

18
2ej.



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE INGENIERIA

**ESTABILIZACION Y TRANSPORTE DE
GAS HUMEDO**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO PETROLERO
P R E S E N T A :
RAUL GOMEZ MEJIA

ASESOR: ING. NESTOR MARTINEZ ROMERO.



MEXICO, D. F.

1997.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA
DIRECCION
60-1-059

SR. RAUL GOMEZ MEJIA
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor Ing. Néstor Martínez Romero y que aprobó esta Dirección para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero :

ESTABILIZACION Y TRANSPORTE DE GAS HUMEDO

- I INTRODUCCION
- II CONCEPTOS FUNDAMENTALES EN EL MANEJO SUPERFICIAL DEL GAS NATURAL
- III PROBLEMAS EN EL MANEJO Y TRANSPORTE DE CORRIENTES DE GAS HUMEDO
- IV METODOS ACTUALES DE ESTABILIZACION DE GAS HUMEDO
- V HIDRATOS DEL GAS
- VI NUEVAS TECNOLOGIAS EN EL ACONDICIONAMIENTO DE GAS NATURAL
- VII EJEMPLOS DE UN PROCESO PROPUESTO PARA OPTIMIZACION DEL MANEJO DE GAS Y CONDENSADO EN ATASTA
- VIII CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES
- IX BIBLIOGRAFIA

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de la Administración Escolar en el sentido de que se imprima en lugar visible de cada ejemplar de la tesis el título de ésta.

Asimismo le recuerdo que la Ley de Profesiones estipula que se deberá prestar servicio social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito para sustentar examen profesional.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
Ciudad Universitaria, a 22 de septiembre de 1997
EL DIRECTOR


ING. JOSÉ MANUEL COVARRUBIAS SOLIS

JMCS:RFR:sg



“Estabilización y Transporte de Gas Húmedo”

Presentada por: Raúl Gómez Mejía
No. cuenta 8430664-7

Dirigida por: Ing. Néstor Martínez Romero

JURADO DEL EXAMEN PROFESIONAL

PRESIDENTE: ING. HÉCTOR DÍAZ ZERTUCHE

VOCAL: ING. NÉSTOR MARTÍNEZ ROMERO

SECRETARIO: M. EN I. MAXIMINO MEZA MEZA

1ER. SUPLENTE: ING. SALVADOR MACIAS HERRERA

2º SUPLENTE: DRA. JETZABETH RAMÍREZ SABAG

Four handwritten signatures are shown, each written over a horizontal line. From top to bottom, they correspond to: Héctor Díaz Zertuche, Néstor Martínez Romero, Maximino Meza Meza, and Jetzabeth Ramírez Sabag.

Octubre de 1997.

AGRADECIMIENTOS

A MIS PADRES:

Siempre me he sentido orgulloso de ustedes, por su amor, apoyo y esfuerzo que siempre me han brindado.

Estoy seguro que esta meta lograda los llena de orgullo y así de esta forma les ratifique que todos los esfuerzos y sacrificios que hicieron , no fueron en vano.

este tesis esta dedicada especialmente a ustedes.

LOS QUIERO MUCHO.

A MIS HERMANOS:

A ustedes mi gratitud eterna, por haberme brindado su apoyo. Gracias por ser como son, por creer en mí, por el cariño y afecto de verdadero hermanos. Deseo de todo corazón que siempre estemos tan unidos.

LOS QUIERO MUCHO.

A GABRIELA:

Gracias por tu amor.
gracias por tu comprensión.
gracias por todo, todo lo que me has brindado.

TE AMO

RECONOCIMIENTOS

**A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO, PERO EN ESPECIAL A LA
FACULTAD DE INGENIERÍA:**

**Por haberme permitido ser universitario, por su apoyo y su ayuda
para mi formación profesional.**

A MIS MAESTROS:

**Por la enseñanza de sus conocimientos, que me legaron una vasta gama
de experiencias y una preparación académica, que son herramientas
invaluables en la vida.**

AL ING. JUAN DE LA CRUZ CLAVEL:

Por su apoyo desinteresado y tiempo dedicado para la realización de esta tesis.

AL ING. NESTOR MARTÍNEZ ROMERO:

Por su apoyo y comprensión para lograr la terminación de esta tesis.

ESTABILIZACIÓN Y TRANSPORTE DE GAS HÚMEDO

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1	
1. CONCEPTOS FUNDAMENTALES EN EL MANEJO SUPERFICIAL DEL GAS NATURAL.	4
1.1 El gas.	4
1.2 Gas húmedo.	4
1.3 Gas seco.	4
1.4 Factor de volumen del gas.	5
1.5 Gas disuelto.	5
1.6 Liberación de gas diferencial.	5
1.7 Liberación de gas instantáneo.	5
1.8 Presión de vapor.	5
1.9 Relación gas- aceite.	6
1.10 Relación de solubilidad.	6
1.11 Fase.	6
1.12 Definición de gas ideal y su ecuación de estado.	6
1.13 Constante universal de los gases.	7
1.14 Compresibilidad del gas.	8
1.15 Gases reales y su ecuación de estado.	9
1.16 Calor específico y entalpía.	10
1.17 Viscosidad del gas.	11

CAPÍTULO 2

2.	PROBLEMAS EN EL MANEJO Y TRANSPORTE DE CORRIENTES DE GAS HÚMEDO.	13
2.1	Problemas de seguridad en el proceso y del personal operativo.	13
2.2	Contaminación del medio ambiente.	13
2.3	Relevo del gas al quemador.	14
2.4	Proceso inestable.	14
2.5	Alto consumo de energía.	15
2.6	Pérdidas económicas.	15
2.7	Generación de represionamientos en el sistema de separación y transporte del gas.	16
2.8	Condensación del gas.	17

CAPÍTULO 3

3.	MÉTODOS ACTUALES DE ESTABILIZACIÓN DE GAS HÚMEDO.	19
3.1	Método A tratamiento del gas con dos intercambiadores de calor, y ciclo de refrigeración mecánico, y rectificación secundaria.	19
3.2	Método B tratamiento del gas con dos intercambiadores de calor, y ciclo de refrigeración mecánico, un enfriador tipo soloaire y rectificación secundaria.	20
3.3	Método C tratamiento del gas con dos intercambiadores de calor, rectificación primaria y rectificación secundaria.	22
3.4	Se recomienda el método B.	26
3.5	Beneficios adicionales del método B.	26

CAPÍTULO 4.

4.	HIDRATOS DEL GAS.	27
4.1	Formación de los hidratos.	27
4.2	Condiciones para la formación de hidratos.	28
4.3	Inhibición de la formación de hidratos.	31

CAPÍTULO 5

5.	NUEVAS TECNOLOGÍAS EN EL ACONDICIONAMIENTO DE GAS NATURAL.	38
5.1	Descripción general del proceso de licuefacción de un gas natural.	38
5.2	Etapas de licuefacción de una corriente gas	39
5.3	Transformación de la fase densa a la fase líquida sin transición de fase con energía mecánica.	42
5.4	Proceso de la evolución seguido por el gas natural durante su acondicionamiento.	44
5.5	Proceso de estabilización para un gas con un ciclo de refrigeración, utilizando un gas permanente.	45
5.6	Proceso de licuefacción de un gas natural utilizando un ciclo de refrigeración mecánico en base a la fig. 5.4	48
5.7	Proceso sugerido para el procesamiento del gas natural aplicando las nuevas tecnologías	49

CAPÍTULO 6

6.	EJEMPLO DE UN PROCESO PROPUESTO PARA OPTIMIZACIÓN DE GAS Y DE CONDENSADO EN ATASTA.	53
6.1	Proceso actual de Atasta.	53
6.2	Proceso propuesto para Atasta.	56
7.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	59
	REFERENCIAS.	61
	NOMENCLATURA	62

INTRODUCCIÓN

Por la composición y capacidad calorífica de los gases éstos son comúnmente clasificados por el yacimiento en el cual se encuentran. Se conoce como gas no asociado, a aquel que se encuentra en un yacimiento que contiene una mínima cantidad de aceite, y es llamado gas asociado si se encuentra en un yacimiento de aceite.

Algún tipo de gas es llamado gas condensado o simplemente condensado. Aunque aparezca como gas en los yacimientos, tienen un alto contenido de hidrocarburos líquidos. En producción puede aportar considerables cantidades de hidrocarburos líquidos.

Aunque se mencionó cómo se encuentra en los yacimientos el gas en compañía del aceite, no es éste el objetivo del presente trabajo. Este trabajo va encaminado a la estabilización y el transporte del gas y condensado que entran a las baterías de separación en alta presión.

El objetivo es lograr la estabilización del gas durante su transporte por la tubería hasta las refinerías y evitar así de este modo, que el gas se condense, evitando así problemas consecuentes que implican pérdidas de energía innecesarias y elevados gastos también innecesarios.

Sin embargo este objetivo de la estabilización del gas, es un problema que no tiene una solución completa, porque no existen procesos que resuelvan totalmente este problema, ya que por ejemplo, si un proceso cumple con los requerimientos técnicos, éste no satisface los requerimientos de costos y viceversa.

En este trabajo se revisan brevemente algunos de los conceptos relacionados con el gas, que son importantes en el manejo y transporte del gas húmedo por las tuberías, tales como su definición, calor específico, su relación gas-aceite ,etc.

El gas también viene saturado con agua, lo que provoca que dentro de la tubería se presente constantemente el problema de la formación de hidratos . Los hidratos están formados por agua y ciertas moléculas de gas. Esta formación de hidratos obstaculiza el flujo de gas en las tuberías, válvulas y demás accesorios del equipo, lo que provoca caídas de presión adicionales, reduciendo o eliminando el flujo de gas natural.

Para resolver este problema de la formación de hidratos se pueden utilizar métodos físicos (incremento de la temperatura del gas, secado del gas , reducción de la presión), o métodos químicos (dosificación de aditivos inhibidores de la formación de hidratos).

En este trabajo se presentan tres procesos que actualmente se usan para la estabilización y transporte del gas húmedo, con la finalidad de lograr un adecuado manejo de los hidrocarburos producidos, además de lograr un mejor aprovechamiento de las corrientes de gas y uso del equipo instalado, así como la aplicación de sistemas para el enfriamiento del gas por medio del uso de ciclos mecánicos de refrigeración, con el fin de eliminar la humedad del mismo .

Se mencionan otros problemas , que se originan a partir de la formación de hidratos, tales como los fuertes resquebrajados, que pueden causar accidentes de fatales consecuencias, además de que afecta la vida productiva de los pozos y reducen la recuperación de hidrocarburos del yacimiento. Otro problema serio es la condensación del gas, lo cual provoca pérdidas de presión, adicionales que afectan a todo el sistema de recolección, manejo y transporte de estos hidrocarburos.

Dentro del equipo utilizado para la estabilización y transporte del gas húmedo, se cuenta con separadores, rectificadores, intercambiadores de calor, ciclos mecánicos de refrigeración, etc.

En recientes investigaciones, se ha descubierto que es posible que con una primera etapa de refrigeración se puede refrigerar el gas, directamente por expansión a través de una turbina partiendo de una fase densa.

Sin embargo, estos procesos son complejos, debido a que utilizan superficies de intercambio de calor muy grandes y altos requerimientos de compresión, lo que provoca que sean muy costosos no solo en lo referente a la inversión, sino también por los gastos de operación. Estos nuevos avances en cuanto a la estabilización del gas, se caracterizan porque contienen por lo menos una etapa durante la cual existe licuefacción.

Finalmente, se presenta el análisis de un caso real de un proceso para el acondicionamiento de la producción de algunos yacimientos de gas y condensado, involucrando la estabilización tanto del líquido como del gas, el cual se lleva a cabo en Atasta. En este proceso se marcan algunas deficiencias y se proponen modificaciones que ayuden a mejorar este proceso, haciendo mención de algunas ventajas que se obtendrían aplicando las sugerencias para la estabilización y transporte de gas húmedo y condensado.

CAPITULO 1

CONCEPTOS FUNDAMENTALES EN EL MANEJO SUPERFICIAL DEL GAS NATURAL

1.1 EL GAS ⁽¹⁾

Es un fluido que no tiene forma ni volumen propios, se expande ocupando todo el volumen al que tiene acceso.

En un gas, sus moléculas se encuentran muy separadas entre sí, por lo tanto es un fluido muy compresible y además, cuando la presión externa desaparece tiende a expandirse indefinidamente. Así pues, un gas está en equilibrio sólo cuando se encuentra confinado. Sus moléculas se mueven libremente en todas direcciones, chocando constantemente entre ellas.

Dado que el volumen de un gas se ve más afectado por las variaciones en la presión y temperatura, al tratar con un gas es necesario tomar en cuenta estos factores.

1.2 GAS HÚMEDO ⁽¹⁾

Para un gas húmedo las propiedades del gas superficial no son las mismas que las propiedades del gas del yacimiento. Éste contiene líquidos condensados que se van a separar cuando cambie de condiciones de yacimiento a condiciones superficiales. La composición del gas superficial es realmente diferente a la composición del gas del yacimiento, teniendo considerablemente componentes intermedios y pesados.

1.3 GAS SECO ⁽¹⁾

Los gases secos son fácilmente manejables, porque no contienen líquidos condensables del gas, es decir, contiene componentes ligeros. Aunque las condiciones de yacimiento cambien a condiciones superficiales no se presenta condensación. La composición del gas superficial es igual a la composición del gas en el yacimiento, siempre y cuando se midan a condiciones estándar.

*Referencias al final

I.4 FACTOR DE VOLUMEN DEL GAS ⁽¹⁾

Se define como el volumen de una masa de gas medido a la presión y temperatura del yacimiento o de escurrimiento, dividido entre el volumen de la misma masa de gas medido a condiciones estándar.

$$B_g = m^3_{\text{gas @ C.Y.}} / m^3_{\text{gas @ C.S}} \quad (1.1)$$

I.5 GAS DISUELTO ⁽²⁾

Es el conjunto de hidrocarburos que a condiciones atmosféricas constituyen un gas, pero que forman parte de la fase líquida a condiciones de yacimiento o de flujo.

I.6 LIBERACIÓN DE GAS DIFERENCIAL ⁽²⁾

Es el proceso de remoción de la fase gaseosa, de un sistema de hidrocarburos, a medida que se forma a condiciones de burbujeo. Por lo tanto, durante un proceso diferencial la composición del sistema varía continuamente.

I.7 LIBERACIÓN DE GAS INSTANTÁNEO ⁽²⁾

Es el proceso en el que el gas se forma del líquido, al reducirse la presión, manteniéndose constante la composición total del sistema.

I.8 PRESIÓN DE VAPOR ⁽²⁾

Es la presión que ejerce el vapor de un líquido cuando éste y el vapor están en equilibrio. El equilibrio se establece cuando el ritmo de evaporación del líquido es igual al ritmo de condensación de su vapor.

I.9 RELACIÓN GAS ACEITE ⁽²⁾

Es el volumen de gas producido por unidad de volumen de aceite , medidos ambos volúmenes a condiciones estándar. Las condiciones de separación como de presión, temperatura y etapas de separación , afectan el valor de dicha relación. Ambos pueden estar medidos en unidades consistentes, como m³/m³ ; o bien, en diferentes unidades como:

$$\text{RGA} = \text{Qg (pies}^3/\text{día)} / \text{Qo (bl/día)} \quad (1.2)$$

Normalmente es un dato de laboratorio o de medición

I.10 RELACIÓN DE SOLUBILIDAD ⁽²⁾

Son las unidades de volumen de gas disuelto en el aceite a ciertas condiciones de presión y temperatura, por cada unidad de volumen de aceite en el tanque, medidos ambos volúmenes a condiciones estándar. Pueden expresarse en unidades consistentes, o bien, en diferentes unidades como:

$$\text{Rs} = \text{gd (pies}^3) @ \text{C.S} / \text{Bl de aceite} @ \text{C.S.} \quad (1.3)$$

Existen correlaciones para su determinación, pero en el caso de gas y condensado no es recomendable su uso

I.11 FASE ⁽²⁾

Es la parte de un sistema que difiere, en sus propiedades intensivas, de la otra del sistema. Los sistemas de hidrocarburos generalmente se presentan en dos fases: gaseosa y líquida.

I.12 DEFINICIÓN DE GAS Y SU ECUACIÓN DE ESTADO ⁽²⁾

El gas ideal es un gas hipotético cuyo comportamiento P-V-T se puede describir completamente por la ecuación de gas ideal

partiendo de las siguientes leyes:

Ley de Boyle $V \propto 1/P$ (a n y T constantes)

Ley de Charles $V \propto T$ (a n y P constantes)

Ley de Avogadro $V \propto n$ (a P y T constantes)

combinando estas tres ecuaciones:

$$\begin{aligned} V &\propto nT/P \\ V &= R (nT/P) \end{aligned} \quad (1.4)$$

$$PV = nRT \quad (1.5)$$

Que es la ecuación de estado de los gases ideales

Donde :

n= número de moles ($L^0 M^1 T^0$)

T=Temperatura absoluta del gas (Θ)

P=Presión absoluta del gas ($L^{-1} M^1 T^{-2}$)

R = es la cte de proporcionalidad llamada constante universal de los gases ($L^2 \Theta T^{-2}$)

I.13 CONSTANTE UNIVERSAL DE LOS GASES(R)⁽³⁾

Antes de aplicar la ecuación (1) a un sistema real, se debe de evaluar R .Entonces a 0 ° C (273.15 ° K) y 1 atm , 1 mol de gas ideal ocupa 22.414 L, por lo tanto:

$$R = PV / nT \quad (1.6)$$

$$R = \frac{(1 \text{ atm}) (22.414 \text{ L})}{(1 \text{ mol}) (273.15 \text{ }^\circ\text{K})} = 0.082057 \frac{\text{L atm}}{\text{Kg mol}} \quad (1.7)$$

En diferentes conjuntos de unidades los valores de R son como sigue :

$$R = 0.08314 \text{ bar m}^3 / (\text{Kg mol}) (^\circ\text{K}) \quad (1.8)$$

$$R = 8.314 \text{ KJ} / (\text{Kg mol}) (^\circ\text{K}) \quad (1.9)$$

$$R = 1545 \text{ pie lbf} / (\text{lb mol}) (^\circ\text{R}) \quad (1.10)$$

$$R = 0.730 \text{ atm pie}^3 / (\text{lb mol}) (^\circ\text{R}) \quad (1.11)$$

$$R = 1.986 \text{ BTU} / (\text{lb mol}) (^\circ\text{R}) \quad (1.12)$$

I.14 COMPRESIBILIDAD DEL GAS ⁽³⁾

Por definición, la compresibilidad isotérmica del gas es:

$$C_g = -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial P} \right)_T \quad (1.13)$$

Donde:

$$C_g = \text{Compresibilidad del gas, } 1/\text{Psi} \quad (\text{M}^1 / \text{L}^1 \text{ T}^2)^{-1}$$

1.15 GASES REALES Y SU ECUACIÓN DE ESTADO ⁽³⁾

Para obtener el comportamiento de los gases reales se considera en la ecuación de estado de los gases ideales (1.5) un factor de corrección, conocido como el factor de compresibilidad (Z), es decir :

$$PV = ZnRT \quad (1.14)$$

La ecuación 1.14 corresponde a la ecuación de estado general de los gases reales. En esta ecuación Z representa la relación del volumen ocupado por el gas real y el volumen de ese gas pero considerandolo como gas ideal; es decir $Z=V_i/V_r$, Z es función de la composición del gas, de la presión y temperatura.

Con esta expresión y el concepto de compresibilidad isortérmica, definida por la ecuación (1.13) se obtiene :

$$C_g = \frac{1}{P} - \frac{1}{Z} \left(\frac{dZ}{dP} \right) \quad (1.15)$$

ésta es la compresibilidad de los gases reales.

Cuando $Z=1$ ($V_i=V_r$), es decir se trata de un gas ideal, entonces se obtiene :

$$C_g = 1 / P \quad (1.16)$$

1.16 CALOR ESPECÍFICO Y ENTALPÍA ⁽³⁾

El calor específico a presión constante, c_p , y el calor específico a volumen constante, c_v , están definidos mediante las siguientes expresiones :

$$c_p = (\delta h / \delta T) \text{ a presión constante} \quad (1.17)$$

$$c_v = (\delta u / \delta T) \text{ a volumen constante} \quad (1.18)$$

Donde:

h = Entalpía Específica ($L^2 M^{-2} T^{-2}$)

u = Energía Interna ($L^2 M^{-2} T^{-2}$)

Cada uno de los calores específicos denota la razón de cambio de una propiedad con respecto a la temperatura, mientras otra se mantiene constante. Así mismo, la definición del calor específico a presión constante implica que la entalpía de una sustancia pura es función de la temperatura y de la presión. En consecuencia, el calor específico a presión constante depende en general de la temperatura y de la presión. De manera análoga, la definición de calor específico a volumen constante implica que la energía interna de una sustancia pura es función de la temperatura y del volumen específico. Por lo tanto, el calor específico a volumen constante depende, en general, de la temperatura y del volumen específico.

La entalpía es el calor absorbido o liberado en una reacción a presión constante.

La entalpía se define como:

$$H = U + PV \quad (1.19)$$

Donde :

H = Entalpía $(L^2 M^0 T^{-2})$
U = Energía interna $(L^2 M^0 T^{-2})$
P = Presión $(L^{-1} M^1 T^{-2})$
V = Volumen $(L^3 M^0 T^0)$

I.17 VISCOSIDAD DEL GAS ⁽⁴⁾

La viscosidad es una medida de la resistencia de un fluido a deformarse. La viscosidad dinámica o absoluta de un fluido es definida como la relación de la fuerza cortante por unidad de área por el gradiente de velocidad.

El único camino confiable para obtener la viscosidad de un gas es determinándola experimentalmente. Sin embargo una determinación experimental es dificultosa y lenta. Usualmente la Ingeniería Petrolera para fines prácticos utiliza correlaciones empíricas para la obtención de la viscosidad.

La viscosidad de un gas puro depende de la temperatura y presión, pero las mezclas de los gases también están en función de la composición de la mezcla. La siguiente ecuación puede ser usada para cálculos de la viscosidad de una mezcla de gases cuando el análisis de la mezcla de gases es conocida y las viscosidades de los componentes son conocidos a la presión y temperatura de interés

$$\mu_g = \frac{\sum (\mu_i Y_i (M_i)^{1/4})}{\sum i(Y_i (M_i)^{1/4})} \quad (1.20)$$

donde:

μ_g = viscosidad del gas $(L^{-1} M^1 T^{-1})$

μ_{gi} = viscosidad de cada componente de gas $(L^{-1} M^1 T^{-1})$

Y_i = fracción molar de cada componente

M_i = peso molecular de cada componente $(L^0 M^1 T^0)$

Cuando no se dispone de la composición del gas, se usan correlaciones, por ejemplo de Carr, Kobayashi y, Burrows que son de la siguiente forma ⁽⁴⁾

$$\mu_1 = f(m, T)$$

$$\mu / \mu_1 = f(Pr, Tr)$$

donde:

μ_1 = viscosidad de un gas disuelto a baja presión

μ = viscosidad del gas a alta presión

CAPITULO 2

PROBLEMAS EN EL MANEJO Y TRANSPORTE DE CORRIENTES DE GAS HÚMEDO

Este capítulo trata varios de los problemas que se presentan durante el manejo y el transporte de gas húmedo, problemas tales como las pérdidas económicas, contaminación del medio ambiente, riesgos en el desarrollo del proceso, etc.

II.1 PROBLEMAS DE SEGURIDAD EN EL PROCESO Y DEL PERSONAL OPERATIVO ⁽⁶⁾

Un riesgo en el manejo del gas es el que representan los represionamientos en el cabezal de recolección de la producción de los pozos que pueden ocasionar un accidente de fatales consecuencias debido a la condensación del gas que se presenta dentro del ducto que transporta la producción de todos los pozos del cabezal alejado de las instalaciones de proceso, hasta la estación de recolección (batería de separación). Esta condensación origina otra actividad riesgosa, conocida como corrida de "diablos", que representan un riesgo latente para el desarrollo de las operaciones y del mismo personal operativo. La corrida de "diablos" causa condiciones de flujo variable, ocasionando represionamientos en la tubería.

II.2 CONTAMINACIÓN DEL MEDIO AMBIENTE ⁽¹²⁾

La emisión de gases a la atmósfera debidos a la actividad petrolera forma parte importante de la contaminación al medio ambiente, contribuyendo con el efecto llamado de "invernadero". Los gases emitidos por la actividad petrolera se acumulan en la atmósfera, tales como el ácido sulfhídrico (H_2S) y el dióxido de carbono (CO_2), estos gases, particularmente el ácido sulfhídrico es considerado altamente tóxico y contaminante, y aunque éstos se encuentran en concentraciones relativamente pequeñas en el gas, deben de ser removidos de las corrientes de gas natural producido por los pozos.

Lo anterior sucede regularmente cuando se almacena un hidrocarburo líquido en tanques atmosféricos, que aún no ha sido estabilizado (aceite volátil y/o condensado).

II.3 RELEVO DEL GAS AL QUEMADOR ⁽¹³⁾

En la separación de gas, el relevo de gas al quemador es necesario cuando en el sistema no se dispone de los medios suficientes para lograr transportarlo. También se debe de quemar el gas, cuando se presenta un represionamiento en los ductos, provocados por la reducción de la capacidad de transporte, los que a su vez regularmente son ocasionados por la condensación del gas en los ductos.

II.4 PROCESO INESTABLE ⁽¹⁴⁾

El gas como es un fluido compresible, provoca que el proceso de separación, estabilización y transporte del mismo sea un proceso inestable, ya que si el gas es sometido a presiones altas y bajas temperaturas éste se condensará y entonces, si antes se tenía fluyendo una sola fase (gaseosa) por la tubería, ahora se tendrá que transportar también líquido, dando lugar a un tipo de flujo llamado "bache", en el cual fluyen simultáneamente líquido y gas. Lo anterior provoca que, el gas al ser transportado por la tubería se condense fácilmente, provocando el depósito de líquido en la parte inferior de la tubería y gas en la parte superior lo que ocasiona dichos represionamientos en el sistema.

Durante el proceso, la temperatura del gas es continuamente variable, ya que se le reduce o se le incrementa la temperatura por medio de intercambiadores de calor y ciclos mecánicos de refrigeración, logrando con esto su condensación o bien lograr mantenerlo en fase gaseosa hasta la próxima etapa dentro del proceso.

La inestabilidad en las condiciones de operación de las instalaciones de producción (principalmente la presión), se debe a que el gas al condensarse paulatinamente en las tuberías, provoca mayores pérdidas de presión en el sistema de transporte, lo cual implica que se requiera una mayor presión en las baterías de separación, lo cual a su vez requiere una mayor presión a los pozos productores.

Esta reducción de la capacidad de transporte, provoca que con cierta frecuencia sea necesario correr "diablos" para desplazar el líquido acumulado que provoca dichas pérdidas de presión adicionales.

En el momento en que se lleva a cabo la corrida de "diablo", se presenta en el sistema la mayor presión, provocando el relevo del gas al quemador y justamente después la menor, pero como el gas vuelve a condensarse entonces la presión requerida y de operación se van incrementando progresivamente hasta la siguiente corrida de "diablo". Lo anterior provoca entonces que en las instalaciones de producción no se pueda operar con una presión constante y ello a su vez afecte la vida productiva de los pozos.

II.5 ALTO CONSUMO DE ENERGÍA ⁽⁴⁾

Por lo general la distancia entre las batería de recolección y las plantas de tratamiento son considerablemente grandes. Esto provoca que sea necesaria una cantidad muy grande de energía para transportar el gas a la planta, sin embargo, esto es algo que no se puede evitar.

Debido a la condensación del gas se originan grandes caídas de la presión en el interior de la tubería, este problema provoca requerimientos adicionales de presión y energía para mejorar la capacidad de transporte del gas.

Se debe seleccionar el proceso de separación más adecuado para lograr una mejor estabilización del gas y evitar durante su transporte su condensación, ya que esta condensación provoca que se generen altas presiones para poder hacer fluir el líquido a través de la tubería, teniendo que recurrir a un incremento de potencia adicional, lo que se refleja en altos costos de operación.

II.6 PÉRDIDAS ECONÓMICAS ⁽⁶⁾

Uno de los motivos de pérdidas económicas se debe a la generación tan elevada de presión que se requiere aplicar a los hidrocarburos para que éstos puedan ser transportados, ya sea hasta las estaciones de recolección o hasta las plantas petroquímicas, lo que provoca consumos de energía adicionales para comprimir el gas, así como los correspondientes costos por operación, mantenimiento y vida útil del equipo.

Otra causa es la condensación del gas, lo cual provoca una disminución en la eficiencia del transporte del mismo, ocasionando en primer lugar, un incremento paulatino en la presión de separación hasta que se alcanza la presión de calibración de las válvulas de relevo de gas al quemador y con ello una reducción en los ingresos, por no comercializar la totalidad de la producción.

Otro problema, es el referente a la comercialización del gas en lo concerniente al poder calorífico, ya que el valor del poder calorífico del producto entregado es en muchas ocasiones muy superior al que se paga, debido a que cuando se realiza el muestreo del gas para determinarle el poder calorífico no se toma en cuenta el flujo de líquido que lo acompaña hasta el punto de transferencia, aun cuando después pase la corriente a una etapa de separación.

II.7 GENERACIÓN DE REPRESIONAMIENTOS EN EL SISTEMA DE SEPARACIÓN Y TRANSPORTE DE GAS ⁽⁶⁾

La causa de los represionamientos, es debida, principalmente al flujo multifásico que se presenta en la tubería. Este líquido que se ha quedado dentro de la tubería, no puede ser arrastrado por la presión, por lo que se obliga a aumentar la misma, además de que origina una disminución en el área de flujo libre al gas provocando los represionamientos en la tubería.

los baches se originan debido a la condensación del gas en algunas secciones de la tubería, debido a que el gas no ha sido completamente estabilizado, quedando por diferencia de densidades en la parte inferior y el gas en la parte superior dentro de la tubería.

Este problema puede causar un accidente de fatales consecuencias para el personal operativo, además de afectar la productividad de los pozos por la frecuente fluctuación de la presión en las líneas de escurrimiento.

Cabe mencionar que estos represionamientos afectan la vida productiva de los pozos y consecuentemente la recuperación de hidrocarburos del yacimiento, debido a que la presión de la cabeza del pozo esta muy cercana a la presión en la línea de escurrimiento y a la cabezal de recolección. Por otra parte podría provocar el cierre de las válvulas automáticas de los pozos, lo cual ocasionaría una disminución instantánea de los ingresos.

II.8 CONDENSACIÓN DEL GAS ⁽⁶⁾

El gas que ha sido separado, enfriado y rectificado en la batería, por la baja temperatura del medio saturado que rodea al gasoducto que lo conduce sufre la debida condensación, lo cual provoca una disminución en la eficiencia de su transporte (mayores pérdidas de presión), que a su vez repercute en un incremento paulatino en la presión de separación, con lo que se llega a alcanzar la presión de calibración de las válvulas de relevo de gas al quemador. Con lo que se generan dos problemas :

Por una parte, el gas no se comercializa en su totalidad disminuyendo los ingresos, y por otra parte, se afecta al medio ambiente, por la combustión (generalmente ineficiente) del gas producido.

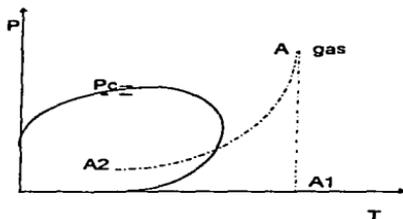


FIG. II.1 Muestra de la condensación de un gas que no ha sido totalmente estabilizado (A-A2) por medio de un diagrama de fases P-T ⁽¹²⁾

La línea A-A2 representa la variación de las condiciones de presión y temperatura de un gas que anteriormente no ha sido estabilizado para su transporte a través de la tubería, lo que provoca que al ir disminuyendo su

presión y temperatura, se caiga en región de dos fases, lo que significa que se trataba de un gas con cierta humedad, es decir, que este gas, pasó por un proceso de separación, el cual se llevó a cabo a una temperatura relativamente alta y que durante su transporte, por la transferencia de calor existente entre este y el medio ambiente que rodea la tubería (comúnmente saturado de agua) se reduce la temperatura hasta entrar a la región de dos fases. En cambio, la línea A-A1 representa un gas completamente estabilizado, y que durante su transporte al ir disminuyendo su presión y temperatura, nunca entrará a la región de dos fases, y por lo tanto no habrá condensación de este gas en la tubería. (12)

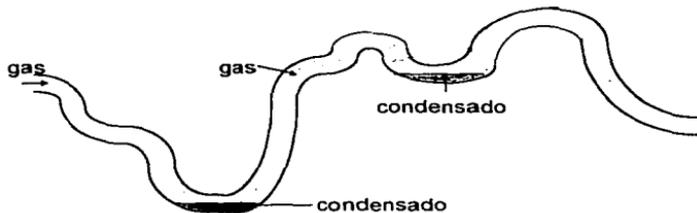


Fig. II.2 La figura muestra como queda atrapado el condensado en el interior de la tubería por la influencia de la topografía del terreno, debido a la disminución de la temperatura, lo cual provoca pérdidas de presión adicionales dentro de la misma. (12)

En este caso, también se provoca un efecto nocivo sobre la vida productiva de los pozos, ya que debido a la condensación se requiere efectuar corridas de "diablo", lo cual representa un gran riesgo para el personal que las realiza, al manejarse presiones relativamente altas.

CAPITULO 3

III. MÉTODOS EXISTENTES PARA LA ESTABILIZACIÓN DE CORRIENTES DE GAS HÚMEDO.

III.1 MÉTODO A : SEPARACIÓN EN ALTA PRESIÓN, TRATAMIENTO DEL GAS CON DOS INTERCAMBIADORES DE CALOR, UN CICLO DE REFRIGERACIÓN Y RECTIFICACIÓN SECUNDARIA. ⁽⁹⁾

El gas es separado en la batería 1, después pasará por un intercambiador EA1 para el preenfriamiento del gas separado. Así mismo, se propone la colocación de algunos enfriadores mecánicos de gas (soloaires) para obtener una temperatura del gas inferior a los 35 °C (95 F), para que posteriormente PASEa una segunda etapa de rectificación y después sea calentado al pasar por el intercambiador de calor EA-1, pero en contracorriente.

Para la batería 2, se instala un intercambiador de calor para todo el gas manejado en alta presión (de la batería 1 y 2) denominado EA-2, un ciclo mecánico de refrigeración para el enfriamiento del gas, tres etapas de rectificación del mismo y un rectificador de coalescencia. La primera etapa de rectificación se hará para el gas descargado de los separadores verticales, la segunda después del preenfriamiento logrado en el intercambiador de calor EA-2 y la tercera se hará después de que todo el gas pase por el enfriamiento inducido por el ciclo de refrigeración. ⁽⁶⁾

De esta manera se logrará enviar la corriente de gas de alta presión de la batería 2 a la petroquímica sin problemas de condensación en la línea, lográndose recuperar con este método un considerable volumen adicional de condensado.

Para la batería 1 en este método solamente se requiere de una etapa de rectificación del gas, la cual estará ubicada corriente abajo de los enfriadores, eliminándose con ello la etapa de rectificación primaria, ya que no es necesario clarificar los condensados. Se requiere clarificar los condensados, para que no lleven manchas de color oscuro del crudo, ya que las especificaciones comerciales señalan que debe llevar una apariencia clara como la del agua.

El condensado obtenido por el enfriamiento del gas en la segunda etapa de rectificación en la batería 1, se transportara a la batería 2 por una de las dos líneas, para unirse a las corrientes descargadas por los rectificadores de segunda y tercera etapa de la batería 2. Luego este condensado entrará al proceso de separación trifásica, estabilización y bombeo a la petroquímica. ⁽⁶⁾

III.2 MÉTODO B : SEPARACIÓN EN ALTA PRESIÓN, TRATAMIENTO DEL GAS CON DOS INTERCAMBIADORES DE CALOR, UN CICLO DE REFRIGERACIÓN, UN ENFRIADOR TIPO SOLOAIRE Y RECTIFICACIÓN SECUNDARIA ⁽⁶⁾

El gas de los separadores de la batería 1, pasara a los intercambiadores de calor y posteriormente al rectificador horizontal (RHAP), en donde se le separará el condensado que se genere por el enfriamiento logrado. Del rectificador, el gas pasará a un rectificador de coalescencia (RHCAP) con la finalidad de corregir la rectificación previa y pasar por un intercambiador de calor (EA-1) donde se incrementa su temperatura con lo cual, se logra transportar esta corriente de gas hasta la batería 2 por el gasoducto, sin que se presente condensación alguna.

En la batería 2, el gas de la batería 1 se unirá a la producción de los pozos que llegan a la batería 2 para entrar conjuntamente al intercambiador EA-2 y posteriormente a los separadores verticales (SVCAP), de donde el gas liberado pasará directamente al intercambiador de calor del ciclo mecánico de refrigeración, alcanzando una temperatura de 15 °C (59 F). Posteriormente este gas entrará a los rectificadores verticales de alta presión, donde se le separará el condensado (el cual se unirá al aceite descargado por los separadores) y pasará a un rectificador de coalescencia (RHCAP) para mejorar la rectificación previa, para hacerlo entrar al intercambiador de calor en contracorriente a la carga a separadores, con la finalidad de calentarlo y evitar su condensación durante su transporte a la petroquímica a través del gasoducto de 36 pulg de diámetro. ⁽⁶⁾

Esta opción presenta buenas perspectivas para operar en los primeros años de funcionamiento, pero siempre y cuando se continúe recibiendo una producción considerable en alta presión después del último año, por concepto del desarrollo de campos nuevos (contrario a la predicción del comportamiento de la presión en la cabeza de los pozos), la rentabilidad del proyecto crecerá al mismo tiempo. En general este método presenta un comportamiento económico que podría considerarse aceptable

La producción de los pozos de alta presión entra inicialmente a un intercambiador de calor EA-1 para sufrir un preenfriamiento y pasar a los separadores (SHAP). El aceite descargado se unirá con la corriente de condensado descargada por el rectificador de alta presión y con la del rectificador de coalescencia (RHCAP) para conducirse a la batería 2. ⁽⁶⁾

La producción de los pozos de alta presión, entrará junto con el gas de la batería 1 a un intercambiador de calor EA-2 y posteriormente a los separadores verticales (SVCAP), de donde el líquido resultante, al se le integran los condensados de los rectificadores secundarios y el del rectificador de coalescencia. Luego este condensado pasará al proceso de estabilización y bombeo a la petroquímica. ⁽⁶⁾

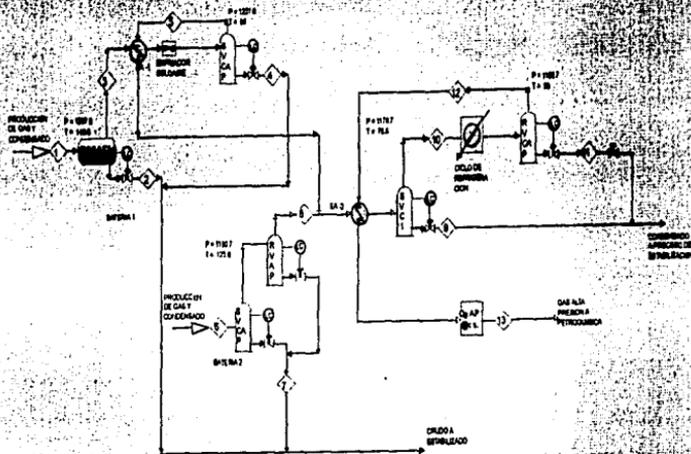
III.3 MÉTODO C : SEPARACIÓN EN ALTA PRESIÓN, TRATAMIENTO DEL GAS CON DOS INTERCAMBIADORES DE CALOR, RECTIFICACIÓN PRIMARIA Y RECTIFICACIÓN SECUNDARIA. ⁽⁵⁾

El gas de los separadores de la batería, pasará a los enfriadores y posteriormente al rectificador horizontal (RHAP), donde se le separa el condensado que se genere por el enfriamiento logrado. Del rectificador, el gas pasará a un rectificador de coalescencia (RHCAP), con la finalidad de corregir la rectificación previa y pasar a calentamiento por medio del intercambiador de calor EA-1 en contracorriente. Con este calentamiento final, se logrará transportar esta corriente de gas hasta la batería 2 por el gasoducto, sin que se presente condensación alguna.

En la batería 2, la producción de los pozos que tienen su flujo a dicha batería entrará conjuntamente al intercambiador de calor EA-2 y posteriormente a los separadores verticales (SVCAP), de donde el gas liberado pasará directamente a los enfriadores sin entrar a la etapa de rectificación primaria. Posteriormente este gas entrará a los rectificadores de alta presión, en donde se le separa el condensado y pasará aun rectificador de coalescencia (RHCAP) para mejorar, la rectificación previa, para hacerlo pasar al intercambiador de calor en contracorriente a la de carga de separadores, con la finalidad de calentarlo y evitar su condensación durante su transporte a la petroquímica a través del gasoducto de 36 pulg. de diámetro.

Este método presenta condiciones económicas favorables, pero presenta problemas de transporte entre la batería 2 y la petroquímica, ya que se presenta condensación del gas.

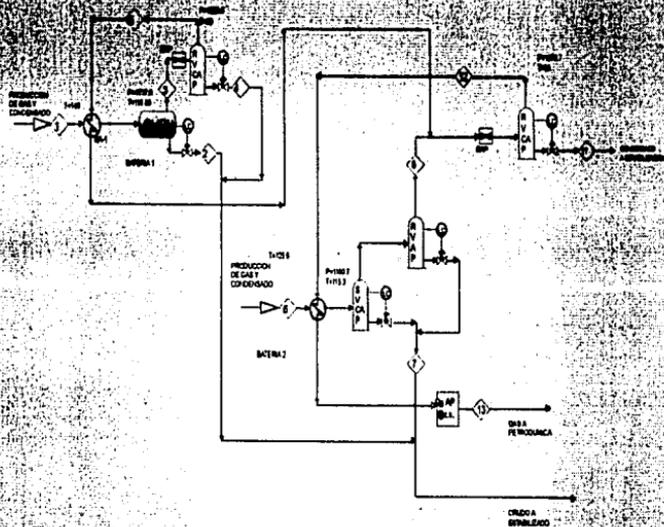
La producción de los pozos de alta presión entrara inicialmente a un intercambiador EA-1 para sufrir un preenfriamiento y pasar a los separadores (SHAP). El aceite descargado se unirá con la corriente de condensado descargada por el rectificador de alta presión (RHAP) y con la del rectificador de coalescencia(RHCAP) para conducirse después a la batería 2. La producción de los pozos de alta presión, entrara inicialmente junto con el gas de la batería 1 a un intercambiador de calor EA-2 y posteriormente a los separadores verticales (SVCAP) de donde el líquido resultante al cual se le integraran los condensados de los rectificadores secundarios y el del rectificador de coalescencia (RHCAP). Luego este condensado pasara al proceso de estabilización y bombeo a la petroquímica. ⁽⁶⁾



SIMBOLOGIA

	CC'E
	CC
	CC'CC
	CC'CC'

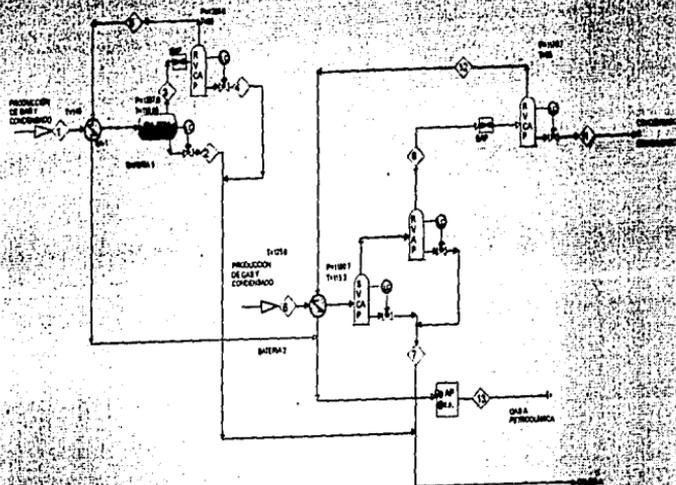
FIG. 3.1 MÉTODO A DE ESTABILIZACIÓN DE GAS HÚMEDO CON SEPARACIÓN EN ALTA PRESIÓN CON DOS INTERCAMBIADORES DE CALOR, DOS CICLOS MECÁNICOS DE REFRIGERACIÓN, RECTIFICACIÓN PRIMARIA Y SECUNDARIA. *



SIMBOLOGÍA

■ ACETE
 □ GAS
 ○ VAPOR
 ○ LÍQUIDO

FIG. 3.2 MÉTODO B DE ESTABILIZACIÓN DE GAS HÚMEDO CON SEPARACIÓN EN ALTA PRESIÓN CON DOS INTERCAMBIADORES DE CALOR, DOS CICLOS MECÁNICOS DE REFRIGERACIÓN, RECTIFICACIÓN PRIMARIA Y SECUNDARIA. •



SIMBOLOGÍA

GAS
 CONDENSADOR
 SEPARADOR
 INTERCAMBIADOR DE CALOR

FIG. 3.3 MÉTODO C DE ESTABILIZACIÓN DE GAS HÚMEDO CON SEPARACIÓN EN ALTA PRESIÓN CON DOS INTERCAMBIADORES DE CALOR, DOS CICLOS MECÁNICOS DE REFRIGERACIÓN, RECTIFICACIÓN PRIMARIA Y SECUNDARIA.

III.4 SE RECOMIENDA EL MÉTODO B ⁽⁶⁾

De los tres métodos antes descritos, se puede concluir, que el método que representa la mejor opción es el método B, porque soluciona la totalidad de los problemas detectados que se presentan en este proceso de la estabilización de los hidrocarburos volátiles en la superficie, además de que este método presenta una rentabilidad satisfactoria.

III.5 BENEFICIOS ADICIONALES DEL MÉTODO B ⁽⁶⁾

- Eliminación de corridas de diablos para el desplazamiento del líquido en los gasoductos.

- Estabilidad en el proceso de separación, al mantener una presión de separación constante.

- menores caídas de presión en los gasoductos, teniendo como consecuencia una menor presión de separación y por lo tanto una menor contrapresión en los pozos.

- Incremento de la producción de los pozos al reducir la contrapresión en la cabeza de los pozos que se encuentran produciendo en régimen subcrítico (velocidad del flujo menor que la velocidad del sonido).

- Mayor tiempo de afluencia de los pozos a la etapa de separación de alta presión, con lo que se tendrían menores costos de operación por la compresión del gas (pozos de muy alta RGA)

- Eliminación de relevos de gas al quemador por alcanzarse la presión de calibración en los paquetes de regulación, el cual se debe al actual incremento paulatino de las pérdidas de presión en el transporte del gas por su condensación.

CAPITULO 4

4. HIDRATOS DEL GAS

El gas y el agua combinados forman sólidos parecidos a la nieve húmeda a temperaturas un poco superior a la temperatura a la cual se solidifica el agua. Estos sólidos son llamados hidratos del gas.⁽¹⁾

Este fenómeno particularmente interesa a la industria del petróleo porque estos sólidos se forman a temperatura y presiones que se llegan a alcanzar normalmente durante el manejo y transporte de la producción gas húmedo o gas y condensado.

4.1 FORMACION DE LOS HIDRATOS.^{(1),(6)}

Los hidratos del gas se comportan como soluciones de gases en sólidos cristalinos más que como compuestos químicos. La principal estructura de los hidratos cristalinos esta formada con moléculas de agua. Estas moléculas de hidrocarburos ocupan espacios vacíos entre las redes de las moléculas de agua.

La estructura cristalina de los hidratos es un poco diferente que la del hielo, ya que una estructura de hielo no provee espacios por igual a las pequeñas moléculas de hidrocarburos.

Los tipos de hidratos con estructuras cristalinas son bien conocidos. Cada uno contiene espacios de dos diferentes tamaños. Una estructura tiene espacios de un tamaño tal, que le permite aceptar pequeñas moléculas como el metano y moléculas grandes como las del propano a una razón de dos pequeñas moléculas por una molécula grande. Las otras estructuras aceptan moléculas de metano y moléculas de tamaño medio - como las moléculas de etano - a una razón de tres de tamaño medio por una pequeña.

Aunque los hidratos aparecen hasta ser soluciones sólidas más que compuestos químicos, un número específico de moléculas de agua están asociadas con cada molécula de gas, lo que se debe a la estructura del cristal. La razón depende principalmente del tamaño de las moléculas del gas.

La formación de hidratos igualmente causa problemas en el aceite, que en el manejo y procesamiento del gas natural. ⁽⁶⁾

Sin embargo el problema de la formación de hidratos es de mayor interés para el gas natural y gas condensado encontrados en los yacimientos donde las condiciones de operación exceden los valores iniciales, en agua fría profunda y dentro de las costas en los climas fríos. ⁽⁵⁾

Los hidratos también pueden formarse en asociación con los hidrocarburos en el interior del yacimiento, impidiendo esto la producción por el taponamiento de los poros de la roca. ⁽⁵⁾

Sin embargo, el problema de la formación de hidratos, se presenta durante el transporte y procesamiento del gas, precipitando los hidratos sólidos de mezclas de gas húmedo. Esto es particularmente cierto en el gas natural, el cual cuando es extraído del pozo estando normalmente saturado con agua. Los hidratos se forman en las redes de transportación y esto provoca una alta caída de presión a través del interior del sistema y reduce o para el flujo del gas natural.

4.2 CONDICIONES PARA LA FORMACIÓN DE HIDRATOS ⁽¹⁾

La consideración más importante en la formación de hidratos señala que el agua líquida debe estar presente para formar hidratos. Puede existir un equilibrio entre el agua y el gas a condiciones de presión y temperatura para las cuales la formación de hidratos puede ocurrir. Pero una vez que los cristales de hidratos son formados, la hidratación ha ocurrido realmente.

Los cristales se forman a temperaturas de 3 a 10 ° F. También al empezar a ceder su temperatura, los cristales empiezan a formarse a 300 o más Psi arriba de la presión de la formación de hidratos. Sin embargo, el polvo o partículas de moho pueden actuar como cristales en el inicio de la formación de hidratos.

Una parte del diagrama de fases para una mezcla de agua y un hidrocarburo pesado se obtiene de la fig. 4.1. La línea Q2C separa la región en la cual existen el agua líquida y el gas, de la región en la cual existen el agua líquida y los hidrocarburos líquidos. Ninguna de las fases es pura; también contienen pequeñas cantidades de otras sustancias de acuerdo a su mutua solubilidad.

La línea Q2C es paralela a la línea de presión de vapor para el hidrocarburo puro. La línea de rocío a la izquierda del punto Q2 es simplemente una extensión de la línea de presión de vapor del hidrocarburo. El punto C es el punto de la tercera fase crítica a la cual las propiedades del gas y del líquido se combinan para formar una fase simple del hidrocarburo en equilibrio con el agua líquida.

La línea Q1Q2 separa el área en la cual existen el agua líquida y el gas, del área en la cual existen el agua líquida y los hidratos. Esta línea presenta las condiciones a las cuales el gas y el agua líquida combinados han de formar hidratos.

El punto Q2 es un punto cuádruple. En Q2 cuatro fases están en equilibrio: Agua líquida, hidrocarburo líquido, gas e hidratos sólidos. La línea casi vertical extendida del punto Q2 separa el área de agua líquida e hidrocarburo líquido del área del agua líquida e hidratos.

El punto Q1, en el cual ocurre aproximadamente a 32° F, es también un punto cuádruple que representa el punto en el cual el hielo, los hidratos, agua líquida y gas están en equilibrio. La línea vertical extendida del punto Q1 separa el área para hidratos y agua líquida del área para hidratos y hielo.

La línea de mayor interés en este diagrama de fases es la línea Q1Q2, la cual representa el equilibrio entre el gas, agua líquida e hidratos.

La fig. 4.2 muestra las líneas Q1Q2 para los cinco hidrocarburos formadores de hidratos constituyentes de gas natural. Partes de las líneas de presión de vapor de los hidrocarburos y partes de las líneas verticales de Q1 a Q2 también se muestran. Presiones y temperaturas a lo largo de la línea Q1Q2 para cada hidrocarburo indica condiciones para lo cual la formación de hidratos ocurre para muestras de estos hidrocarburos con agua líquida. El metano forma hidratos a muy altas temperaturas que los hidrocarburos pesados. Sin embargo, las presiones requeridas para la formación de hidratos son significativamente bajas como el incremento del tamaño de las moléculas.

De la fig. 4.3 se obtiene una comparación entre las líneas de formación de hidratos del metano y propano con las líneas de formación de hidratos para mezclas de estos hidrocarburos. Nótese que a cantidades muy pequeñas de los hidrocarburos pesados en las mezclas se, causan grandes reducciones en las presiones requeridas para iniciar la formación de hidratos.

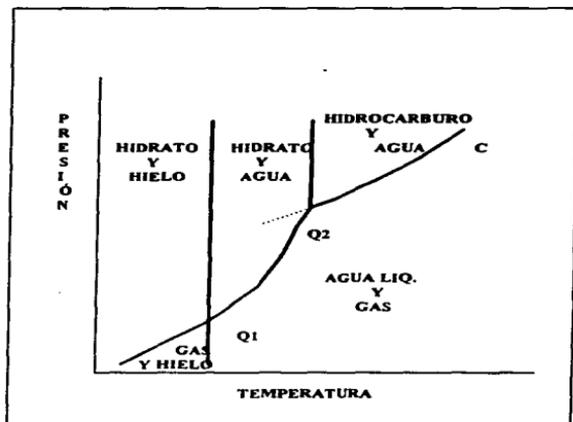


FIG. 4.1 ESTA FIGURA MUESTRA LA ZONA DE HIDRATOS EN UN DIAGRAMA DE FASES PARA UNA MEZCLA TÍPICA DE AGUA Y UN HIDROCARBURO PESADO. ⁽¹⁾

Una mezcla del 40% de metano y 60% de propano forma hidratos a presiones casi tan bajas como el propano puro, pero forma hidratos a temperaturas más altas que para el propano puro. Entonces, mezclas de metano y de hidrocarburos pesados retienen la alta formación de hidratos a la temperatura del metano y aprovechan la baja formación de hidratos a la presión de la moléculas pesadas.

Este factor es confirmado por los datos obtenidos en la fig. 4.4. Esta figura muestra las condiciones de la formación de hidratos para varios gases naturales junto con la línea de formación de hidratos para el metano. Las presiones a las cuales ocurre la formación de hidratos son significativamente más bajas para los gases naturales que para el metano.

Los gases naturales con alta densidad relativa (esto es, gases con más hidrocarburos pesados) forman hidratos a muy bajas presiones a diferencia de los gases ligeros.

Los datos están incompletos a altas temperaturas, pero aparentemente todos los gases forman hidratos a temperaturas arriba de los 70° F, pero dependiendo de la presión.

La fig. 4.5 fue desarrollada de datos apartir de la fig. 4.4. La fig. 4.5 es una correlación de las condiciones para la formación de hidratos para gases naturales con varias densidades relativas. Esta figura puede ser usada para estimar condiciones bajo las cuales los hidratos se pueden formar. El resultado de las condiciones de la formación de hidratos debe ser usado con cuidado porque existe discrepancia entre los datos de la fig. 4.4 y la correlación mostrada en la fig. 4.5.

Las diferencias entre las presiones formadoras de hidratos, entre los datos disponibles y la correlación en la fig. 4.5 esta en un rango arriba del 10% para altas densidades relativas, así como mayor de 35% para bajas densidades relativas. Al obtener un valor de presión, el error en la estimación de la temperatura para la formación de hidratos puede ser de 5° F o mas.

4.3 INHIBICIÓN DE LA FORMACIÓN DE HIDRATOS ⁽¹⁾

La presencia de sólidos en el agua reduce las temperaturas a las cuales los gases naturales forman hidratos. De la fig. 4.6 se obtienen valores para reducir la temperatura estimada de la fig. 4.5 para explicar los efectos de sólidos disueltos en el agua.

El agua de los condensados del gas natural a condiciones superficiales es agua pura. Se adiciona un inhibidor a esta agua para disminuir la temperatura formadora de hidratos. La efectividad de dos inhibidores es mostrada en la fig. 4.7. El metanol es obviamente el mejor inhibidor, pero a menudo es usado el glicol, porque la volatilidad del metanol causa altas pérdidas del mismo para el gas.

Los glicoles presentan las siguientes ventajas como agentes de deshidratación :
a) su baja presión de vapor reduce las pérdidas por evaporación , b) su punto de ebullición es menor que el del agua de tal manera que fácilmente pueden recuperarse por destilación y c) tiene una alta afinidad con el agua.

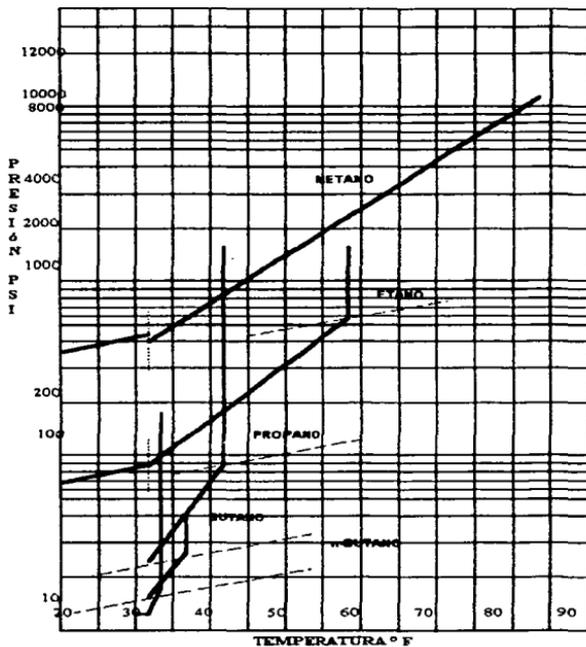


FIG. 4.2 CONDICIONES PARA LAS QUE SE FORMAN HIDRATOS PARA HIDROCARBUROS PARAFINICOS (HANDBOOK OF NATURAL GAS ENGINEERING, FOR KATZ, 1959).⁽¹¹⁾

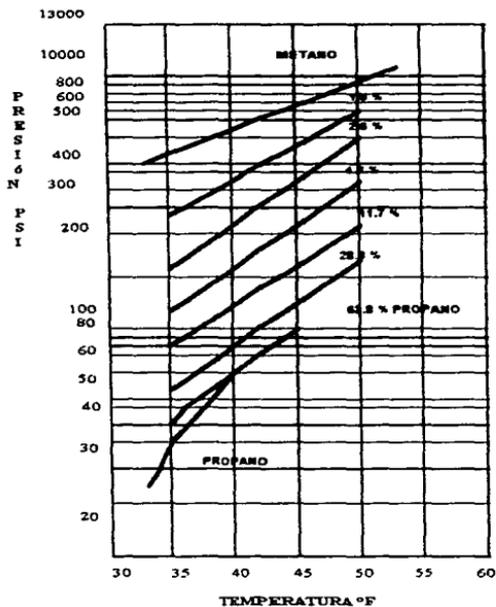


FIG. 4.3 CONDICIONES DE LA FORMACION DE HIDRATOS DE MEZCLAS DE METANO-PROPANO ⁽¹⁹⁾

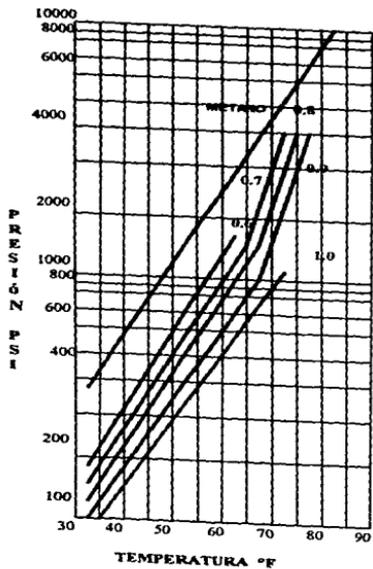


FIG. 4.4 CONDICIONES DE LA FORMACION DE HIDRATOS PARA GASES NATURALES. (DEL HANDBOOK OF NATURAL GAS ENGINEERING FOR KATZ, 1959).⁽¹⁾

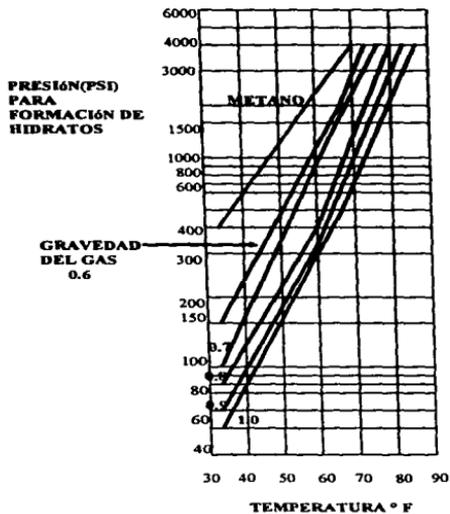


FIG. 4.5 CONDICIONES DE FORMACION DE HIDRATOS PARA GASES NATURALES (KATZ, TRANS., AIME).

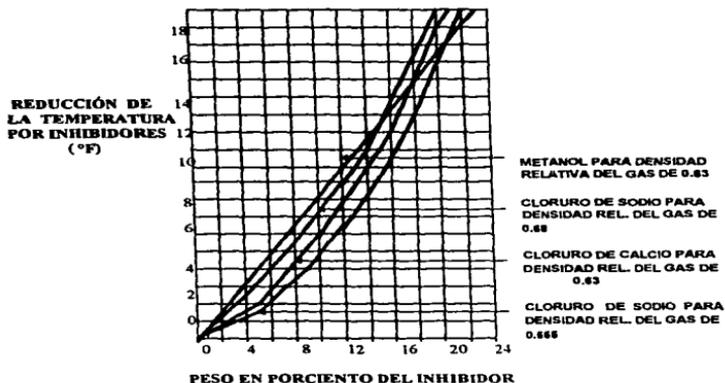


FIG. 4.6 REDUCCIÓN DE TEMPERATURAS FORMADORAS DE HIDRATOS POR LA ACCIÓN DE INHIBIDORES. (11)

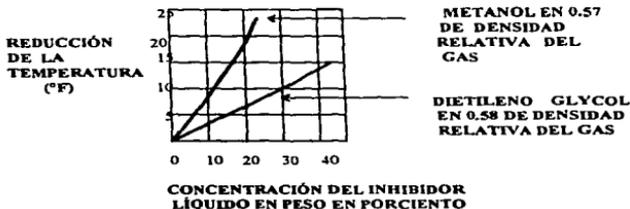


FIG. 4.7 REDUCCIÓN DE LA TEMPERATURA FORMADORA DE HIDRATOS CON METANOL Y DIETILENO GLYCOL (11)

CAPITULO 5

5. NUEVAS TECNOLOGÍAS EN EL ACONDICIONAMIENTO DE GAS NATURAL

5.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO DE LICUEFACCIÓN DE UN GAS NATURAL. ⁽⁹⁾

La licuefacción o condensación de un gas natural es una operación industrial importante que permite transportar el gas natural a través de distancias largas, o de almacenarlo en su fase líquida.

Los procesos utilizados actualmente realizan la operación de licuefacción de un "gas natural" haciéndolo pasar a través de un cambiador de calor y enfriándolo con un ciclo de refrigeración externo. Así en este capítulo se describen unos procesos de licuefacción durante los cuales el gas es mandado a través de uno o varios cambiadores de calor, para lograr su licuefacción.

Por "gas natural" entendemos que es una mezcla formada principalmente de metano, pero este gas puede contener también otros hidrocarburos y nitrógeno, en cualquiera de sus formas (gaseoso, líquido o bifásico). El gas natural al principio se presenta principalmente en forma gaseosa y durante la etapa de licuefacción puede presentarse en sus distintas formas, líquido y gaseoso, que pueden coexistir a un instante dado.

En estos procesos se utiliza un ciclo de refrigeración externo, en el cual se usa como fluido refrigerante la misma mezcla de fluidos procesados.

Tales procesos son complejos y utilizan superficies de intercambio de calor muy grandes y también fuerzas de compresión importantes. Por eso, conducen a un costo de operación elevado.

El gas natural esta cambiando en "fase densa" antes de la expansión, operando a una presión al menos superior a la presión crítica del metano y bajando la temperatura del "gas natural"

El presente capítulo es concerniente a un proceso de licuefacción de un gas natural. Este proceso se caracteriza porque contiene al menos una etapa durante la cual existe licuefacción, de al menos de una parte de este gas por expansión con presencia de energía mecánica, esta expansión lo hace pasar de un estado en fase densa a una fase líquida.

El cambio entre estos dos estados se efectúa sin transición de fases, esto quiere decir sin coexistencia simultánea de dos fases diferentes.

5.2 ETAPAS DE LICUEFACCIÓN DE UNA CORRIENTE DE GAS ⁽⁹⁾

Uno de los objetivos de este capítulo, es conocer la factibilidad técnica de que con una primera etapa de refrigeración, se logre enfriar y condensar el gas natural directamente por expansión a través de una turbina a partir de una fase "densa". La expresión fase densa quiere decir una fase que puede ser obtenida a partir de una fase gaseosa inicial por una evolución isobárica sin transición de fase y que puede conducir por compresión isentrópica a una fase líquida. Al menos una parte de este proceso de licuefacción se efectúa, esto quiere decir que el cambio de la fase gaseosa, a la fase líquida se efectúa sin transición de fase de manera continua, sin transformación durante la cual podrían coexistir dos fases diferentes.

El proceso está constituido, por lo menos de las dos etapas siguientes:

- a) Se enfría el gas natural a una presión superior o igual a la presión crítica del metano y a una temperatura tal que, el gas natural se presente en su forma de fase densa al final de este reenfriamiento.
- b) Se tiene que expandir y condensar al menos una parte o fracción de fase densa que, proviene de la etapa (a) a través de un dispositivo adaptado para disminuir la presión del gas natural con una expansión en presencia de energía mecánica con el cambio del estado, en fase densa a un estado en fase líquida que se efectúa sin transición de fase.

Se puede continuar la expansión de la fase líquida obtenida durante la etapa (b) hasta la aparición de una fracción gaseosa, y proceder luego, por ejemplo a las etapas siguientes:

-Se tiene que separar la fracción líquida y la fracción gaseosa durante la etapa (c).

- La fracción gaseosa resultante de la etapa (c) esta intercambiando térmicamente con una fracción no expandida del gas natural durante una etapa d), esta fracción no expandida, estando expandida con esta operación de intercambio térmico durante una etapa (e) formando una mezcla líquida -vapor que está separada en una fracción líquida y una fracción gaseosa.

-Se tienen que reunir las fracciones líquidas que provienen de las etapas (c) y (e) para formar el líquido del gas natural.

- Se tiene que recomprimir y reciclar al menos una parte de las fracciones gaseosas que provienen de las etapas (c) y (e) a la etapa (a), y

-la fracción gaseosa obtenida al fin de la etapa (b), puede ser superior o igual a 20%.

Se utiliza por ejemplo como dispositivo una turbina para expandir el gas natural y hacerlo pasar del estado en fase densa a el estado en fase líquida.

Durante la etapa (a), podemos reenfriar el gas natural con intercambio térmico usando una fracción gaseosa que, proviene de este gas natural anterior, esta fracción gaseosa anterior estando expandida en la turbina, está al menos en parte recomprimida en un nivel de compresión de reflujo.

Se comprime, al menos una fracción gaseosa refluja por lo menos dos pasos, el gas estará reenfriado a la salida de cada paso de compresión por un medio ambiente de refrigeración disponible.

Durante la etapa (a) podemos también reenfriar el gas natural por la evaporación de una mezcla de refrigerantes, esta mezcla obtenida se presenta en fase de vapor o fase gaseosa. Al comprimirse, se condensa por un intercambio térmico con el medio ambiente de refrigeración disponible.

La etapa (a) se debe de realizar a una presión superior a la presión crítica del metano y de preferencia superior a la presión crítica de la mezcla que forma el gas natural.

De preferencia, también, la etapa (a) se debe realizar a una presión superior a la cricondenbara del gas a licuar.

La etapa (a) se realiza a una presión de compresión, de preferencia entre 7 y 20 Mpa.

La temperatura que posee el gas natural que ha salido de la etapa (a), es de preferencia, comprendida entre 165 y 230°K.

La etapa (b), se realiza por expansión en una turbina cuyos elementos son aislados térmicamente del gas, especialmente por conductores de calor.

La etapa (b), se realiza por expansión del fluido en una turbina. Los intercambios de calor durante dos etapas a) y d) pueden ser efectuados haciendo pasar el gas entre dos intercambios operando a contracorriente.

Podemos realizar el intercambio térmico de la etapa d) haciendo, pasar el gas natural entre un intercambio presentando una variación de temperatura del lado mas frío del intercambio inferior a 5K y una variación de temperatura del lado mas caliente del intercambio inferior a 10 K.

Podemos realizar la expansión durante la etapa (b) en un medio de al menos dos turbinas sucesivas, la mezcla líquido-vapor proviene de la primera expansión parcial anterior separada, en una fracción gaseosa y en una fracción líquida, esta fracción gaseosa anterior es enviada para realizar la etapa (d) y esta fracción líquida resultante de la expansión anterior entre la segunda turbina, la fracción líquida con esta segunda expansión forma una parte del gas natural licuefacido producido por el proceso.

Al menos una parte de la fracción gaseosa proveniente de la etapa b) es puesta, por ejemplo, en contacto a contracorriente con la fracción líquida proveniente de la etapa e). La fracción líquida anterior resultante reunida con la fracción líquida proveniente de la etapa b) para formar el gas natural licuado y la fracción gaseosa anterior resultante reunida con la fracción gaseosa proveniente de la etapa e) para formar al menos en parte una fracción gaseosa rica en nitrógeno que es evacuado.

Este proceso está caracterizado porque contiene al menos en combinación un dispositivo E2 permitiendo refrigerar el gas natural a licuado y de cambiarlo en fase densa, al menos un medio R1 de reenfriamiento, el dispositivo, E2 anterior uno directamente al menos un medio T4 capaz de dilatar el gas natural para evitar que presente su forma de fase densa por la licuefacción.

El medio o el dispositivo capaz de expandir el gas natural a su forma de fase densa esta constituido de al menos una turbina de expansión con al menos uno de los elementos, está realizado en un material poco conductor de calor. De esta manera evitamos la transmisiones de calor por conducción térmica en los elementos de la turbina pudiendo conducir a una reducción de la eficiencia de la refrigeración por expansión.

5.3 TRANSFORMACIÓN DE LA FASE DENSA A LA FASE LÍQUIDA SIN TRANSICIÓN DE FASE, CON ENERGÍA MECÁNICA ⁽⁹⁾

El gas llega por el conducto 7 (Fig. 5.1) en fase gaseosa, en un estado termodinámico representado por el punto G1 (Fig. 5.2), en un intercambiador E2 en el cual el es reenfrío a una temperatura dada, al contacto de un agente de reenfriamiento proveniente de un ciclo de refrigeración R1. El gas natural se presenta a la salida del intercambiador E2, en fase densa al punto G2 (Fig. 5.1). Este es luego transmitido del cambiador E2 a la turbina T4 en la cual es el expandido por el conducto 15. Después de su paso por la turbina T4, está al menos en parte en fase líquida al punto G3. La transformación de la fase densa a la fase líquida se efectúa por expansión con presencia de energía mecánica y sin transición de fase.

FIGS. 5.1 Y 5.2. NUEVOS PROCESOS EN EL ACONDICIONAMIENTO DE GAS HUMEDO. LA FIG. 5.1 CON UN INTERCAMBIADOR DE CALOR Y UNA TURBINA. LA FIG. 5.2 MUESTRA UN DIAGRAMA DE FASES PARA UN GAS NATURAL. »

ENTRADA DE GAS
Y CONDENSADO 7

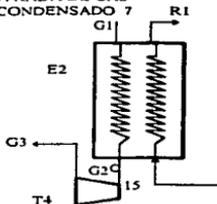
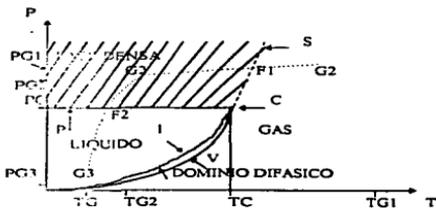


FIG. 5.1

FIG. 5.2



La fase líquida obtenida al punto G3 después de la expansión es por ejemplo una fase líquida saturada. Cuando continuamos la operación de expansión a partir de esta fase líquida saturada aparece, una fracción gaseosa o de vapor que, después del intercambio térmico puede ser reciclada, o también utilizada afuera. Ella es por ejemplo, empleada como combustible sobre el lugar de la instalación de licuefacción.

5.4 PROCESO DE EVOLUCIÓN SEGUIDO POR EL GAS NATURAL DURANTE SU ACONDICINAMIENTO ⁽⁹⁾

El proceso ilustrado en un diagrama de coordenadas presión y temperatura representado en la figura 5.2. En este diagrama en el interior de la parte difásica coexisten una fase líquida y una fase gaseosa. Al exterior de esta parte difásica podemos definir tres partes.

La parte de la fase gaseosa es delimitada por la rama vapor V (curva de rocío) de la parte difásica e isentrópico S pasando por el punto crítico C. La parte de la fase densa es delimitada por un lado isentrópico S y del otro lado por el isobaro P pasando por el punto crítico C. La parte de la fase líquida es delimitada de un lado del isobaro P y por la rama líquida l (curva de burbuja) de la parte difásica.

La evolución seguida por el gas natural durante el proceso se hace de la manera siguiente:

El gas natural a licuefacer esta inicialmente en un estado en fase gaseosa representado por un punto G1 a una temperatura TG1 y a una presión PG1. Este es luego reenfrado de manera sensiblemente isobara, conducido en el estado en fase densa representado por el punto G2, a una presión y una temperatura respectivamente PG2 y TG2. El paso de G1 a G2 se efectúa por ejemplo de manera continuada, sin transición de fase pasando por el punto F1 del isentrópico P, delimitando la parte de la fase gaseosa y de la parte de la fase densa. El gas natural en la fase densa, punto G2, es expandido ahora de manera sensiblemente isentrópico para hacerlo pasar en un estado de fase líquida y de preferencia en un estado en fase líquida saturada, representado por un punto G3 estando, por ejemplo, en la rama líquida l de la parte difásica correspondiendo a los valores de temperatura TG3 y PG3.

El valor de la presión G3, es de preferencia sensiblemente igual a la de la presión atmosférica, el paso del estado representado por el punto G2 al estado representado por el punto G3 se efectúa pasando por el punto F2 del isobaro P, delimitando la parte de la fase densa y de la parte de la fase líquida de manera continua sin transición de fase, esto quiere decir sin coexistencia entre dos fases diferentes.

Como se indicó anteriormente, la expansión puede ser continua en la parte difásica generando, una fracción vapor o gaseosa.

En una versión preferida del proceso según el capítulo la temperatura al fin de esta etapa de refrigeración precedente de la etapa de expansión esta entre 165 y 230 K.

Se establece que para operar en tales condiciones manteniendo la presión durante la etapa (a) de preferencia entre 7 y 20 MPa, es necesario admitir el valor de la fracción gaseosa al fin de la etapa de expansión superior a un valor mínimo por ejemplo, de 20%.

5.5 PROCESO DE ESTABILIZACIÓN PARA UN GAS CON UN CICLO DE REFRIGERACIÓN UTILIZANDO UN GAS PERMANENTE

(9)

El proceso de licuefacción contiene un ciclo de prerefrigeración que permite condensar la mezcla utilizada en el ciclo de refrigeración principal.

El ciclo de prerefrigeración y el ciclo de refrigeración principal utilizan como fluido refrigerante una mezcla de fluidos, tal mezcla vaporizándose es susceptible de refrigerar y licuefacer el gas bajo presión. Después de la evaporización la mezcla esta comprimida, condensada intercambiando el calor con el medio ambiente, tal como agua o el aire, disponible y reciclado.

Otra manera de procesar consiste en utilizar un ciclo funcional con el gas natural permanente. Tal esquema es descrito en la figura 5.3.

El gas natural llega a su presión por el conducto 1. Éste pasa después por el intercambiador E1 en el cual se condensa refrigeración. A la salida del intercambiador E1, el gas natural ya licuado está expandido hasta un valor de una presión cercana de la presión atmosférica, al haber pasado por una válvula isentrópica de expansión V1 a través de un conducto α , siendo precisamente en este punto cuando se aplica la parte complementaria del proceso sugerido que es el mismo para el proceso de la fig 5.4

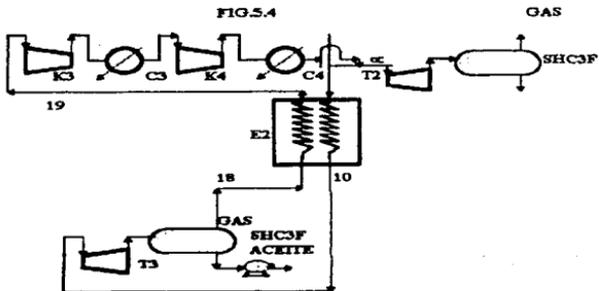
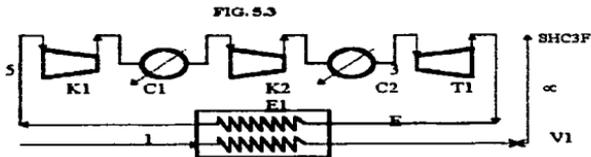
El reenfriamiento del gas natural, está asegurado por el gas permanente circulando en un ciclo de refrigeración constituido en la turbina T1, de un conducto 4, reuniendo la turbina T1, al intercambiador E1, y de un conducto 5 que permite el paso del gas refrigerante del intercambiador a una serie de compresores. Después de comprimirse pasa enfriador C1, y posteriormente al segundo paso de compresión K2 en el cual se comprime para ser enfriado nuevamente en el dispositivo C2. El gas permanente así comprimido y reenfriado es mandado por el conducto 3 a la turbina T1 en la cual el sufre una expansión, de donde sale a muy baja temperatura, antes de ser enviado al el intercambiador E1 por el conducto 4, donde enfría al gas natural en contracorriente. A la salida de este intercambiador de calor y después de haber realizado el enfriamiento del gas natural, el refrigerante (gas permanente) es enviado de nuevo por este proceso cíclicamente .

Tal ciclo es utilizado para unas unidades de pequeña capacidad por el hecho de su simplicidad. Sin embargo, es reconocido que sus resultados son netamente inferiores a las de un ciclo utilizando una mezcla de refrigerantes. Además ello implica la recirculación de cantidad muy importante de gas refrigerante.

El principio utilizado consiste, en que a partir de un gas natural en fase densa, se llega al menos en parte a su licuefacción sin transición, esto quiere decir que al menos una parte del proceso de licuefacción se efectúa de manera continua, ya que una transición de fase implica un paso discontinuado.

El proceso se apoya en la utilización esencialmente de al menos dos etapas, la primera consiste en traer el gas natural en fase densa y la segunda producir una expansión con presencia de energía mecánica, por ejemplo una expansión sensiblemente isotrópica, haciendo pasar el gas natural de fase densa en fase líquida.

**FIGS. 5.3 Y 5.4 NUEVOS PROCESOS EN EL
ACONDICIONAMIENTO DEL GAS NATURAL. 9**



5.6 PROCESO DE LICUEFACCIÓN DE UN GAS NATURAL UTILIZANDO UN CICLO DE REFRIGERACIÓN MECÁNICO ILUSTRADO EN BASE A LA FIG 5.4 ⁽⁹⁾

La descripción de este proceso en relación a la fig. 5.4 ilustra la licuefacción de un gas natural.

La corriente de gas es enviada a través del conducto 7, pasando después por un intercambiador de calor E2 con una presión al menos igual al valor de la presión crítica del metano ($P_c = 673$ Psi) donde se preenfria. Esta corriente de gas es enviada a una turbina T3 donde se expande y enfría para su condensación.

Se envía posteriormente a un separador horizontal para condensado trifásico 1. El aceite que se separo se bombea a petroquímica tratandose de Naftas pesadas. Los componentes ligeros del gas que se separan entran luego al intercambiador de calor E2 donde se precalienta, pasando después por un conducto 19 hasta un compresor K3.

La mezcla gaseosa así obtenida es comprimida en el nivel de compresión K4 y luego reenfriada por intercambio térmico con el medio ambiente, ya sea aire o agua disponible.

Esta corriente gaseosa fría es enviada a través de un conducto α a una turbina donde se expande para entrar posteriormente a un segundo separador horizontal trifásico para condensado (SHC3F2). Y es aquí precisamente donde se aplica la parte complementaria del proceso sugerido para este caso.

5.7 PROCESO SUGERIDO PARA EL PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL, APLICANDO LAS NUEVAS TECNOLOGÍAS.

Varios procesos que han sido publicados como nuevas tecnologías en el acondicionamiento de gas natural, fueron analizados en el presente trabajo, resultando de ello que algunos de estos procesos presentan varias ineficiencias. Es por ello que sólo se tomaron en cuenta dos para análisis de aplicación.

Por ejemplo, en todos estos nuevos procesos se utiliza un recipiente, pero que únicamente contempla el condensado, pero no contempla el gas. Es decir no existe un conducto para la salida del gas, que obviamente se tiene que separar del condensado. Todos estos procesos no contemplan la separación del gas, además de que durante el proceso todos los recipientes que utilizan solamente tienen salida para el condensado.

También se observó que en todos los procesos planteados como nuevas alternativas se utilizan varias etapas de expansión y compresión que reflejan un derroche de energía muy alto.

Es por ello que después de los ciclos de refrigeración que plantean estas nuevas alternativas, en lugar de usar varias etapas de expansión mejor se plantea la posibilidad de colocar un separador horizontal para condensado trifásico y una torre de fraccionamiento.

Esta parte del proceso planteado es la misma tanto en la fig. 5.3 como en la fig. 5.4.

La fig. 5.5 es la parte propuesta del proceso como complemento para una mejor eficiencia en cuanto a la estabilización del gas y una mayor recuperación de hidrocarburos líquidos.

Para la fig. 5.3 el planteamiento del proceso se inicia en el recipiente B1, el cual es sustituido por un separador horizontal trifásico de condensado (SHC3F).

Para la fig. 5.4 el planteamiento del proceso se inicia después de la turbina T2, en donde se coloca un separador horizontal trifásico de condensado (SHC3F).

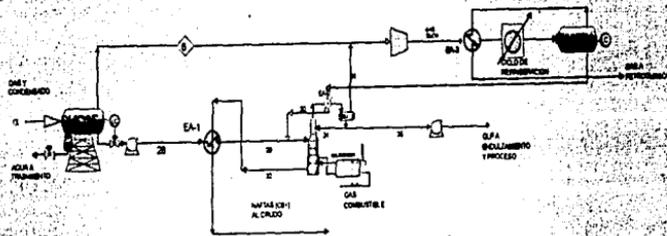
El desarrollo del proceso es el siguiente:

A través del conducto α llega la corriente de condensado al separador (SHC3F), donde se separan los componentes ligeros del condensado, saliendo este gas seco por un conducto 6 para ser comprimido, preenfriado en el intercambiador de calor EA-3, enfriado el gas por el ciclo de refrigeración y posteriormente rectificado para que finalmente el gas frío sea recalentado en el intercambiador de calor EA-3 y sea enviado a la planta de procesamiento

El condensado que se obtuvo del (SHC3F), se bombea y transporta a través del conducto 28 hasta un intercambiador de calor EA-1 donde sufre un precalentamiento, después por el conducto 29 llega a la torre de fraccionamiento en donde se separarán los gases del condensado, que después pasan por un conducto 30 hasta un intercambiador de calor EA-2 en donde se enfrían y condensan en contracorriente con el condensado helado proveniente del rectificador de gas de alta presión (RHAP) para posteriormente entrar a otro rectificador RC donde se obtiene un gas poco húmedo, que se integra por un conducto 31 al conducto 6 que se dirige a compresión.

Del fondo de la torre se descargan las Naftas pesadas que se enfrían parcialmente en el intercambiador de calor EA-1 y que podrán incorporarse a una corriente de crudo o enviarse a una planta petroquímica o de refinación.

El condensado que se obtiene del rectificador es gas licuado del petróleo (LPG) que va también a petroquímica. Una fracción de este LPG es refluja por el conducto 33 al domo de la torre de fraccionamiento para sufrir de nuevo una separación y hacer más eficiente el proceso de separación.



SIMBOLOGÍA

— ACIDE
 - - - GAS
 ● F (FUGA)
 ⊗ T(C)

FIG. 5.5 ESTA GRÁFICA ES LA PARTE COMPLEMENTARIA QUE HA SIDO SUGERIDA PARA LAS FIGURAS 5.3 Y 5.4 DE NUEVAS TECNOLOGÍAS EN EL ACONDICIONAMIENTO DE GAS HÚMEDO, CON UN SEPARADOR, UN INTERCAMBIADOR DE CALOR, UN CICLO DE REFRIGERACIÓN, UNA TORRE DE FRACCIONAMIENTO Y RECTIFICACIÓN PRIMARIA.

CAPITULO 6

VI. EJEMPLO DE UN PROCESO PROPUESTO PARA LA OPTIMIZACION DEL GAS Y DE CONDENSADO

Este ejemplo ilustra un caso real de la situación actual de Atasta, en el cual se presenta el proceso con el cual se da tratamiento al gas y al condensado.

Primero se presenta el arreglo con el que se está procesando el gas y el condensado y se presenta una breve explicación de los pasos, representandolos con sus respectivos valores de presión y temperatura reales.

Después se propone un método para optimizar el gas y el condensado, pero modificando el método actual de Atasta, y se exponen algunas ventajas que se podrían obtener con estas modificaciones.

VI.1 PROCESO ACTUAL DE ATASTA

Separación en alta presión, manejo del gas y condensado con un intercambiador de calor, un compresor A.P. y un compresor booster, dos enfriadores tipo soloaire, rectificación secundaria y un horno.

Como se observa en la fig. 6.1, llega la producción de gas y de condensado de los pozos Nohoch y de pol a una presión de 65 Kg/cm² y una temperatura de 35 °C pasando por una válvula de control de la presión en donde se le aumenta la presión al flujo hasta 85 Kg/cm² y bajándole la temperatura a 15 °C, para posteriormente entrar a un separador horizontal para condensado trifásico (SHC3F), donde se separa condensado, gas y agua. El gas que sale de este separador entra a un compresor a una presión de 40 Kg/cm² y una temperatura de 15° C donde sufre un calentamiento y que al salir lo hace con una presión de 87.5 Kg/cm² y una temperatura de 105°C. Después con esta condiciones entra a un enfriador tipo soloaire donde sufre un enfriamiento, luego entra a un rectificador horizontal en alta presión (RHAP), donde entra con una presión de 86.5 Kg/cm² y una temperatura de 42 °C, en este rectificador (RHAP) se obtiene el gas estabilizado en alta presión que se manda a Ciudad Pemex.

Este condensado que sale del rectificador horizontal en alta presión (RHAP) se integra de nuevo ya medido a la corriente que pasa por el conducto 1 para entrar al separador horizontal para condensado trifásico (SHC3F).

El condensado que sale del separador horizontal para condensado trifásico (SHC3F) entra a un intercambiador de calor EA-1, donde se le precalienta hasta una temperatura de 60°C, después entra a un horno térmico en donde se calienta el condensado hasta la temperatura de 120°C, para volver a entrar al intercambiador de calor EA-1, este calentamiento del condensado tiene como finalidad lograr un flasheado del condensado para que después de salir del intercambiador de calor EA-1 y entrar luego al separador (SHEC), se logre una mejor separación del gas contenido en el líquido, el condensado entra al separador con una presión de 36 Kg/cm² y una temperatura de 54°C, el gas que se separa en este separador (SHEC) entra a un compresor Booster a una presión de 36 Kg/cm² y una temperatura de 54°C en donde se le comprime y por consecuencia se precalienta a una temperatura de 100°C y una presión de 87.5 Kg/cm², para luego entrar a un enfriador tipo soloaire y después entre al siguiente rectificador horizontal en alta presión (RHAP) y además lograr separar un gas menos húmedo que no se condense en la tubería durante su transportación cuando disminuya su temperatura, este gas se manda en alta presión a Ciudad Pemex.

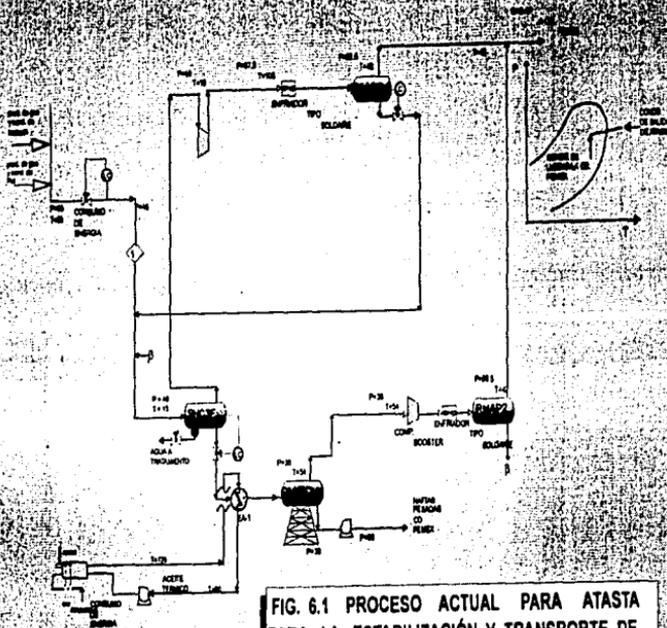
El condensado de la segunda etapa de rectificación se integra al conducto 1 ya medido.

En este proceso aplicado actualmente en Atasta se nota que existe una gran pérdida de energía, tanto energía natural de los pozos, como de energía eléctrica que se debe suministrar a los compresores AP y booster, además de la energía que se debe suministrar a los enfriadores tipo soloaire. Sin embargo se logra una importante recuperación de condensados, lo cual no justifica el derroche de energía, ya que existen otros métodos baratos de obtenerlo.

Este consumo excesivo de energía representa mayores índices de potencia, lo cual representa mucho dinero que se debe gastar en energía.

Además de que el gas no es satisfactoriamente estabilizado, al mandarlo a Ciudad Pemex, lo que representa condensación del gas durante su transportación, lo que implica la presencia de problemas tales como caídas de presión, condensación, corridas de diablos, quema de gas, que en su conjunto representan paros de producción y pérdidas de grandes cantidades de dinero al tratar de resolverlos.

SS



SIMBOLOGÍA

■	ACEITE
□	GAS
○	FLUJO
○	TRC1

FIG. 6.1 PROCESO ACTUAL PARA ATASTA PARA LA ESTABILIZACIÓN Y TRANSPORTE DE GAS HÚMEDO EN ALTA PRESIÓN CON DOS SEPARADORES, DOS ENFRIADORES TIPO SOLO-AIRE, DOS COMPRESORES, DOS RECTIFICADORES, UN INTERCAMBIADOR DE CALOR Y UNA VÁLVULA DE CONTROL DE PRESIÓN.

644

VI.2 PROCESO PROPUESTO PARA ATASTA

En seguida se planteará el proceso propuesto para Atasta, para separación de alta presión, manejo del gas y de condensado con dos compresores, dos intercambiadores de calor, dos ciclos de refrigeración, una torre de fraccionamiento, un calentador y rectificación secundaria.

En este proceso se recibe la producción de gas y de condensado de los pozos Nohoch y Pol para entrar a separación a una presión de 65 Kg/cm² a un separador horizontal para condensado trifásico 1 (SHC3F1), el gas se manda a un compresor de alta presión donde se precalienta saliendo a una presión de 86.5 Kg/cm² entra después a un intercambiador de calor EA-1 donde la corriente de gas se preenfía, después este gas preenfriado entra en un ciclo de refrigeración EA-2 para lograr su condensación y posteriormente introducirlo en un rectificador horizontal en alta presión (RHAP) y lograr separar aún más gas del condensado, logrando separar C1, C2, C3, estos gases separados salen del rectificador horizontal en alta presión (RHAP) enfriados y entran al cambiador del calor EA-1 y sufren un calentamiento, para después mandarlo a ciudad Pemex. Este gas esta completamente estabilizado, ya que al estar compuesto únicamente de C1, C2, C3, lo hace un gas con poca humedad, lo que provoca que este gas al ser transportado por la tubería no se condense, ya que no entrará a la región de dos fases.

Ahora el condensado que sale del rectificador horizontal en alta presión (RHAP) y que esta enfriado es medido al salir del (RHAP) y mandado otra vez al cambiador de calor donde sufre un precalentamiento para después integrarse al condensado que proviene del separador horizontal para condensado trifásico 1 (SHC3F1) por el conducto 1.

Este gas y condensado entra a un separador horizontal para condensado trifásico (SHC3F) donde se separan gas y condensado, en este caso el gas que sale del separador horizontal para condensado trifásico (SHC3F) no se procesa, sino que se reintegra con el condensado que sale del separador (SHC3F). Este condensado que salió del separador (SHC3F) es medido y mandado a un intercambiador de calor EA-3, donde sufre precalentamiento y se logra así un flasheo del gas, esta corriente de condensado y de gas entra a una torre de fraccionamiento donde se separan hidrocarburos volátiles desde C1 hasta nC4, estos gases separados de la torre entran en un ciclo de refrigeración, donde este gas sufre una condensación, al salir de este ciclo de refrigeración, el gas entra a un rectificador horizontal en alta presión

(RHAP) donde se separan los hidrocarburos volátiles C1 y C2, esta corriente de gas compuesta por C1 y C2 entra a un compresor donde se le calienta logrando su estabilización ya que este gas, es un gas con poca humedad, que se incorpora al gas estabilizado que sale del intercambiador EA-1 .

Del rectificador horizontal en alta presión (RHAP) el gas que sale es compuesto por C3, iC4, nC4, al cual corresponde a un gas licuado del petróleo (LPG) que es enviado a ciudad Pemex.

El condensado que ha sido separado en la torre de fraccionamiento (Sufre un calentamiento en el fondo de la torre de enfriamiento) sale de la misma para entrar a un intercambiador de calor para que al salir se mande a Ciudad Pemex. Este último condensado recuperado corresponde a naftas. Y el aceite crudo (iC5, nC5, C6) son mandados al distrito Ocosingo.

En este proceso propuesto de Atasta en comparación con el proceso actual se obtienen los siguientes beneficios:

- 1. Se incrementa la capacidad de manejo del gas debido a que la presión de separación es mayor.**
- 2. Solamente se deberá instalar un intercambiador de calor, con lo cual se saca de la región de dos fases al gas, evitando la condensación en el ducto a Ciudad Pemex.**
- 3. Dado que ya se cuenta con el horno únicamente se requiere de la torre de fraccionamiento.**
- 4. Se obtiene gas licuado del petróleo (LGP).**
- 5. Se obtiene un corriente gaseosa perfectamente estabilizada que no se podrá condensar durante su transporte a ciudad Pemex.**
- 6. Se aprovechan aún más las corrientes de gas en los intercambiadores de calor.**
- 7. Se incrementa el ahorro de energía.**

CAPITULO VII

CONCLUSIONES:

Aunque los procesos de la separación del aceite y gas son ampliamente conocidos en la industria petrolera, no hay un criterio único para establecer las condiciones de operación del equipo más adecuadas, que dependen de cada situación en particular.

Los procesos de estabilización son ampliamente reconocidos y aceptados en la industria petrolera.

La estabilización de un gas húmedo no se logra en su totalidad, sin embargo con los procesos actuales y con los nuevos procesos que están en investigación, sí se logra un alto grado de estabilización de este gas.

Cuando se selecciona el proceso de separación más adecuado, indiscutiblemente se logra una mayor eficiencia en el manejo superficial de los hidrocarburos y por consiguiente, un mejor aprovechamiento de los hidrocarburos producidos.

Con el empleo de un sistema de separación para el transporte y estabilización de gas y de condensado se logra un mayor rendimiento en la recuperación de hidrocarburos líquidos, el gas separado presenta un menor contenido de hidrocarburos pesados y vapor de agua, con lo que se reduce notablemente la posibilidad de condensación de líquidos en el sistema para el transporte del gas.

Con esto se incrementa la eficiencia en el aprovechamiento del equipo y se abaten substancialmente los problemas de operación y mantenimiento del sistema, tales como: Disminución de la capacidad de los gasoductos, corridas de "Diablos", formación de hidratos, corrosión de la tuberías y presencia de líquidos en las plantas de tratamiento de gas, entre otros.

El enfriamiento de las corrientes de gas que provienen de los pozos se realiza mediante un equipo de refrigeración mecánica. Esto debido a que si el enfriamiento se efectuara por expansión, se tendrían abatimientos de presión del flujo, no deseables. Además se recupera un volumen considerable de hidrocarburos líquidos y un gas altamente estabilizado.

Un gas estabilizado que contiene humedad provoca la formación de hidratos. La formación de estos hidratos en el interior de la tubería es un problema persistente e indeseable, ya que de este se derivan más problemas, que no sólo son problemas económicos, sino que también se trata de problemas operativos que en un momento dado ponen en riesgo el desarrollo del proceso y la seguridad del personal operativo.

El aprovechamiento de las corrientes de gas a través de los intercambiadores de calor, ha sido de los recursos innovadores, que han mejorado el proceso de estabilización de un gas húmedo.

En los nuevos procesos sobre estabilización del gas húmedo presentados en este trabajo se destaca el hecho de obtener una mayor cantidad de hidrocarburos líquidos, además de lograr una mejor estabilización del gas, en comparación con los métodos actuales de separación y estabilización también presentados en este trabajo. Sin embargo, durante el desarrollo del proceso se presentan una serie de compresiones y expansiones de la mezcla de gas y de condensado, que representan durante el desarrollo del proceso, caídas de presión, obligando después a tener que volver a levantar esa caída de presión, que se reflejan en posteriores problemas de operación y pérdidas económicas considerables. Provocar caídas grandes de presión por medio de válvulas de presión, equivale a un derroche grande de energía natural de los pozos y de energía eléctrica, que no se deben de provocar, como sucede en el proceso actual que se aplica en atasta, por tanto debe colocarse un separador trifásico en lugar de la válvula de control de presión.

Y además se debe hacer uso de los intercambiadores de calor para aprovechar las corrientes de la mezcla de gas-aceite lo más posible, recirculando a través de estos intercambiadores de calor la mezcla de gas-aceite, logrando así una mejor separación de los componentes pesados de los componentes ligeros. Además se recomienda colocar una torre de fraccionamiento donde se eleva la temperatura de la mezcla gas-aceite, con la ayuda de un calentador con gas combustible, logrando de esta forma una mejor separación de componentes de la mezcla gas-aceite.

En este trabajo se propone un proceso que denota una gran mejoría en el manejo y acondicionamiento del gas, pero que para su comprobación se requiere de la simulación composicional del proceso y del análisis económico que compruebe su alta rentabilidad, lo cual requiere de mucho mayor tiempo y recursos que no se encuentran al alcance del autor.

REFERENCIAS:

1. Dr. Chi U. Ikoku, Natural Gas Engineering, USA 1980, pag. 788
2. Francisco Garaicochea P., Transporte de Hidrocarburos Por Ductos, F.I. México D. F.
3. Gordon J. Van Wylen, Fundamentos de Termodinámica, E. U. A., 1988
4. Raúl León Ventura, Mecánica de Fluidos, F. I. , México D. F.
5. Duncum simon N, Hydrate Inhibition, USA, Ene-Jun 1995, 26 pag
6. Clavel López, J. Revisión y Análisis Económico del Estudio para el Manejo Superficial de los Hidrocarburos Volátiles del Área Muspac-Chiapas del Distrito Reforma, México, Julio 1994.
7. M. Campbell J. , Gas Conditioning and Processing, USA, 1985
8. Pearson, M.J. Gas Processing , Canadá, May-Jun , 1973
9. Prevost Isabelle et Rojey Alexandre, Procédé et Appareil de Liquéfaction d'un Gaz Naturel, Paris, France, 14 sep 1995, 34 pag.
10. Raymond Chang Williams, Química, USA
11. Katz, handbook Of natural Gas Engineering, 1959.
12. J. E. Nolasco Martínez y J. L. Martínez Salinas, Optimización De Las Condiciones de Operación en Sistemas de separación Gas-Aceite, Ingeniería Petrolera, 1980.
13. J. E. Nolasco Martínez y J. L. Martínez Salinas, Sistema de Separación a Baja Temperatura para el Manejo para la Producción de Campos de Gas y de Condensados, Ingeniería Petrolera, 1984.
14. A. Morelos Amador, R. Mejía Velasco, Análisis De La Capacidad De Transporte Del Sistema De Recolección de gas del D.F.N.E., Ingeniería Petrolera, 1985.

15. Deaton and Frost, Bureau of Mines, 1978.

16. William D. McCain, The Properties Of Petroleum Fluids, 1990.

NOMENCLATURA Y DIMENSIONES

SÍMBOLO	DESCRIPCIÓN	DIMENSIONES
E	Energía	$(L^2 M^1 T^{-2})$
h	Entalpía Específica	$(L^2 M^0 T^{-2})$
R	Cte. Universal de los Gases	$(L^2 T^{-2} \Theta^{-1})$
v	Volumen Específico	$(L^3 M^{-1} T^0)$
Bg	Factor de Volumen del Gas	$L^3 \Theta C. Y / L^3 \Theta C. S.$
RGA	Relación Gas- Aceite	adimensional
Rs	Relación de Solubilidad	$L^3 \Theta C. S / L^3 \Theta C. S.$
V	Volumen	$(L^3 M^0 T^0)$
P	Presión	$(L^{-1} M^1 T^{-2})$
T	Temperatura	
n	Numero de Moles	$(L^0 M T^0)$
H	Entalpía	$(L^2 M^0 T^{-2})$
U	Energía Interna	$(L^2 M^1 T^{-2})$
μ_g	Viscosidad del Gas	$(L^1 M^1 T^{-1})$
Z	Factor de Compresibilidad del Gas	adimensional
Cg	Compresibilidad del gas	$(M^1 / L^1 T^2)^{-1}$
EA-1,EA-2	Intercambiador de Calor 1 y 2 respectivamente	
RHAP	Rectificador Horizontal para Alta Presión	

RHCAP	Rectificador Horizontal de Coalescencia para alta Presión
SVCAP	Separador Vertical de Coalescencia para Alta Presión
SHAP	Separador Horizontal para Alta Presión
K	Compresor
SHC3F	Separador Horizontal Centrifugo para Tres Fases
SHEC	Separador Horizontal Elevado para Condensados