.-Simulador de Procesos.**

Sabemos que con este tipo de inhibidores la curva de formación de hidratos se recorre hacia la izquierda con lo cual nos permite operar sin la presencia de los mismos sin tener que modificar las condiciones de presión y temperatura.

Continuando con este tipo de inhibidores sabemos que tienen algunas propiedades moleculares las cuales se muestran en la figura 200.



**MAS UTILIZADOS**



**Fig.200.- Propiedades de los inhibidores termodinámicos.**

Fuente.-Autor

Asimismo se cuenta con diferentes ventajas y desventajas la cuales se presentan la siguiente figura.

	<b><u>VENTAJAS</u></b>	<b><u>DESVENTAJAS</u></b>
 <b>METANOL</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Baja Viscosidad</li> <li>✓ Bajo peso Molecular</li> <li>✓ Trabaja a cualquier temperatura</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Presión de vapor significativamente alta</li> <li>✓ Alta solubilidad en hidrocarburos líquidos</li> <li>✓ Recuperación no favorable</li> </ul>
 <b>MEG</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Fácil regeneración</li> <li>✓ Mas común para inyección continua</li> <li>✓ Deshidrata al gas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Los HC aromáticos tienden a ser más solubles en MEG</li> <li>✓ Alta Viscosidad</li> <li>✓ No se recomienda usar a bajas temperaturas</li> </ul>

**Fig.201- Ventajas y desventajas de los inhibidores termodinámicos.**

Fuente.-Autor.

Para poder elegir el mejor inhibidor es necesario tener o seguir algún criterio dentro de los cuales presentaremos las siguientes consideraciones:

Capacidad de Deshidratación	<ul style="list-style-type: none"><li>• El Metanol no tiene la capacidad de deshidratar el gas como los glicoles.</li></ul>
Gastos Económicos	<ul style="list-style-type: none"><li>• El Metanol tiene menor costo por galón que los glicoles.</li><li>• Incide mayormente el tiempo y la cantidad de inhibidor a inyectar.</li></ul>
Propiedades Físicas	<ul style="list-style-type: none"><li>• La viscosidad del Metanol es menor que la del MEG, requiriendo menor presión de bombeo.</li></ul>
Riesgos de Seguridad	<ul style="list-style-type: none"><li>• El Metanol conlleva a mayores riesgos de seguridad en su manejo y almacenamiento que el MEG.</li></ul>
Inhibición de Corrosión y Parafinas	<ul style="list-style-type: none"><li>• Generalmente el MEG provee de mayor grado de protección contra la corrosión que el Metanol.</li><li>• El MEG tiene propiedades de Inhibición y dispersión de parafinas.</li></ul>
Pérdidas por Solubilidad	<ul style="list-style-type: none"><li>• El Metanol tiene pérdidas por solubilidad en hidrocarburos tanto en gas como en líquido.</li></ul>



**Fig. 202.- Elementos para elegir un inhibidor de hidratos.  
Fuente.-Autor.**

Haciendo una comparación con los criterios antes mencionados de entre los inhibidores termodinámicos creamos la siguiente tabla de comparación la cual muestra con detalle las principales diferencias entre ellos.

	Metanol	MEG
Costo	Menos costoso	Mas costoso
Toxicidad	alta	Baja
Flamabilidad	↑ flamabilidad a T amb	↓ flamabilidad a T amb
Punto de relampagueo	53.6 °F	240°F
Presión de vapor @ 77 °F	120 mm Hg	0.12 mm Hg
Peso molecular	32.04	62.1
Punto de congelamiento	-97.6°C [-143.8°F]	-13,4°C [7.9°F]
Densidad relativa	0.796 @ 15°C	1.11 @ 25°C
Volatilidad relativa al agua a 1 atm	3.5 @ 73°C [163°F]	27.5 @ 138°C [280°F]
Viscosidad , cp @ 25°C[77°F]; @ 60°C[140°F]	0.52 --	16.5 4.68

**Tabla 24.- Comparación entre inhibidores termodinámicos.  
Fuente.-Autor.**

Se tiene primero que calcular la concentración y para ello nos valemos de la ecuación de Hammerschmidt, para posteriormente calcular la cantidad.

**METODO DE  
HAMMERSCHMIDT**

$$X = \frac{d * MW}{K + (d * MW)} * 100$$

X = % en peso del inhibidor  
MW= peso molecular del inhibidor  
d = disminución de la T de formación de hidratos

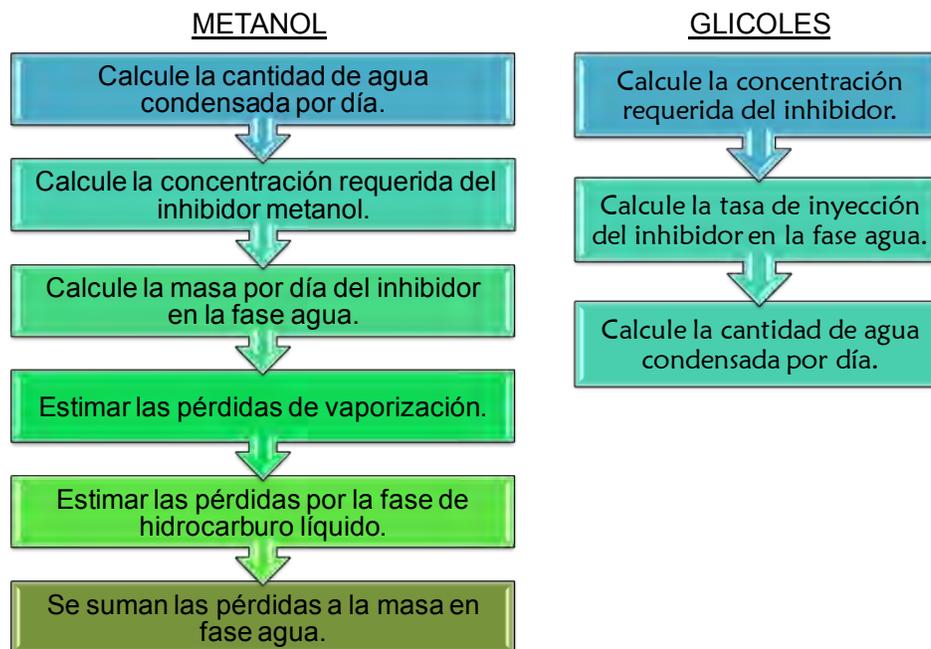
Constante { K = 2335 para metanol  
K=2335-4000 para glicoles

☐ Metanol: concentraciones por debajo de 25% en peso.

☐ Glicoles: concentraciones por debajo de 70% en peso.

**Fig. 203.- Cálculo de concentración por el método de Hammerschmidt. Fuente.-Autor.**

Ya que se tiene el inhibidor hay que saber qué cantidad del mismo se va agregar dependiendo de las condiciones de operación, sin embargo con el siguiente sistema se puede obtener la cantidad con los siguientes pasos.



**Fig. 204.- Comparación de cálculo entre inhibidores termodinámicos. Fuente.-Autor.**

En contrapartida presentamos los inhibidores de baja dosificación

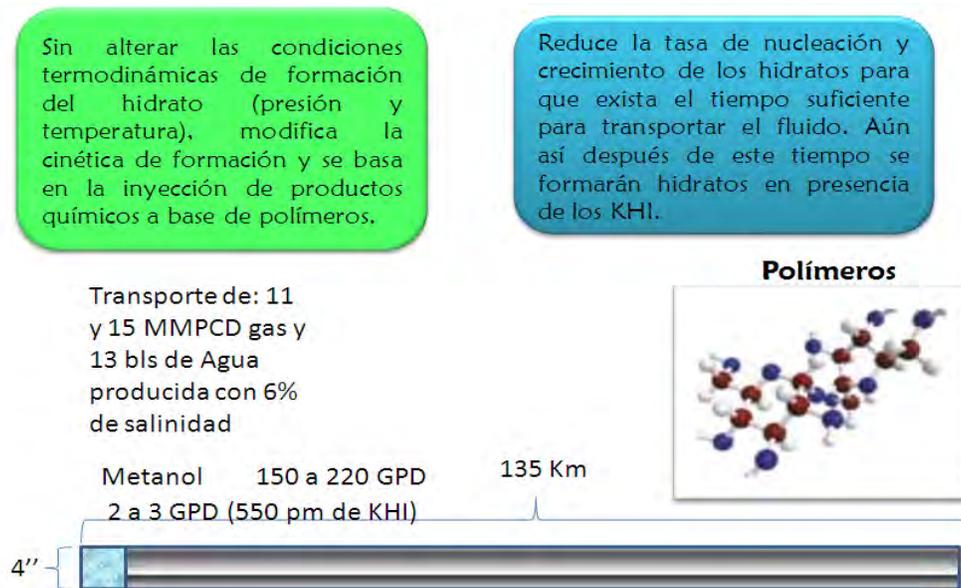
Los nuevos inhibidores, llamados “inhibidores de baja dosis” (LDHI – Low Dosage Hydrate Inhibitors) se clasifican en:



**Fig. 205.- Clasificación de los inhibidores de baja dosificación.**  
Fuente.-Autor.

Como se había mencionado en la Introducción los inhibidores de baja dosificación es lo más reciente que se tiene en sistemas de inhibición de hidratos los cuales tienen entre otras bondades la capacidad de poder combinarse con otro tipo de inhibidores y así formar un compuesto que ayuda a resolver diferentes problemas presentes en el manejo del gas. Como la corrosión y el aglomeramiento de los hidratos ya formados los cuales obstruyen el flujo en las tuberías de producción.

Asimismo tenemos los inhibidores cinéticos como de lo más moderno en el tratamiento de inhibición del gas y sus propiedades básicas. Además como opera en las tuberías atacando principalmente el fenómeno de crecimiento de cristales llamado nucleación que es al corazón del cristal.



**Fig. 206.- Propiedades de los inhibidores cinéticos.**

Fuente.-Autor.

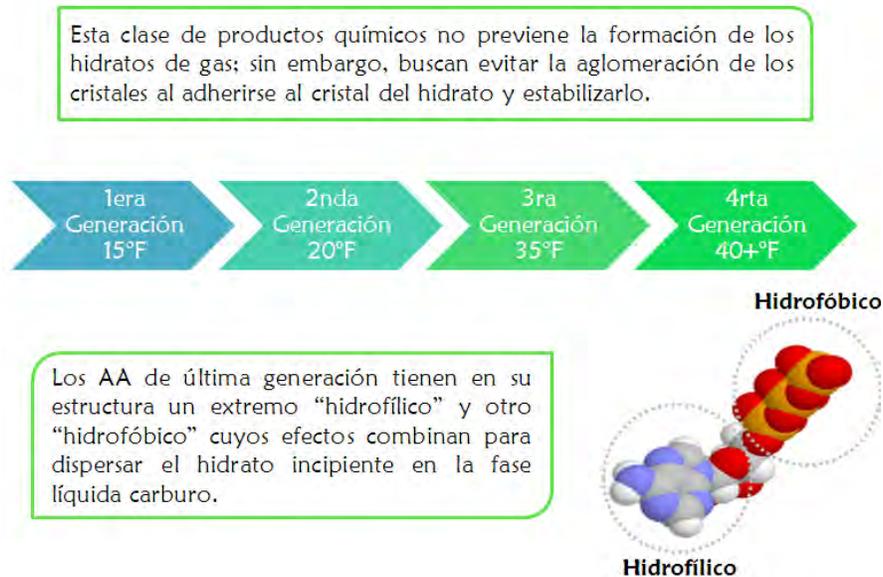
Sin embargo no solo tiene esas propiedades sin también se cuenta con estas consideraciones:



**Fig. 207.- Consideraciones de los inhibidores cinéticos.**

Fuente.-Autor.

Presentamos los inhibidores Antiaglomerantes dentro de los cuales tienen la propiedad de poder combinarse con otros mencionados arriba.



**Fig. 208.- Clasificación de los Inhibidores Antiaglomerantes.**  
Fuente.-Autor.

Este tipo de inhibidores también cuentan con sus consideraciones las cuales presentamos a continuación:



**Fig. 209.- Consideraciones de los Inhibidores Antiaglomerantes.**  
Fuente.-Autor.

Para todo análisis se debe realizar una comparación para verificar que tipo de bondades o condiciones pueden ser de utilidad para nuestros procesos.

Termodinámicos	Baja Dosis
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Se debe usar entre 10 y 60% del volumen de fase acuosa.</li> <li>• Altas pérdidas por evaporación y disolución.</li> <li>• Altos costos operativos</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Concentraciones de 0,1 a 1,0 % peso.</li> <li>• Despreciables pérdidas por evaporación</li> <li>• Disminución en equipo de regeneración, almacenamiento y transporte.</li> </ul>

**Fig. 210.- Comparación entre los Inhibidores Termodinámicos y de baja dosificación.**

**Fuente.-Autor.**

Finalmente se hace una comparación entre los diferentes tipos de inhibidores y sus propiedades para saber cuál es el que mejor se adapta a nuestro proceso.

Propiedades de los inhibidores de hidratos				
Dato	Metanol	Etanol	EG	TEG
Formula empirica	CH4O	C2H6O	C2H6O2	C6H14O4
Masa molar (g/mol)	32.042	46.07	62.07	150.17
Punto de ebullición, °C	64.7	78.4	198	288
Presión de vapor (a 20°C)	12.5	5.7	0.011	<0.001
punto de fusion, °C	-98	-112	-13	-4.3
Densidad (a 20°C), kg/m3	792	789	1116	1126
Viscosidad (a 20°C), cp	0.59	1.2	21	49

**Tabla 25.- Comparación entre las propiedades de los inhibidores termodinámicos.**

**Fuente.- Natural Gas Hydrates, 2nd Edition 2009. John Carroll. A guide for Engineers.**

Finalmente realizamos una comparación de costos ya que es la variable que marca la realización de los proyectos y decide cual de los inhibidores se va a emplear

PRECIO APROXIMADO DE LOS INHIBIDORES DE HIDRATOS				
INHIBIDOR	PRECIO BASE (USD)	AJUSTE DE PRECIO		
		USD/GAL	USD/KG	USD/L
Metanol	\$532/Ton	1.6	0.53	0.42
Etanol	\$3.30/gal	3.3	1.1	0.87
EG	\$0.63/lb	5.87	1.39	1.55
DEG	\$0.32/lb	7	1.65	1.85
TEG	\$0.90/lb	8.44	1.98	2.23

**Tabla 26.- Comparación entre los costos de los inhibidores.**

**Fuente.- Natural Gas Hydrates, 2nd Edition. John Carroll. A guide for Engineers.**

### **V.3.- Alternativa Propuesta:**

Para la alternativa propuesta tenemos un caso de campo, se tiene el pozo Mundo Nuevo 201, este pozo tenía serios problemas de hidratos debido a un problema de efecto Joule-Thompson. Ya que debido a su operación, el pozo no podía operar a presiones intermedias ni mucho menos a alta presión porque no se contaba con la infraestructura para ello por eso debía operar en baja presión y ser producido en corriente aportando su producción únicamente con su energía natural, transportándose a través del Oleogasoducto de 8"Ø x 7.5 Km al Cabezal Comoapa, integrándose la producción con los pozos de ese campo y destino la batería de separación Girdaldas para su procesamiento.



**Figura 211.- Pozo Mundo Nuevo 201.**

**Fuente.- Operación de pozos e Instalaciones de Explotación A.I.M.**

#### **Antecedentes.**

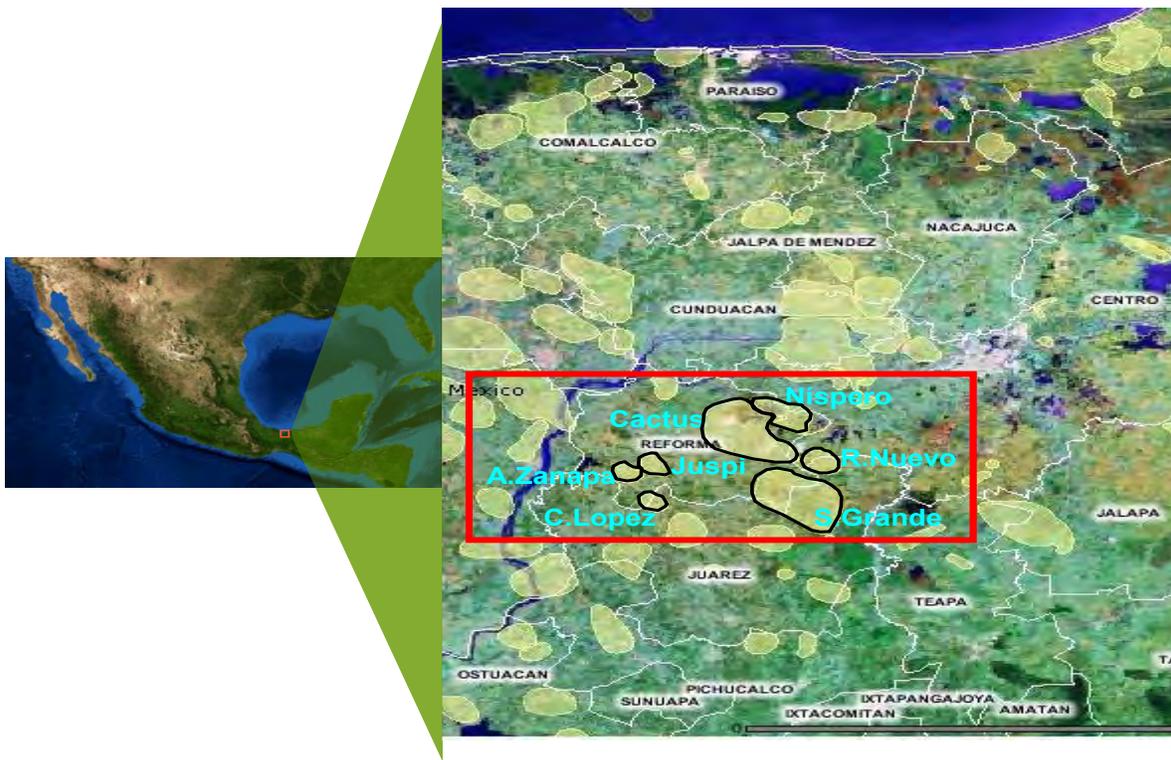
El campo Mundo Nuevo se localiza en el municipio de Reforma en el estado de Chiapas, México. Coordenadas de localización: X = 475,025.6 y Y = 1'960,084.8 (Pozo: Mundo Nuevo 2-A).

Este campo inició su explotación el 21 de noviembre de 1977 con la perforación del pozo Mundo Nuevo 2-A con una producción inicial de 226 bpd de aceite y 1.2 mmpcd de gas, alcanzando este pozo una producción máxima en enero de 1982 de 4,541 bpd de aceite y 58.74 mmpcd de gas; en noviembre de 1980 el campo alcanzó una producción máxima de 16,092 bpd de aceite y 127 mmpcd de gas, se perforaron 13 pozos en total (2-A, 51, 41, 42, 62, 1, 2, 3, 3-A, 32, 43, 54, 76) de los cuales 8 se encuentran taponados (1, 2, 3-A, 32, 43, 54 y 76).

Se perforaron los pozos Mundo Nuevo 1 en Diciembre de 1965 resultando improductivo y por consiguiente taponado, el M. Nvo. 2 en Junio de 1975 taponado por accidente mecánico, el M. Nvo. 2-A en Noviembre de 1977 (actualmente operando), el M. Nvo. 3 en Abril de 1977 taponado por accidente mecánico, el M. Nvo. 3-A en Abril de 1977 resultando productor alcanzando su máxima producción en Noviembre de 1980 con 4,938 bpd de aceite y 46.66 mmpcd de gas y en

Agosto de 1984 lo taponaron por accidente mecánico en una reparación mayor con equipo, el pozo M. Nvo. 32

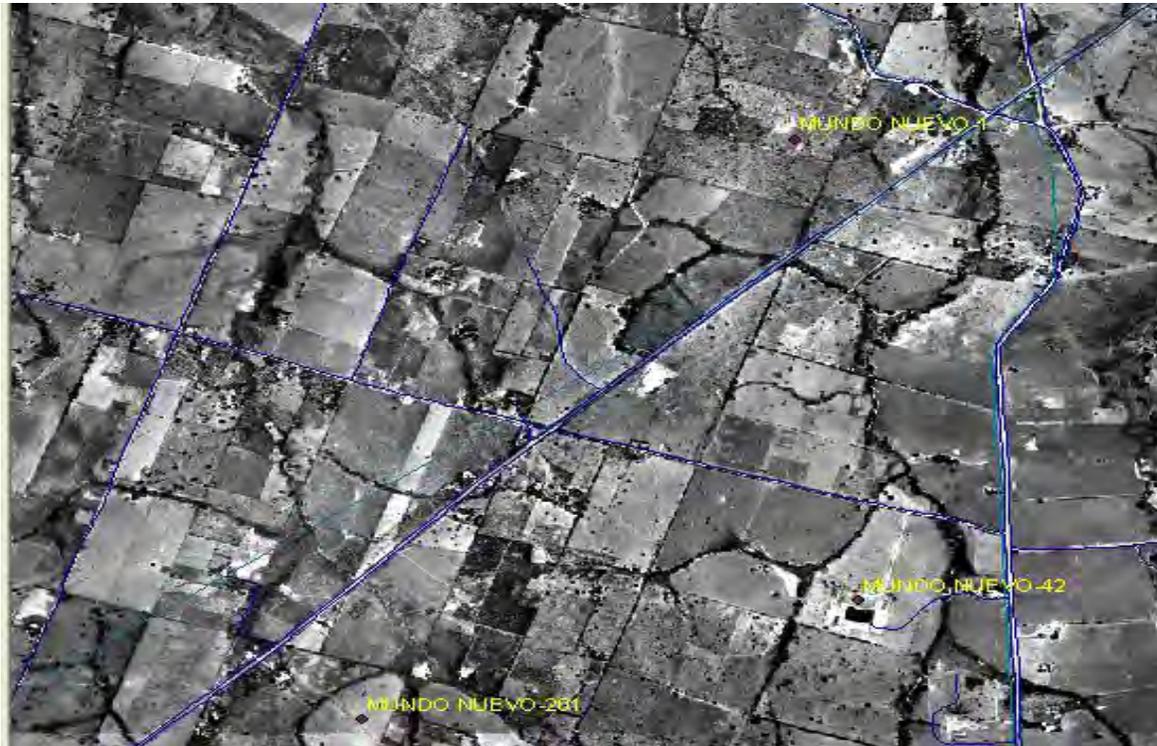
El acceso principal es por vía terrestre a través de la carretera Villahermosa-Reforma- Estación Juárez hasta llegar al entronque conocido como Santa Teresa y de ahí, siguiendo hacia San Manuel. El recorrido es aproximadamente de 75 Km. Actualmente, se encuentran en explotación los pozos Mundo Nvo. 2-A y 51 con una producción de 2,881 bpd de aceite bruto y 560 bpd de aceite neto con 8.57 mmpcd de gas (producción al 25 de enero de 2005). En resumen, los pozos Mundo Nuevo 41, 42 y 62 se cerraron por presiones igualadas encontrándose con posibilidades de explotación.



**Fig.212.- Ubicación Geográfica.**

**Fuente.-INEGI**

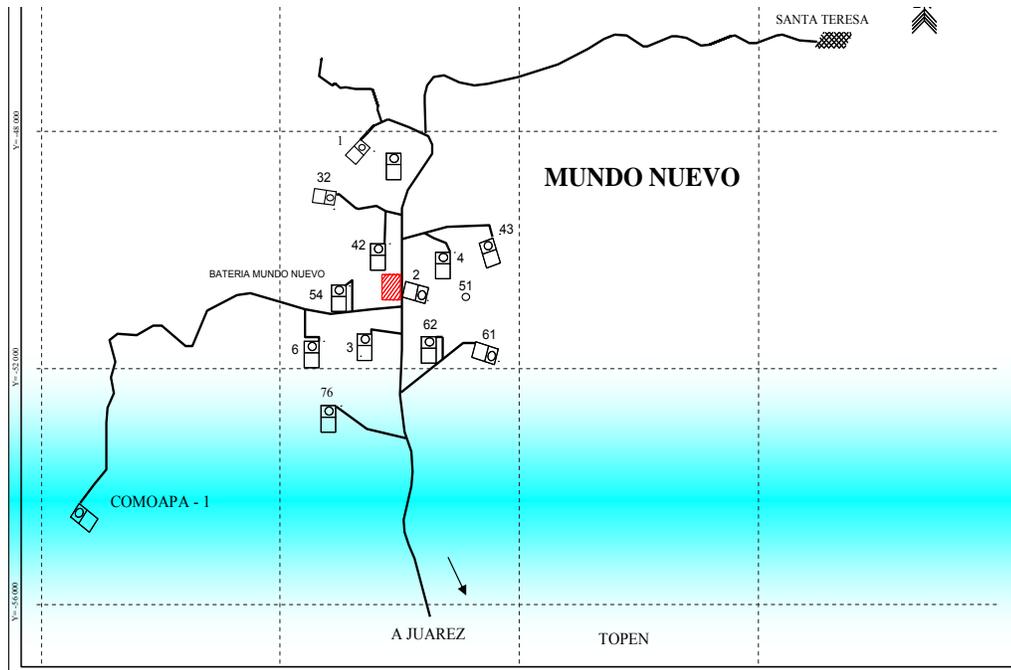
Cabe señalar que este campo está aportando su producción únicamente con su energía natural, transportándose a través del Oleogasoducto de 8"Ø x 7.5 Km al Cabezal Comoapa, integrándose la producción con los pozos de ese campo y destino la batería de separación Girdaldas para su procesamiento.



**Fig. 213.- Ubicación de líneas y caminos.**

**Fuente.- Software técnico ARGIS versión 10.1**

La construcción de la interconexión como medida emergente permitía proporcionar el medio de transporte para la producción de los pozos de referencia dado que reduce considerablemente el tiempo de construcción, sin embargo se requiere disponer próximamente de un Oleogasoducto de 8"Ø x 2.3 km aprox. al cabezal de pozos Mundo Nuevo, para disponer de flexibilidad operativa en un futuro para integrar la producción de los pozos nuevos (M. Nvo. 201 y 64) con los pozos en explotación y enviar su producción al Cabezal Comoapa y finalmente a Giraldas (situación actual) ó el envío de la producción del campo Mundo Nuevo a la batería de separación Sitio Grande como anteriormente se estaba manejando, antes de formarse los Activos de Producción.



**Fig. 214.- Localización de los pozos del campo Mundo Nuevo.**  
**Fuente.- Software técnico Autocad 2012.**

Las líneas de descarga en pera y la interconexión con el punto más cercano al ducto de 8"Ø x 7.5 Km Mundo Nuevo – Comoapa son en 6"Ø y el Oleogasoducto al cabezal de pozos Mundo Nuevo en 8"Ø; especificación del material API 5L GRADO X-52 con el espesor y los recubrimientos adecuados para el transporte de fluidos en fase gas y mezcla gas-líquido de las siguientes características y condiciones de operación:

Concepto	Unidad	Ductos		
		LDD Pozo M. Nvo. 201	LDD Pozo M. Nvo. 64	Oleogasoducto 8"Ø
Flujo de gas	mmpcd	5.0	5.0	10.0
Flujo de aceite	bpd	320	320	640
Flujo de agua	bpd	50	50	100
Presión de Operación	Kg/cm <sup>2</sup>	35	35	33.5
Temperatura de Operación	°C	60	60	60

**Tabla 27.-Valores de operación de las líneas de transporte.**

Al inicio las condiciones de operación del pozo fueron un serio problema debido a la gran caída de presión presente y a la gran cantidad de agua que aporta el pozo.

El no flujo debido a un serio problema de hidratos debido a que la presión en la cabeza era de  $160 \text{ kg/cm}^2$ . Y se tenía un estrangulador de  $1/8''\text{Ø}$  por lo que se tenía un muy fuerte efecto Joule-Thompson, el cual congelaba la línea como se muestra en la siguiente figura. Este efecto era tan intenso que las siguientes imágenes muestran que el efecto va hasta la válvula de seccionamiento y mas lejos y el diagrama arriba descrito fue congelado al inicio de la producción.



**Fig. 215.- Efecto de congelamiento del bajante debido a un efecto extremo Joule-Thompson.**

**Fuente.- Coordinación de Construcción y Mantenimiento. A.I.M.**

El efecto es tan fuerte que se presenta a lo largo de la línea como se muestra.



**Fig. 216.-Bajante y parte del cabezalito congelado.**  
**Fuente.- Coordinación de Construcción y Mantenimiento. A.I.M.**

Este efecto se presenta hasta la válvula check en el área de interconexiones como se muestra en la figura siguiente.



**Fig. 217.-Area de interconexiones y congelamiento de la línea.**  
**Fuente.- Coordinación de Construcción y Mantenimiento. A.I.M.**

En los trabajos de reparación este efecto tenía grandes problemas en la parte de interconexión debido a que depositaba un enorme tapón de hielo por dentro de la línea en la llegada en el área de interconexiones.



**Fig. 218.-Congelamiento de la válvula de seccionamiento.**

**Fuente.- Coordinación de Construcción y Mantenimiento. A.I.M.**

Se tuvo que hacer una reparación menor y colocar un estrangulador de fondo de 5/16"Ø para poder controlar la presión y la conificación del agua. Y un estrangulador de 1/4"Ø en la superficie.

Dentro de los intentos para poder reparar el pozo y restablecer el flujo se realizaron múltiples intentos tales como ampliar el estrangulador, ampliar la línea de descarga gradualmente, y por ultimo una solución poco ortodoxa, que es mojar la línea con mangueras de contraincendios, sin embargo nada de lo anterior funciono debido a que el pozo no fluía en forma directa tenía que fluir en corriente, y cumplir con cierta presión de operación, y la ultima es imposible tener una unidad contraincendios las 24 horas mojando la línea de descarga, finalmente el efecto Joule-Thompson es tan fuerte que la inyección con inhibidor como metanol y glicol no funcionaba.



**Fig. 219.-Area de interconexiones, se ve la interconexión y el congelamiento de la línea hasta este punto y el taponamiento por dentro en el ducto.**

**Fuente.- Coordinación de Construcción y Mantenimiento. A.I.M.**

Una solución práctica para acabar con este fenómeno es el empleo de una nueva tecnología que no obstante ya se había probado varias cosas para resolver el problema sin embargo no ofrecían resultados. Para el control de grandes caídas de presión, esta tecnología es llamada **válvulas de uso severo** se ha desarrollado después de 50 años y el servicio es proporcionado por diferentes compañías, en este caso **CCI** ha desarrollado aplicaciones de servicio severo en las industrias del gas y petróleo.

La solución del problema fue el empleo de una solución no estándar, es decir, el empleo de tecnología nueva que permitiera la operación del pozo sin la formación de hidratos debidos a fuertes caídas de presión.

Para ello se empleo el uso de válvulas de uso severo que prometían grandes mejoras en la operación de estos pozos.



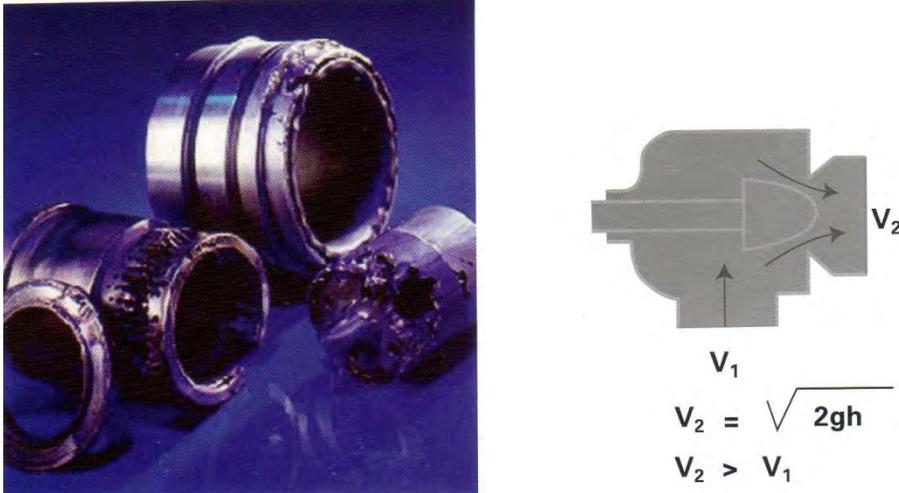
**Fig. 220.- Corte de la galleta de la válvula de uso severo y presentación de la misma.**

**Fuente. CCI. Lubosa.com.mx.**

La necesidad de tener control sobre la velocidad de los fluidos fue la base principal del desarrollo de esta nueva tecnología, los problemas sobre las válvulas de control eran evidentes, tales como cavitación, erosión, abrasión y vibración estos efectos destruyen rápidamente las válvulas y desestabilizan la operación.

CCI, es un pionero en el desarrollo de esta tecnología creando aplicaciones para el control de la velocidad de los fluidos, principalmente en el desarrollo de válvulas de uso severo, este tipo de válvulas puede ser automatizado su manejo.

Su principio se basa en la modificación de la entrada y salida de las válvulas a través de múltiples orificios con esto se consigue que el fluido reduzca su velocidad y en consecuencia la presión cae pero de forma muy suave.



**Fig. 221.- Desgastes por velocidades extremas en las válvulas comunes y principio de operación de la válvula de uso severo.**

**Fuente. CCI. Lubosa.com.mx.**

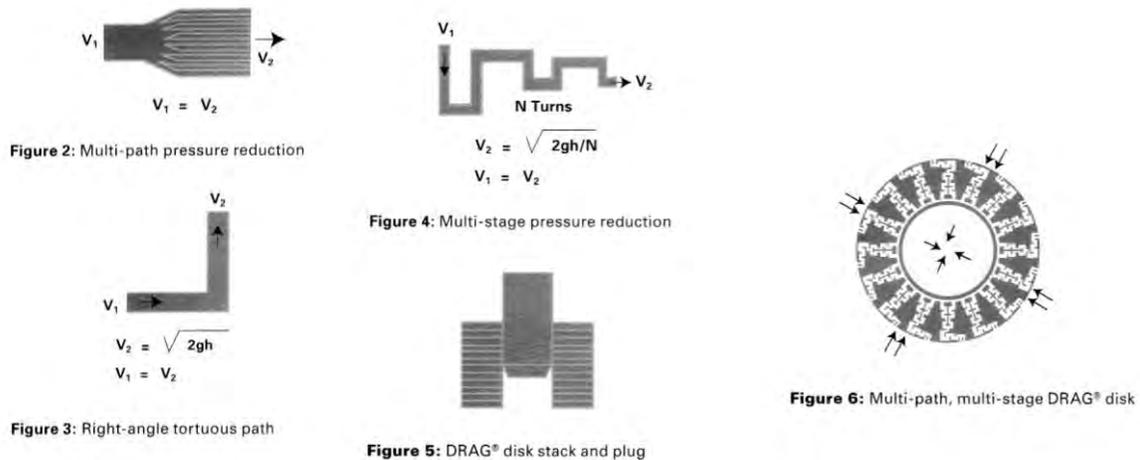
El fluido entra en a la válvula a máxima velocidad ( $V_1$ ) posteriormente da vuelta y pasa por el hueco que se ejerce por la galleta y el cuerpo de la válvula, si empleamos el efecto de la vena contracta tenemos que el flujo se restablece y no hay pérdida de presión y por lo tanto la ecuación arriba se demuestra.

Esas altas velocidades son las que provocan cavitación, erosión y abrasión, por lo cual la válvula puede ser rápidamente destruida, generalmente la válvula se daña por ruido excesivo o vibración, es cuando se pierde el control en el proceso de control.

El funcionamiento deficiente de las aplicaciones de servicio severo se debe a la velocidad excesiva de líquidos principalmente. Incluso el uso de materiales más duros para compensar la erosión de la cavitación, o el uso de Difusores de tubo rezagado, aguas abajo, sólo marginalmente puede compensar la insuficiencia de la válvula de la velocidad sin control. La velocidad debe ser controlada en todos los ajustes de la válvula para mantener el rendimiento y la fiabilidad de la válvula. Los problemas derivados de alta velocidad afectan el rendimiento y la producción, lo que resulta en la pérdida de eficiencia, limitaciones de carga por unidad, paradas de planta no programadas y daños a otros equipos.

Las válvulas de control de velocidad de la CCI. Abordan los problemas creados por la alta velocidad de la generación anterior. Válvulas que evitan el desarrollo de altas velocidades de fluido en todos los ajustes de la válvula. Al mismo tiempo, que satisfacen el verdadero propósito de un elemento de control final: para controlar eficazmente la presión del sistema y la velocidad de flujo sobre los demás sólo puede aproximarse:

El ajuste DRAG divide en muchas corrientes de flujo para minimizar el nivel de energía y masa. Cada paso de flujo consiste en un número determinado de giros en ángulo recto para formar un camino tortuoso en el que cada vez reduces la presión del medio que fluye por más de una unidad de velocidad.



**Fig. 222.- Internos de las válvulas y teoría de las caídas de presión de forma suave**

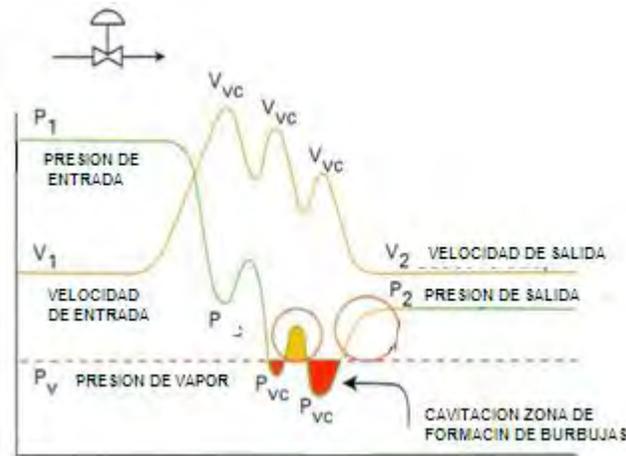
**Fuente. CCI. Lubosa.com.mx.**

El número de espiras N, necesarios para disipar la altura máxima diferencial esperado en el asiento, se encuentra cambiando la Ecuación de:

$$V_2 = \sqrt{2gh} \quad \text{A una nueva } V_2(\textit{elemento reductor}) = \sqrt{\frac{2gh}{N}} \dots\dots(V.19)$$

Se selecciona el número de vueltas, N, para asegurar un nivel de energía específico de fluido que sale del Canal. La aplicación de este principio a la pila de

discos de la válvula DRAG y el enchufe es espectáculo en la figura 5. El disco tiene varios canales de flujo, cada uno de los canales que comprenden múltiples giros en ángulo recto (figura 6). Así DRAG Technology controla totalmente la velocidad en cada paso de cada disco en el Stak o galleta, y la válvula puede funcionar a la velocidad predeterminada controlada a lo largo de su rango de servicio completo.

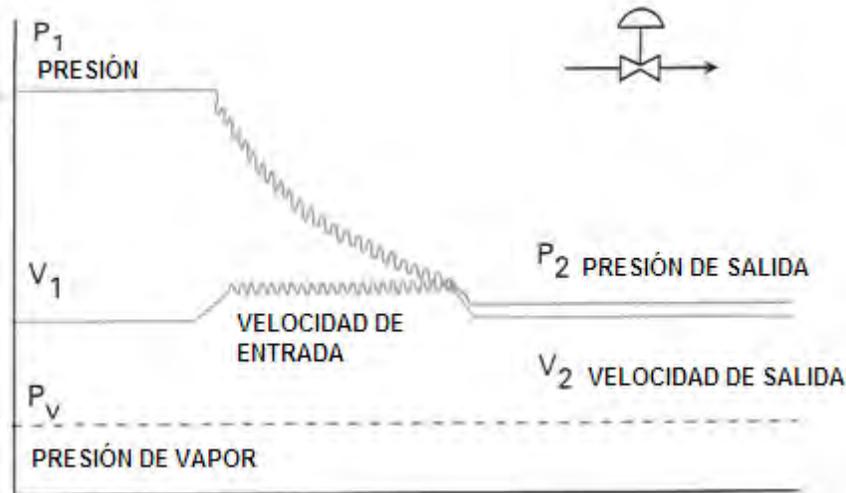


**Fig. 223.- Efectos de las caídas de presión de las válvulas convencionales**

**Fuente. CCI. Lubosa.com.mx.**

Cuando la presión del líquido se reduce a la presión de vapor o inferiores, el parpadeo y la formación de burbujas ocurren. En la mayoría de las válvulas de control, el fluido entra a la presión  $P_1$  y velocidad  $V_1$  como el fluido se mueve a través de la reducción de la superficie de la guarnición de la válvula, se acelera a  $V_c$  velocidad como su presión estática disminuye repentinamente a  $P_{vc}$ -un nivel por debajo de la presión de vapor del líquido  $P_v$  en este punto, el líquido hierve. Cualquier válvula usando una única o múltiples-orificios de ajuste hará más estrecho de un chorro de flujo de fluido, esto genera un problema debido a sus velocidades no controladas en las áreas de cada "vena contracta", que es la región central de flujo. La válvula DRAG elimina los efectos destructivos producidos por los líquidos no controlados en los procesos de hoy en día DRAG (CCI), Technology hace esto por primera vez dividir el flujo en muchos canales pequeños de manera que, si se forma una burbuja de gas, aunque sea muy

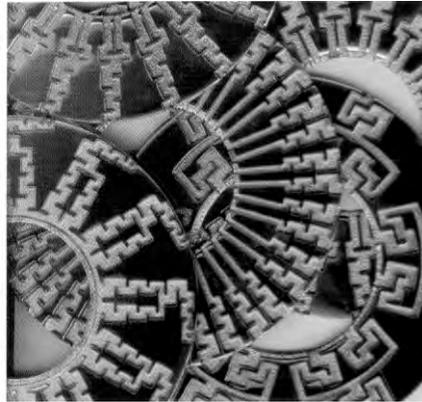
pequeña y no tienen la energía necesaria para causar daño subraya que darían lugar a la falla del material. En segundo lugar DRAG (CCI), Technology mantiene la velocidad del fluido en los niveles mínimos de manera que las presiones locales son poco probable que pueda caer por debajo de la presión de vapor del fluido. Por lo tanto ninguno de los efectos adversos del colapso de la burbuja puede dañar la válvula como en otros diseños de válvula.



**Fig. 224.- Efecto de la galleta o vástago multietapas**

**Fuente. CCI. Lubosa.com.mx.**

Además de muchos años de aplicar con éxito los principios de diseño de arrastre para controlar la cavitación de la válvula, CCI ha realizado pruebas Independientes de conformidad con ISA 75.23 y verificado la práctica. En todas las combinaciones posibles de las condiciones de prueba, la prueba confirmó los principios de diseño de arrastrar y capacidad de tecnología para resolver los problemas más difíciles de la industria de control de flujo de fluido.



**Fig. 225.- Galleta o vástago multietapas**  
**Fuente. CCI. Lubosa.com.mx.**

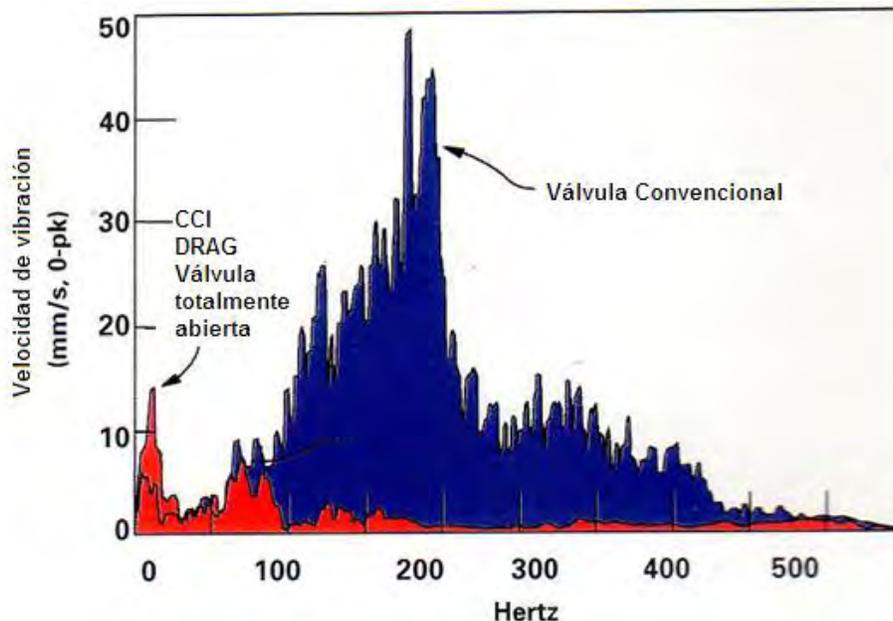
En general, los efectos perjudiciales de la cavitación son una señal típica de que la velocidad del fluido no está siendo controlada. Como se mencionó anteriormente, el uso de materiales más duros, los orificios de tubería rezagada o aguas abajo pueden sólo marginalmente compensarlo, la falla de la válvula por daños por cavitación. La velocidad alta de fluido es suficiente y agregando en escena resultarán en daños por cavitación entre etapas, la reducción de la eficacia de la válvula como dispositivo de modulación de flujo y la exposición de la moldura a los daños, lo que conduce a una válvula de escape por lo tanto, la solución a la cavitación, es la válvula de control de velocidad de arrastre, como se ilustra en la figura 25. Los requisitos de velocidad de fluido, basado en la presión de vapor del fluido (a la temperatura de diseño), se rige por la siguiente Ecuación:

$$V = \sqrt{\frac{4637(P_2 - P_v)}{\rho}} \dots\dots\dots(VI.19)$$

RECOMENDACIÓN POR LA VELOCIDAD DEL FLUIDO Y CONTROLANDO LA CAVITACIÓN		
CONDICIONES DE SERVICIO	VELOCIDAD DEL FLUIDO	
Servicio Continuo fase individual	100 ft/s	30 m/s
cavitacion y fluido multifasico	75 ft/s	23 m/s
Vibracion- sistemas sensitivos	50 ft/s	12 m/s

**Tabla 28- Caída de velocidad al pasar por el trim o vástago multietapas**  
**Fuente. CCI. Lubosa.com.mx.**

En un esfuerzo para eliminar las fuentes de vibración del sistema, CCI alienta a las industrias de procesos a que se adhieran a las directrices de ISA para emplear la válvula de salida de ajuste de enfoque a los niveles de energía cinética. El ángulo recto tortuoso es un camino fino que se utiliza en la tecnología DRAG para alcanzar los bajos niveles de energía requeridos, los giros en ángulo recto abandonan la velocidad del fluido a niveles que proporcionan el control esperado. La figura 226 ilustra los resultados reales en el campo de Tecnología DRAG. Esta figura muestra la vibración antes y después de la aplicación del diseño DRAG por lo general hay una reducción del 90% en el nivel de vibración de pico o componente de tubería con la aplicación de DRAG



**Fig. 226.- Gráfica de comparación de las vibraciones entre las válvulas convencionales y las de uso severo**

**Fuente. CCI. Lubosa.com.mx.**

CCI puede proporcionar el sistema de válvula de control que garantice los niveles de ruido se mantienen por debajo de los requisitos especificados. El enfoque de la válvula de arrastre es para evitar la creación de ruido en lugar de tratar de amortiguar una vez que está en producción. CCI utiliza la tecnología de predicción que forma la base de la IEC y ISA dentro de los ruidos estándares de predicción. El ruido es controlado por aseguramiento de que los chorros de salida de acabado

que salen de la pila de discos no inducen niveles acústicos excesivos dentro de la tubería posteriormente, el ruido que pasa a través de la pared de la tubería y detectados en la proximidad de la válvula es inferior a los niveles especificados.

DRAG Tecnología mitiga las excesivas vibraciones sónicas creadas dentro de la válvula de arrastre por Con la fuente del ruido como se demuestra en la siguiente fórmula:

$$W \propto \frac{d^2 \rho U^6}{C^3} \dots\dots\dots(V.20)$$

Donde:

- W= Poder de sonido.
- $\rho$ = Densidad del fluido.
- D= Características de las dimensiones.
- U= Velocidad del fluido.
- C= Velocidad del sonido.

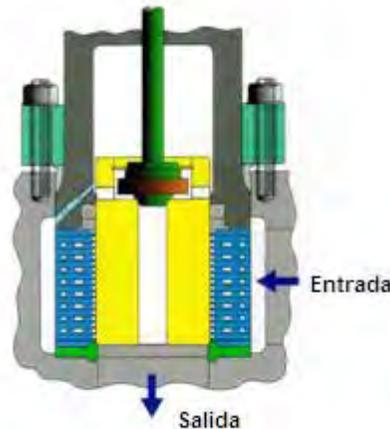


**Fig. 227.- Caída de energía al pasar por el trim o vástago multietapas**

**Fuente. CCI. Lubosa.com.mx.**

El control de fugas a través de una válvula de control de servicio severo requiere una combinación de tecnologías y la comprensión de la dinámica de comportamiento del fluido a medida que pasa a través de los arreglos de la válvula. CCI da una gran importancia a un cierre hermético, ya que se traduce

directamente en ahorros de ingeniería de costos operacionales. CCI al darse cuenta de que válvula de cierre hermético no es sólo una función de las fuerzas de cierre de operación, sino que también requiere el control de la velocidad del fluido a través de la válvula de zona de estabilidad, DRAG Tecnología limita la velocidad del fluido a medida que entra en la zona de estabilidad y minimiza las fuerzas erosivas que de otro modo comprometer la capacidad de controlar la válvula de forma efectiva las fugas.



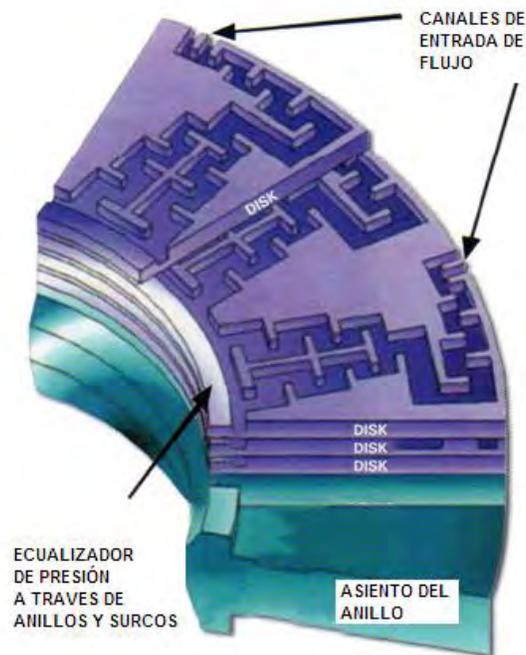
**Fig. 228.- Cambio de dirección del flujo al pasar por el trim o vástago multietapas**  
**Fuente. CCI. Lubosa.com.mx.**

Muchos fabricantes de válvulas han reconocido que la velocidad es el verdadero problema que contribuye a la falla de la válvula. Algunos tratan de contener los efectos de la velocidad controlada o desplazar el problema a un área más tolerable. Otros han tentado a imitar la tecnología detrás de CCI, las soluciones de válvulas. Sin embargo, sólo el CCI ofrece la solución en válvulas.

Para mantener el rendimiento, la velocidad a través de la válvula se debe controlar en todo momento la capacidad. Se puede variar para cada uno de los discos en el disco Stak DRAG para el control de la velocidad superior. En adición, soluciones ICC coincide con la capacidad de flujo de fluido a los requisitos de diseño del sistema para garantizar el control estable. CCI capacidad para variar el Número

de etapas de reducción de presión en todo el rango de operación de la válvula permite un rendimiento máximo.

Staks disco también tienen ranuras de los anillos de compensación de presión para que la presión localizada en cada salida del disco se iguale alrededor del tapón esto elimina las fuerzas radiales en el bridado ya que de otra manera podrían causar vibración, vibración radial o zarandeo. Además, el asiento ofrece una amplia gama de características de flujo, y el diseño puede ser caracterizado para todas las combinaciones de las presiones de entrada y salida.



**Fig. 229.- Caída de presión al pasar por el trim o vástago multietapas debido a las ranuras y por estar hecho de discos.**

**Fuente. CCI. Lubosa.com.mx.**

Muchos fabricantes se ajustan a las características de capacidad y el funcionamiento de sus válvulas a longitudes de carrera que permiten los sistemas de actuación que elijan. Esto da como resultado un control deficiente de la válvula y la estabilidad del sistema. Como un ejemplo, si una válvula proporcionada por otro proveedor tiene  $C_v$  (capacidad) de 1000 en ajuste caracterizado lineal, los actuadores probables para permitir sólo un viaje de tres pulgadas. Este es un cambio  $C_v$  de aproximadamente 42 por cada 1/8-pulgada de viaje. En un DRAG

una válvula de la misma capacidad, la longitud sería de 12 pulgadas. Esto se traduce en un cambio  $C_v$  de aproximadamente 10 por 1/8-pulgada de viajes. El beneficio de esta operación es un grado más fino de control por el cambio de porcentajes de posición, lo que resulta en el control de procesos extremadamente estable.



**Fig. 230.- Trim o vástago multietapas para válvulas de globo.**  
**Fuente. CCI. Lubosa.com.mx.**

CCI se compromete a hacer de cada una de nuestras válvulas mantenerse operable durante toda la vida. Especialistas del mercado de accesorios son proactivos, por lo que ellos tiene que ponerse en contacto con nuestra base de clientes y hacer las recomendaciones necesarias para el uso apropiado y el mantenimiento oportuno. Mediante la implementación de programas de gestión a largo plazo, CCI demuestra su compromiso de ofrecer el rendimiento y la fiabilidad más alta calidad junto con su dedicación a la satisfacción completa del cliente.



**Fig. 231.- Mantenimiento a válvulas de uso severo.**

**Fuente. CCI. Lubosa.com.mx.**

En este caso se desarrollo una prueba tecnológica en la cual participaron diferentes áreas del Activo Integral Muspac. Y los resultados se muestran a continuación.

Al colocar las válvulas en el pozo Mundo Nuevo 201 se registro una operación bastante aceptable y las líneas de descarga ya no se congelaban.



**Fig. 232.- Colocación de Válvulas de uso severo en el pozo Mundo Nuevo 201.**

**Fuente.- Coordinación de Construcción y Mantenimiento. A.I.M.**

Las válvulas de uso severo fueron colocadas en el pozo Mundo Nuevo 201 como una respuesta a las necesidades del manejo de las altas presiones y para el manejo de líquidos y gases además del agua.



**Fig. 233.- Prueba Tecnológica de Válvulas laterales de uso severo en el pozo Mundo Nuevo 201.**

**Fuente.- Coordinación de Construcción y Mantenimiento. A.I.M.**

Con el apoyo de la compañía se verifico y se cambiaron algunos arreglos para aumentar el flujo del pozo y aprovechar mejor la explotación de los recursos y de la presión del yacimiento.

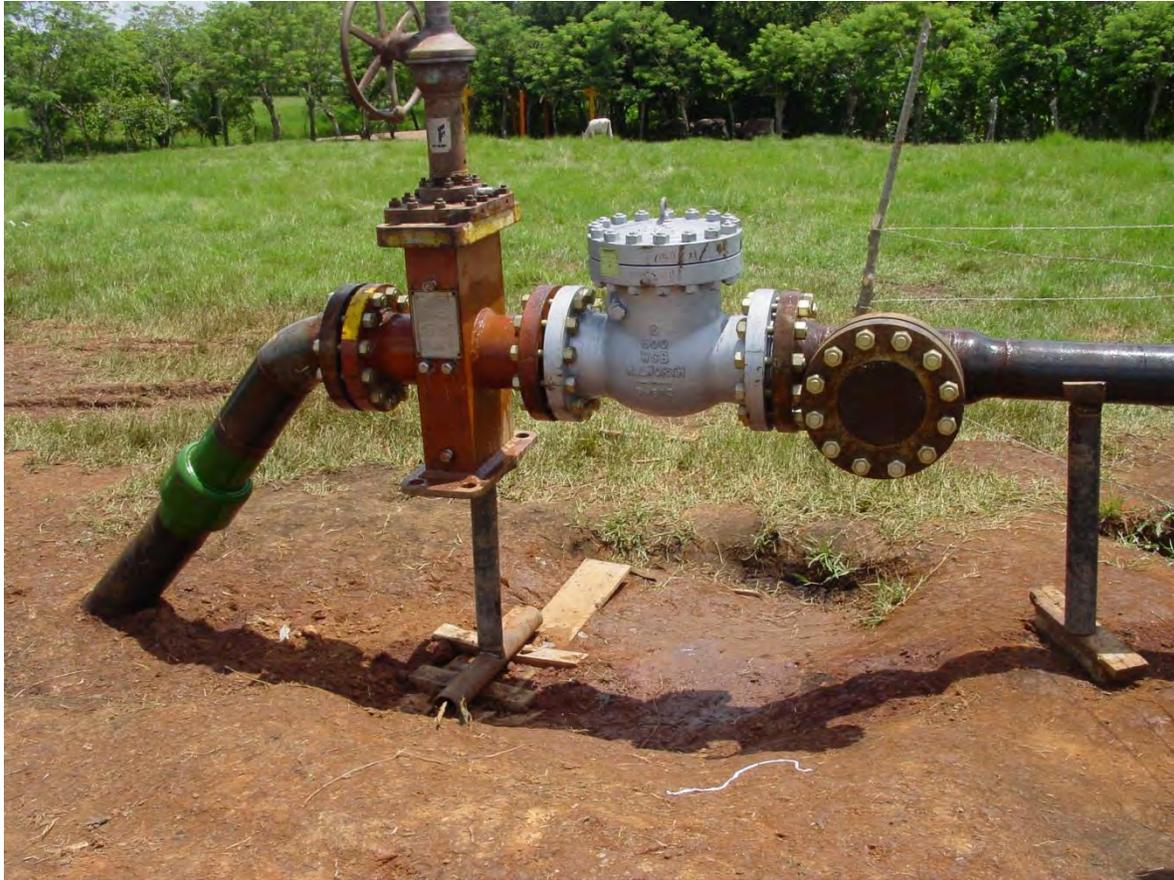


**Fig. 234.- Registro de presión en el pozo Mundo Nuevo 201.**

**Fuente.- Coordinación de Construcción y Mantenimiento. A.I.M.**

Como se puede observar en la imagen el manómetro de la línea de descarga marca 30 kg/cm<sup>2</sup> que es la presión a que debe operar para poder entrar al Oleogasoducto de Comoapa-Giraldas y se puede ver que la línea no se congela solo esta húmeda. Toda vez que la presión en el otro lado del estrangulado es de 150 kg/cm<sup>2</sup>.

Asimismo se revisa la trayectoria de la línea y la interconexión para saber si no existe algún índice de falla o congelamiento.



**Fig. 235.- Válvula de seccionamiento de tipo convencional en el Pozo Mundo Nuevo 201.**

**Fuente.- Coordinación de Construcción y Mantenimiento. A.I.M.**

En la válvula de seccionamiento no se ve indicio de congelamiento solo se nota que la línea esta húmeda y opera a la presión deseada sin problemas de formación de hidratos.

A pesar que los trabajos están incompletos es decir, que en este punto falta la mochetería de concreto para soportar las válvulas, la línea opera en forma deseada, en este punto.

Finalmente se verifica en el área de interconexión para saber si hay formación de hidratos al descargar en el Oleogasoducto Comoapa-Giraldas.

Se emplea la estrategia de realizar un tapping doble en el mismo ducto para mejorar el área de flujo y evitar taponamientos a futuro.



**Fig. 236.- Área de interconexión en el pozo Mundo Nuevo 201.**

**Fuente.- Coordinación de Construcción y Mantenimiento. A.I.M.**

Finalmente la prueba tecnológica fue un éxito y el empleo de las válvulas de uso severo fue probado y hasta el día de hoy siguen en operación, quedando demostrado que efectivamente representan un alternativa para la operación de pozos de alta presión con entrada de agua y evitando el gasto del uso de un inhibidor químico, representando un ahorro en los costos de operación de los campos nuevos en el Activo Macuspana-Muspac y esta tecnología puede ser empleada en otros pozos de otros activos pertenecientes a Petróleos Mexicanos.

## CONCLUSIONES

- Se tiene el problema de la reducción del diámetro en las líneas de inyección de los pozos con sistema de bombeo neumático debido a la formación de hidratos, tanto en los pozos que operan con la red como en los pozos con motocompresor a boca de pozo, en este caso es mas critico debido a que estos pozos operan con un servicio que es pagado por renta por hora con lo cual su interrupción significa además de pérdidas de producción, pérdidas en dinero.
- Se tiene el problema de la humedad del gas toda vez que de acuerdo con el contrato de compraventa de gas natural celebrado entre Pemex Gas y Petroquímica Básica y Pemex Exploración y Producción (SN-2112-0112-0/2002), Anexos A, G y H el gas se entrega en optimas condiciones y dentro de norma, con lo cual se descarta la formación de hidratos debido a la calidad del gas.
- La selección de un método de inhibición de hidratos de gas natural está basada en consideraciones técnicas y económicas, pues se puede recurrir a una estrategia de bajo costo como la inhibición termodinámica cuando se tiene un pequeño riesgo de formación de hidratos y la cantidad de reservas en el yacimiento no son suficientes para emplear un método más costoso. Mientras que si la cantidad de reservas aumenta se puede optar por otro método de más costo con el fin de minimizar riesgos.
- Los inhibidores Termodinámicos tradicionales poseen grandes beneficios como eficacia, fiabilidad cuando se inyectan en las cantidades necesarias y su rendimiento probado. Sin embargo, sus limitaciones también son significativas entre ellas, los altos volúmenes que son necesarios para inhibir la formación de los hidratos, los altos costos de CAPEX Y OPEX, la toxicidad, la flamabilidad y el riesgo que presentan para el medio ambiente.

- Los inhibidores cinéticos tienen aplicaciones limitadas ya que solo funcionan hasta temperaturas de subenfriamiento de 10°C. son más eficaces cuando se emplean en corrientes con altos cortes de agua.
- La aplicación de los inhibidores Antiaglomerantes es independiente de la temperatura de subenfriamiento y se pueden utilizar en cualquier temperatura y presión de la línea. Sin embargo, son dependientes de la cantidad de hidrocarburo líquido, la concentración de la salmuera y del corte de agua.
- Los inhibidores de baja dosis son una alternativa de bajo OPEX para operar pozos de gas offshore. Actualmente el desarrollo de inhibidores híbridos ha permitido disminuir el CAPEX de los proyectos que implementan esta tecnología dándole un enfoque más atractivo y beneficioso en cuanto a operatividad de los pozos, vida útil y desempeño de los equipos instalados en plataforma.
- Como método de inhibición los LDHI ofrecen una gama de aplicabilidad en diferentes sistemas: gas condensado, gas húmedo, aceites volátiles, gas ácido, etc. y radica en la versatilidad con al cual estos productos son desarrollados. Se ha demostrado su compatibilidad con otros inhibidores como los CI (corrosión inhibitors) en sistemas de gas con alto contenido de ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S), con los PI (paraffin inhibitors) en sistemas condensados o de aceites y con los inhibidores tradicionales o termodinámicos con lo cual se ha dado impulso a los inhibidores híbridos que representan en algunos casos un método más eficiente que si solo se implementara un proyecto con LDHI o uno con inhibición tradicional.
- Se tiene el problema del transporte del gas con hidratos debido a la humedad en donde la Gerencia de Operación perteneciente a Pemex Gas y Petroquímica Básica a través de su Subdirección de Ductos con apoyo del reporte de calidad del gas inyectado a ductos con fecha Diciembre de 2012

con punto de inyección Cactus (CAR 02) reporta una cantidad de humedad en (ppm) dentro de norma (Prom.=238.3, Max=263, Min=218).

- Si el gas se entrega dentro de norma que es 7 lb de H<sub>2</sub>O/MMPC. Entonces el problema se reduce al manejo después de la entrega del gas, es decir, las condiciones operativas para el uso del mismo, toda vez que apoyado en la grafica del contenido de agua en el gas del GPSA Engineering data Book, FPS Volumen II, Capitulo 20, pagina 20-5, se puede ver claramente que cualquier cambio en los parámetros de presión y/o temperatura del manejo del gas pueden causar un desequilibrio dando por resultado la formación de hidratos.
- De acuerdo con la problemática presente en los campos principalmente en aquellos donde se tiene instalado sistema artificial de bombeo neumático, podría pensarse que fuese la calidad con la que se entrega el gas, es decir que el gas recibido contiene una cantidad importante de agua. Es decir, que el proceso de remoción de agua en la planta no es eficiente o tiene considerables fallas sin embargo para resolver esta duda es muy sencillo en campo se puede tomar una muestra y realizar un análisis cromatografico en el cual se pueda detectar si hay y la cantidad presente de agua en el gas combustible empleado para bombeo neumático continuo.
- De acuerdo con los datos de campo y los análisis hechos en este trabajo, calidad y las corridas de simulación se puede decir, que la presencia de hidratos después de que el gas es entregado en la caseta para ser empleado como combustible y como apoyo al sistema artificial de bombeo neumático continuo es debido a un mal manejo operativo, es decir que cambiamos las condiciones de presión y temperatura de la cual se nos entrega el gas y esto es debido a factores como infraestructura deficiente y al factor ambiente y topográfico, el gas viaja por condiciones extremas donde es muy factible la formación de hidratos.

## RECOMENDACIONES

- Los inhibidores de formación de hidratos (MEOH), que tenemos en líneas de escurrimiento como en líneas de transporte son un gasto innecesario si podemos controlar las condiciones operativas de transporte, manejo e infraestructura para un óptimo transporte y manejo del gas.
- El apoyo de nuevas tecnologías y nuevos descubrimientos de inhibidores son parte importante del avance en el combate contra la formación de hidratos, sin embargo, el ahorro por un buen manejo de la producción y de los sistemas artificiales aunado a una buena infraestructura no tiene precio.
- En términos de seguridad y cuestiones ambientales, los LDHI reducen los riesgos y la amenaza que puedan presentar los inhibidores termodinámicos. Los bajos requerimientos de espacio para almacenamiento y equipos de inyección, bajos tiempos de intervención, de mano de obra, menor tiempo de transporte para el suministro de los químicos y pocos tratamientos adicionales a la corriente de fluidos producidos proporcionan una ventaja de peso frente a otros proyectos de inhibición, claro está que para implementar un proyecto de inhibición se requiere tener en cuenta dos aspectos fundamentales los costos de inversión y gastos de productividad además de otros que son propios de cada pozo, sus condiciones de operabilidad y desarrollo en el tiempo.
- En el Golfo de México, generalmente se utiliza el metanol, ME, como inhibidor, a pesar de que la cantidad a consumir de éste es mayor a la de trietilenglicol (TEG), basándose en los bajos costos que presenta el ME frente al TEG. Sin embargo, para elegir un método de inhibición se deben considerar otros factores.
- Durante la simulación del gasoducto se obtuvieron los perfiles de temperatura que se establecen a lo largo de las líneas por efecto de caída de presión y transferencia de calor con el medio ambiente. Para el caso del gasoducto

terrestre, las temperaturas mínimas se registran en los meses de noviembre, diciembre, enero y febrero.

- Más de la mitad del gas natural que se produce en México se obtiene de la Sonda de Campeche, México. El transporte del gas en esta región se realiza por medio de una red de gasoductos, que se encuentra tendida en el fondo del mar o en tierra. El gas natural que circula por estos gasoductos contiene agua suficiente para generar complejos sólido-líquido denominados hidratos de gas, los cuales pueden depositarse en las tuberías produciendo obstrucción al flujo o incluso bloqueando completamente el gasoducto, haciendo su operación muy riesgosa o imposible. El control de los factores de riesgo de formación de estos compuestos, así como la correcta manipulación de los parámetros de operación, determinan en cierta medida la eficiencia de operaciones en procesos corriente arriba o corriente abajo del transporte. Por tal motivo, una correcta prevención de la formación de los hidratos debe lograrse de manera efectiva mediante el control de la temperatura y presión en el gasoducto, pero cuando alguno de estos factores no pueden ser controlados de forma eficiente, la introducción de un inhibidor puede evitar la formación de hidratos, así como su acumulación en los sistemas de transmisión, eliminando riesgos al ambiente o la instalación.
- En este estudio se puede comparar los problemas de formación de hidratos de gas en un gasoducto marino y en un gasoducto terrestre, analizando los estados de equilibrio de fase que se alcanzan en diferentes secciones del ducto, así como las velocidades de formación de hidratos usando mediciones cromatográficas y estimaciones teóricas basadas en ecuaciones de estado y modelos de formación de hidratos. A partir de estos análisis se estudiaron alternativas de inhibición de hidratos con base en adecuaciones simples del proceso, usando para este fin el mejor simulador comercial de procesos.
- De esta forma se diseñaron conceptualmente operaciones de deshidratación.

---

---

## BIBLIOGRAFÍA Y REFERENCIAS

1. - E.D. Sloan, C.A. Koh, A.K. Sum, A.L. Ballard. JPT December 2009
2. S.Patni y J. Davalath, FMC Technologies , SPE 95563, Service Line Option for Hydrate Management in Single Flowline Tieback, 2005.
3. Yuri F. Makogon, Stephen A. Holdich, SPE, Texas A&M University College Station, Texas , 1999, SPE, 56568, Gas Hydrate Formation and Dissociation with Thermodynamic and Kinetic Inhibitors.
4. F.H. Fadnes, SPE, Norsk Hydro E&P Research, T. Jakobsen, SPE, Norsk Hydro E&P Operations, M. Bylov, SPE, Calsep A/s, A.,1998,SPE, 50668, Studies on the Prevention of Gas Hydrates Formation in Pipelines Using Potassium Formate as Thermodynamic Inhibitor.
5. Ardían Nenkoda, Hendrikus Reerink, Petroleum Development Oman, Alfred Hase, Champion Tecnology, Supranto Inam Prasetyo, Surco Purwono. 2009, SPE, 126323, Hydrate Problems in Gas Lift Production: Experiences and Integrated Inhibition.
6. Beggs, H.D.; Brill, J.P. 1973. A Study of Two-Phase Flow in inclined Pipes. Journal of Petroleum Technologists. p. 607-617.
7. Clarke, M.A., Bishnoi, P.R. 2004. Determination of the intrinsic rate constant and activation energy of CO<sub>2</sub> gas hydrate decomposition using in-situ particle size analysis. Chem. Eng. Sci. 59:2983-2993.
8. Deugd, R.M., Jager, M.D., de Swaan, A.J. 2001. Mixed Hydrates of Methane and Water-Soluble Hydrocarbons Modeling of Empirical Results. AIChE J. 47:693-704.
9. HYSYS. Process Simulator 2012 V7.1, Aspen Technology Inc.
10. Oliemans, R.V.A. 1976. Two-Phase Flow in Gas-Transmission Pipelines. Paper No.76-Pet-25, Joint Petroleum Mechanical Engineering & Pressure Vessels and Piping Conference, Mexico City, Mexico.

11. PEMEX. 2005. Consulta a las redes internacionales. Petróleos Mexicanos. México D.F. México. <http://www.pemex.com>, consultado el 13 de julio de 2013 a las 19:33 horas.
12. Sinquin, A., Palermo, T., Peysson, Y. 1998. Rheological and flow properties of gas hydrate suspensions. *Oil Gas Sci. Technol.* 59(1):41-57.
13. Smith, D.H., Seshadri, K., Uchida, T., Wilder, J.W. 2004. Thermodynamics of methane, propane, and carbon dioxide hydrates in porous glass. *AIChE J.* 50:1589-1598.
14. Taillel, Y.; Dukler, A. 1976. A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow. *AIChE Journal.* 22(1):47-55.
15. Yoon, J.-H., Chun, M.-K., Lee, H. 2002. Generalized Model for Predicting Phase Behavior of Clathrate Hydrate. *AIChE J.* 48:1317-1330.
16. - E.D. Sloan, C.A. Koh, A.K. Sum, A.L. Ballard. *JPT* December 2009
17. - S. Patni y J. Davalath, FMC Technologies, SPE 95563, Service Line Option for Hydrate Management in Single Flowline Tieback, 2005.
18. - Yuri F. Makogon, Stephen A. Holdich, SPE, Texas A&M University College Station, Texas, 1999, SPE, 56568, Gas Hydrate Formation and Dissociation with Thermodynamic and Kinetic Inhibitors.
19. - F.H. Fadnes, SPE, Norsk Hydro E&P Research, T. Jakobsen, SPE, Norsk Hydro E&P Operations, M. Bylov, SPE, Calsep A/s, A., 1998, SPE, 50668, Studies on the Prevention of Gas Hydrates Formation in Pipelines Using Potassium Formate as Thermodynamic Inhibitor.
20. - Ardian Nenkoda, Hendrikus Reerink, Petroleum Development Oman, Alfred Hase, Champion Technology, Supranto Inam Prasetyo, Surco Purwono. 2009, SPE, 126323, Hydrate Problems in Gas Lift Production: Experiences and Integrated Inhibition.
21. Aspen HYSYS version number 7.0, copyright by Aspen Technology Inc. 200 Wheeler Road Burlington, 01803-5501 USA, [www.aspentech.com](http://www.aspentech.com).

22. ALAPATI R., J Lee, and D Beard, Champion Technologies. Two Field Studies Demonstrate That New AA LDHI Chemistry is effective at High Water Cuts without Impacting Oil/water Quality. OTC 19505.
23. ARGO, C.B., BLAIN, R.A., OSBORNE, C.G. Y PRIESTLEY, I.D. Commercial deployment of low-dosage hydrate inhibitors in a southern north sea 69 km wet-gas subsea pipeline. SPE- 63017.
24. BUDD Dana, Encana Corporation, Danica Hurd, SPE, BJ Chemical Services, Marek Pakukski, SPE BJ Chemical Services, Thane D. Schaffer, SPE, BJ Chemical Services, Enhanced Hydrate Inhibition in Alberta Gas Field. SPE 90422.
25. CARROLL John, Natural Gas Hydrates. A guide for Engineers. Second edition. 2009.
26. CLARK L. WL, SPE, L. M. Frostman, SPE, and J. Anderson, Baker Petrolite. Low-Dosage Hydrate Inhibitors (LDHI): Advances in flow Assurance Technology for Offshore Gas Production Systems. IPTC 10562. 2010.
27. COCHRAN STEVEN. INTEC Engineering Hydrate Control and Remediation Best Practices in Deepwater Oil Developments. OTC 15255. 2009.
28. Ascención Romero - Martínez C, s y Bernardo Carreón - Calderón , Modificar Método de berge para la correlación de gas natural experimentalmente (NG) de trazar las curvas de formación de hidratos, y el uso de peso específico de NG a través de un Grupo químico funcional Instituto Mexicano del Petróleo, Inv. Posgrado, México, D..F., México [Aromero@imp.Mx](mailto:Aromero@imp.Mx).
29. Ikoku, C. U. Natural Gas Production Engineering. New York: John Wiley & Sons, 1984.
30. Sloan, E. D. Clathrate Hydrates of Natural Gases. New York: Marcel Dekker Inc., 1990.

- 
- 
31. JOHN M. Campbell and Robert A. Hubbard. Gas Conditioning and Processing, volume 1, the basic principles, Cambell Petroleum Series, 1215, Crossroads, Blvd. Norma Oklahoma 73072.
  32. CHI U. IKOKU. Gas Production Engineering, the Pennsylvania State University, Krieger Publishing Company, Malabar, Florida 1992.
  33. GUAN Hua, SPE, M-I SWACO Production technologies. The Inhibition of Gas Hydrates and Synergy of the Inhibiting Molecules. SPE 131314.2010.
  34. HARUN, A.F., SPE, G. Fung, SPE, and M. Erdogmus, SPE, BP America. Experience in AA-LDHI Usage for a Deepwater Gulf of Mexico Dry-Tree Oil Well: Publishing the Technology Limit. SPE 100796. 2007.
  35. HOPPE R., R. L. Martin, SPE, M.K. Pakulski, SPE, and T.D. Schaffer, SPE. BJ Chemical Services. Corrosion Mitigation with Gas Hydrate inhibitors. SPE 100474. 2006.
  36. J.H. SIRA, S.L. PATH, AND VA KAMATH, U. of Alaska, Fairbanks. Study of Hydrate Dissociation by Methanol and Glycol Injection. SPE 20770 1990.
  37. JONAP K., U. of Miskolc Research Inst. Of Applied Chemistry; A. Vass, U. of Veszprem Research Inst. Of Chemical and Process Engineering; and A. Vago, MOL Hungarian Oil and Gas Co. PLC: Screening and Selection of Alternative Hydrate Inhibitors Using a Model Apparatus Under Dynamic Conditions. SPE 93519. 2005.
  38. LOVEN Dean, Conoco Canada and Marek Pakulski, SPE, BJ Inichem Services. Hydrate Inhibition in Gas Wells Treated with Two Low Dosage Hydrate Inhibitors. SPE 75668. 2002.
  39. MACDONALD A.W.R., SPE, M Petrie, J.J. Wylde, SPE, A. J. Chalmers, and M. Arjmandi, Clariant Oil Services. Field Application of Combined Kinetic Hydrate and Corrosion Inhibitors in the Southern North Sea: Case Studies. SPE 99388. 2006.
  40. MAKOGOON Yuri F. Prof., SPE, Texas A&M University, college Station, Texas, Dr. Taras Y. Makogon, SPE, Mobil Technology Company, Dallas, Texas. Prof. Stephen A: Holdich, SPE, Texas A&M University, College

- Station, Texas. Gas Hydrate Formation and Dissociation with Thermodynamic and Kinetic Inhibitors. SPE, 56568. 1999.
41. METHA, A.P., HEBERT, P.B., CADENA, E.R. Y WEATHERMAN, J.P. Fulfilling the promise of Low Dosage Hydrate Inhibitors: Journey From academic curiosity to successful field implementation. Paper OTC-14057. OTC. Mayo 2002.
42. MOORE J. A/NALCO, L. Ver Ver/Nalco, P. Conrad/Nalco. Understanding Kinetic Hydrate Inhibitor and Corrosion Inhibitor Interactions. OTC 19869.
43. NOTZ, P.K. BUMGARDNER, S.B., SCHANEMAN, B.D. Y TODD, J.L. Application of KHI to gas hydrate problems. Paper OTC-30913. Offshore Technology Conference 1995.
44. OSKARSSON H., Akzo Nobel; A. Lund and K.W. Hjarbo, SINTEF; and I. Uneback, R.C. Navarrete and M. Hellsten New Technique for Evaluating Antiagglomerate Gas-Hydrate Inhibitors in Oilfield Applications. SPE 93075

## APÉNDICE.

**Absorción:**

Proceso de atracción y retención de vapor de agua por un líquido (Glicol), de una corriente de gas.

**Bandeja real:**

El número de bandejas instaladas en un contactor o el equivalente en una columna empacada. El número de bandejas reales es igual al número de bandejas teóricas divididas entre la eficiencia de bandeja total.

**Contactor (o absorbedor):**

Un recipiente vertical presurizado donde el gas y el glicol se ponen en contacto a contracorriente para remover el vapor de agua del gas. El contactor usualmente utiliza casquetes de burbujeo, platos o empaque.

**Deshidratación de gas:**

Es la remoción del vapor de agua del gas. El máximo contenido de agua en un gas deshidratado es normalmente 7 lb H<sub>2</sub>O/mmpc.

**Presión de Punto de rocío (Dew Point Depression):**

Es la diferencia en la temperatura del punto de rocío del gas natural, entre el gas a la entrada y a la salida del contactor.

**Empaque:**

Anillos, sillas de montar u otras piezas de empaque instaladas en el contactor, columna de destilación o columna de despojamiento del re hervidor, que provee una superficie grande para el contacto entre el líquido y el vapor durante los procesos de absorción o destilación.

**PH:**

Medida del ácido-base de un líquido en escala del 0 al 14, siendo el valor de 7 neutral. De 0 a 7 es ácido, y de 7 a 14 es alcalino.

**Calor Específico:**

Es la energía necesaria para elevar en 1 grado la temperatura de 1 gramo de una sustancia. Para elevar la temperatura del agua se necesita mucho calor, ya que se deben romper enlaces de hidrógeno.

**Calor Sensible:**

Es la cantidad de calor absorbido o perdido por una sustancia que causa un cambio en la temperatura de la sustancia. Puede ser medida.

**Calor Latente:**

Es la cantidad de energía calórica absorbida o perdida por una sustancia cuando cambia de fases.

**Carga de calor para corrientes multifásicas:**

Cuando en un proceso existen corrientes de una o más fases, la carga de calor del proceso puede ser calculada por la siguiente ecuación:

$$q_p = q_g + q_o + q_w \quad (a)$$

Donde:

$q_p$ : carga de calor total del proceso, BTU/hr

$q_g$ : carga de calor del gas, BTU/hr

$q_o$ : carga de calor del aceite, BTU/hr

$q_w$ : carga de calor del agua, BTU/hr

**Adsorción:**

Proceso de atracción y retención de vapor de agua por un sólido, de una corriente de gas.

**Masas moleculares:**

Es la suma de las masas atómicas de los átomos que forman la molécula.

**Mol:**

Es la unidad de cantidad de una sustancia que contiene tantas entidades elementales como átomos hay en 0,012 kg de  $^{12}\text{C}$ .

**Características de los gases:**

- Fáciles de comprimir
- llenan el espacio disponible
- Ocupan más espacio que líquidos y sólidos.

**Leyes que describen el comportamiento de los gases:**

**Ley de Boyle:**

Si la temperatura de una determinada cantidad de gas permanece constante, el volumen de dicho gas varía inversamente proporcional a la Presión absoluta.

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{V_2}{V_1} \dots\dots\dots(b)$$

$$P_1 V_1 = P_2 V_2 \dots\dots\dots(c)$$

$$V_2 = V_1 \frac{P_1}{P_2} \dots\dots\dots(d)$$

**Ley de Charles y Gay-Lussac:**

Esta tiene dos partes:

1.- Si la presión de una cantidad de gas permanece constante, entonces el volumen variará directamente proporcional con la temperatura absoluta.

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{T_1}{T_2} \dots\dots\dots(e)$$

2.- Si el volumen de una cantidad de gas permanece constante, entonces la presión absoluta variará directamente proporcional con la temperatura absoluta.

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{T_1}{T_2} \dots\dots\dots(f)$$

**Ley de Dalton:**

Establece que en una mezcla de gases, cada gas ejerce su presión como si los restantes gases no estuvieran presentes.

$$P_T = P_1 + P_2 + \dots + P_n \dots\dots\dots(g)$$

**Hipótesis de Avogrado:**

A una temperatura y presión dadas, el número de partículas en volúmenes iguales de gases era el mismo:  $6,022 \times 10^{23}$ . Una libra-mol de un gas ideal ocupa 378.6 ft<sup>3</sup> a 60 °F y 14.73 lb/pg<sup>2</sup> (condiciones estándares).

**Ley de los gases ideales:**

$$PV = nRT \dots (h)$$

Donde:

P: presión del gas, lb/pg<sup>2</sup>

V: volumen del gas, ft<sup>3</sup>

N: Numero de moles, Lb-mole

R: constante universal de los gases, 10.73 (lb/pg<sup>2</sup>)(ft<sup>3</sup>)/(Lb-mole)( °R)

T: Temperatura del gas, °R

**Gases Reales:**

En algunos casos de gases en condiciones normales, y en el de casi todos los gases a alta presión, los valores predichos para las propiedades de los gases que se obtienen empleando la ley de los gases ideales se apartan considerablemente de los resultados experimentales.

$$PV = ZnRT \dots (i)$$

donde:

p: presión absoluta del gas

V: volumen total ocupado por el gas

n: numero de moles de gas

R: constante de los gases ideales en las unidades apropiadas

T: temperatura absoluta del gas.

Z: factor de compresibilidad.

**Factor de compresibilidad (Z)**

Existen diferentes correlaciones para calcular las propiedades pseudocríticas del gas, las curvas correspondientes a los gases han sido establecidas utilizando gases de los separadores y vapores obtenidos en los tanques de almacenamiento. Estos gases contienen altas proporciones de metano y etano las curvas correspondientes a los “condensados”, pertenecen a los gases que contienen cantidades relativamente grandes de los componentes intermedios (C2-C6).

Standing, sugiere el uso de las curvas de condensados en los cálculos que involucran gases en equilibrio con el aceite y el uso de las curvas correspondientes al gas:

La ecuación para gases :

$$T_{PC} = 167 + 316.67\gamma_{gf}$$

$$P_{PC} = 702.5 - 50\gamma_{gf} \dots\dots\dots(j)$$

La ecuación para gases húmedos es:

$$T_{PC} = 238 + 210\gamma_{gf}$$

$$P_{PC} = 740 - 100 \gamma_{gf} \dots\dots\dots(k)$$

Las siguientes ecuaciones permiten calcular por iteraciones el factor de compresibilidad Z:

$$T_{Pr} = \frac{T+460}{T_{pc}} \dots\dots\dots(L)$$

$$P_{Pr} = \frac{P}{P_{pc}} \dots\dots\dots(m)$$

$$\rho_r = \frac{0.27P_{pr}}{ZT_{pr}} \dots\dots\dots(n)$$

$$Z = 1 + (A_1 + A_2/T_{pr} + A_3 / T_{pr}^3)\rho_r + (A_4 + A_5 / T_{pr})\rho_r^2 + A_5A_6\rho_r^5/T_{pr} + (A_7\rho_r^2 / T_{pr}^3)(1 + A_8\rho_r^2) - EXP (-A_8 + \rho_r^2) \dots(o)$$

Donde:

$A_1 = 0.31506$	$A_5 = -0.6123$
$A_2 = -1.0467$	$A_6 = -0.10489$
$A_3 = -0.5783$	$A_7 = 0.68157$
$A_4 = 0.5353$	$A_8 = 0.68446 \dots(p)$

El procedimiento consiste en suponer un valor de Z y obtener rho, para este valor supuesto se calcula Z con la Ec. (p) y se compara con el supuesto sino coinciden estos valores, se hace para la siguiente iteración el valor de Z supuesto igual al valor de Z calculado. El procedimiento se repite hasta caer dentro de una tolerancia preestablecida (menor o igual a 0.001).

Para determinar el factor de compresibilidad del gas a presiones mayores que 5000 psia abs y densidades mayores o iguales a 0.7. Se recomienda:

Emplear la ecuación de Hall-Yarborough. Esta ecuación fue desarrollada usando la ecuación de estado de Carnahan-Starling y aplicando el método de Newton Raphson.

$$Z = 0.06125 + P_{pr} \exp(-1.2(1 - t)^2) / \rho_r \quad (q)$$

Donde:

$$t = 1 / T_{pr} \quad (r)$$

Su solución implica un procedimiento iterativo a partir de un valor inicial supuesto de densidad reducida.

$$\rho_{rs} = 0.001 \quad (s)$$

$$AH = p_{pr}(AA) + (\rho_r + \rho_r^2 + \rho_r^3 - \rho_r^4)/(1 + \rho_r)^3 - (AB)\rho_r^2 + (AC)\rho_r^{AE} \quad (t)$$

$$Al = (1 + 4\rho_r^2 + 4\rho_r^3 + \rho_r^4)/(1 + \rho_r)^4 - (AD)\rho_r + (AE)(AC)\rho_r^{AG} \quad (u)$$

$$\rho_{rs} = \rho_{rs} - \left( \frac{AH}{Al} \right)$$

$$AA = - (0.06125t \exp(-1.2(1 - t)^2))$$

$$AB = 14.76t - 9.76t^2 + 4.58t^3$$

$$AC = 90.7t - 242.2t^2 + 42.4t^3$$

$$AD = 29.52t - 19.52t^2 + 9.16t^3$$

$$AE = 2.18 - 2.82t$$

$$AE = 1.18 - 2.82t \dots\dots\dots(v).$$

Si el valor absoluto de AH>0.00001, recalcular AH y AI suponiendo un nuevo valor de rho. En caso contrario, evaluar la ecuación (A-1) para obtener Z con el ultimo valor de  $\rho_{rs}$ .

**Para gas ácido:**

Se emplea la ecuación de Wicher y Aziz

$$\varepsilon = 120(A^{0.9} - A^{1.6}) + 15(B^{0.5} - B^4)\dots\dots(w)$$

Donde:

$\varepsilon$  = factor de ajuste por temperatura crítica, °F

A = fracción de H<sub>2</sub>S + fracción de CO<sub>2</sub> en el gas.

B = fracción de H<sub>2</sub>S en el gas.+CO<sub>2</sub>

$$Tc'' = Tc' - \varepsilon \dots\dots\dots(x)$$

$$Pc'' = \frac{Pc' \times Tc''}{Tc' + B(1-B)\varepsilon} \dots\dots\dots(y)$$

**Estado crítico:**

Para la transición gas-liquido las condiciones físicas en las que la densidad y otras propiedades del líquido y del vapor se hacen idénticas.

**Parámetros reducidos:**

Son condiciones de temperatura, presión y volumen corregidas o normalizadas, mediante la división entre sus condiciones críticas.

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad P_r = \frac{P}{P_c} \quad \hat{V}_r = \frac{\hat{V}}{V_c} \quad \dots\dots\dots(z)$$

donde:

Tr: Temperatura reducida

Tc: Temperatura crítica

Pr: Presión reducida

Pc: Presión crítica

Vr: Volumen reducido

Vc: Volumen crítico

**Correlación de Katz y Regla de Kay:**

$$P'_c = \sum Y_i P_{ci} \quad T'_c = \sum Y_i T_{ci} \dots\dots\dots(A)$$

Donde:

P'c: Presión pseudo crítica, psia

Yi: fracción molar de cada componente, adimensional

Pci: Presión crítica de cada componente, psia

T'c: Temperatura pseudo crítica, °R

Tc: Temperatura crítica de cada componente, °R.

**Correlación de Katz y Regla de Kay :**

$$P'_r = \frac{P}{P'_c} \quad T'_r = \frac{T}{T'_c} \dots\dots(B)$$

Donde:

T'r: Temperatura pseudo reducida

T: Temperatura del gas

T'c: Temperatura pseudo crítica

P'r: Presión pseudo reducida

P: Presión del gas, psia (lb/pg<sup>2</sup>)

P'c: Presión pseudo crítica

**La gravedad específica del gas ( $\gamma_g$ ):**

Es definida como la relación del peso molecular aparente del gas entre el peso molecular del aire. El peso molecular del aire es usualmente tomado como 28.97 (aproximadamente 79% de nitrógeno y 21% de oxígeno).

$$\gamma_g = \frac{MW_a}{28.97} \dots\dots (C)$$

Donde el peso molecular aparente puede ser calculado de la composición del gas, de la siguiente manera:

$$MW_a = \sum y_i MW_i \dots\dots (D)$$

Donde:

$\gamma_g$ : gravedad específica del gas

MW<sub>a</sub>: peso molecular aparente del gas

MW<sub>i</sub>: peso molecular de cada componente del gas

y<sub>i</sub>: fracción molar de cada componente del gas.

**Gas húmedo:**

Es el producido en los separadores de producción de las baterías (estaciones de flujo) y que esta saturado en vapor de agua.

**Gas seco:**

Es el gas con un punto de rocío mucho menor que sus condiciones reales de temperatura y presión.

**Gas rico:**

Contiene alta proporción de componentes pesados. De él se pueden obtener apreciables cantidades de hidrocarburos líquidos.

**Inhibición de hidratos**

La formación de hidratos puede ser prevenida por deshidratación del gas. Sin embargo, algunas veces este proceso no es práctico ni económicamente factible. En estos casos, la inyección de inhibidores puede ser un método efectivo para prevenir la formación de hidratos.

**Metanol:**

Es más efectivo a temperaturas menores de 40 °F. Su regeneración no es muy favorable.

**Glicoles:**

Para inyección continua a temperaturas mayores de 40 °F, ofrecen ventajas sobre el metanol por su facilidad para recuperarlo y regenerarlo.

**Métodos químicos:**

- Principalmente alcoholes, glicoles y sales.
- Sustancias solubles en la fase acuosa, compiten con la molécula de agua y previenen la formación de hidratos.
- Una concentración mínima del soluto o inhibidor es necesaria en el disolvente o fase acuosa.

**NOMENCLATURA.**

$a$	Parámetro hard-core de Kihara
$C_{mj}$	Constante de Langmuir para el componente $j$ en la cavidad de tipo $m$
$\Delta C_p$	Diferencia de capacidad calorífica entre agua y hielo
$\Delta C_p^0$	Diferencia de capacidad calorífica entre el agua y el hielo a $T_0$
$f_w^I$	Fugacidad del hielo
$f_w^L$	Fugacidad del agua pura en fase líquida
$f_w^{MT}$	Fugacidad del agua en una red de hidrato llena
$f_w^V$	Fugacidad del agua pura en fase vapor
$\hat{f}_i^H$	Fugacidad del componente $i$ en fase hidrato
$\hat{f}_i^L$	Fugacidad del componente $i$ en fase líquida
$\hat{f}_i^V$	Fugacidad del componente $i$ en fase vapor
$\Delta h_w^{fus}$	Diferencia de entalpía molar entre agua y hielo
$\Delta h_w^{MT-I}$	Diferencia de entalpía entre una red de hidratos llena y hielo
$k$	Constante de Boltzmann
$P$	Presión
$R$	Constante de gas
$r$	Radio desde el centro de la cavidad
$T$	Temperatura
$T_0$	Temperatura de referencia, 273.15 K
$\Delta u_w^{fus}$	Diferencia de volumen molar entre agua y hielo
$\Delta u_w^{MT-I}$	Diferencia de volumen molar entre una red de hidratos llena y hielo

---



---

$\epsilon$	Parámetro de energía de Kihara
$\mu_w^H$	Potencial químico de una red de hidratos llena
$\mu_w^I$	Potencial químico del hielo
$\mu_w^L$	Potencial químico del agua
$\mu_w^{MT}$	Potencial químico del agua en una red de hidratos llena
$\Delta\mu_w^{MT-H}$	Diferencia de potencial químico entre agua y una red de hidratos llena
$\Delta\mu_w^{MT-I}$	Diferencia de potencial químico entre agua y una red de hidratos llena y hielo
$\Delta\mu_w^{MT-L}$	Diferencia de potencial químico entre agua y una red de hidratos llena y agua
$\Delta\mu_w^0$	Diferencia de potencial químico entre agua y una red de hidratos llena y agua a $T_0$ y presión cero absoluta
$\nu_m$	Número de cavidades de tipo $m$ por molécula de agua en la red de hidrato
$\sigma$	Parámetro de medición de Kihara
$\theta_{mj}$	Fracción de cavidades de tipo $m$ ocupadas por el componente $j$
$\omega(r)$	Potencial esférico central