

2ej. 7

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Ingeniería
Ciencias de la Tierra



ANALISIS DE SISTEMAS DE SEPARACION A BAJA
TEMPERATURA PARA EL MANEJO DE LA
PRODUCCION DE YACIMIENTOS DE
GAS Y CONDENSADOS.

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE;
INGENIERO PETROLERO
P R E S E N T A :
ANGEL CID MUNGUA



México, D. F.

1984



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

CONTENIDO

	Página
INTRODUCCION	1
CAPITULO I	
CARACTERIZACION DE LOS YACIMIENTOS DE GAS Y CONDENSADOS Y DE GAS HUMEDO.	3
I.1 Yacimientos de Gas y Condensados.	
I.2 Yacimientos de Gas Húmedo.	
CAPITULO II	
DESCRIPCION DE UN SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA	9
II.1 Descripción del Diagrama de Flujo del Sistema.	
II.2 Descripción del Equipo.	
CAPITULO III	
ALTERNATIVAS DE SISTEMAS DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA	19
III.1 Arreglos del Equipo.	
III.1.1 Implementación de equipo adicional	
III.2 Técnicas de Enfriamiento.	
III.3 Sistema con Separador de Segunda Etapa.	
III.4 Sistema con Torre Estabilizadora de Condensados.	
III.5 Sistema de Inyección de Glicol.	

CAPITULO IV

ANALISIS DE LAS TECNICAS DE ENFRIAMIENTO. 28

IV.1 Enfriamiento por Abatimiento de
Presión.

IV.2 Enfriamiento Mecánico.

IV.2.1 Equipo y materiales utilizados
en el sistema de refrigeración.

CAPITULO V

DESCRIPCION DE LOS SISTEMAS PARA
ESTABILIZACION DE CONDENSADOS 48

CAPITULO VI

COMPARACION DE LA EFICIENCIA ENTRE UN
SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS Y UNO
A BAJA TEMPERATURA 56

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES. 84

NOMENCLATURA 86

REFERENCIAS 88

INTRODUCCION

*

El uso de las unidades de separación a baja-temperatura es relativamente nuevo. La primera unidad comercial fué fabricada y puesta en operación en 1948. Inicialmente se desarrollaron para la deshidratación de gas en la cabeza de pozos localizados a distancias remotas de las baterías de recolección; posteriormente se han utilizado en la recolección de gas y condensados de alta presión en las centrales de separación. El incremento en la recuperación de condensados, ha sido el factor principal que hace atractivo el empleo de los sistemas de separación a baja temperatura, y en los casos donde se ha aplicado, por lo general se tienen ganancias bastante significativas.

En México, el proceso de separación a baja-temperatura no se ha utilizado; sin embargo, técnicas de enfriamiento de la corriente de hidrocarburos, se han venido empleando desde hace algún tiempo en los yacimientos del Sureste y Norte del país, con lo que se hace tangible la posibilidad de emplear unidades de separación a baja temperatura. En la actualidad es un sistema de uso común en campos productores de gas y condensados o de gas húmedo en otros países, ya que con su utilización se han reducido los problemas que se pueden presentar en el manejo y transporte del gas separado.

El principio de la separación a baja temperatura consiste, como su nombre lo indica, en reducir la temperatura de la corriente de hidrocarburos proveniente de los pozos con objeto de inducir la condensación de líquidos y separar el agua de -

la corriente de fluidos, con lo que se disminuye la posibilidad de la formación de hidratos y de la presencia de otros problemas como son: deposición de condensados, corrosión, incrustaciones y obturamientos en los sistemas para el manejo de la producción. (1) *

Para inducir el abatimiento de temperatura a la corriente de hidrocarburos que proviene de los pozos en los sistemas aludidos, básicamente se han utilizado dos procedimientos:

1.- Es conocido el hecho de que cuando un gas se expande desde una determinada presión a una inferior, éste experimenta una disminución de temperatura, conociéndose a este fenómeno como el efecto Joule-Thompson.

2.- Cuando no se tienen altas presiones en la cabeza del pozo para producir la expansión, se utiliza un sistema de enfriamiento mecánico por medio de un gas (helio, neón, freón, etc.).

El objetivo fundamental de este trabajo, es analizar diferentes alternativas del sistema de separación a baja temperatura y comparar su eficiencia con los convencionales de separación en etapas. Esto con la intención de que se considere este proceso de separación en el desarrollo futuro de centrales de recolección, para yacimientos de gas y condensados o de gas húmedo.

* Referencias al final.

C A P I T U L O I

CARACTERIZACION DE LOS YACIMIENTOS DE GAS
Y CONDENSADOS Y DE GAS HUMEDO.

I. CARACTERIZACION DE LOS YACIMIENTOS DE GAS Y CONDENSADOS Y DE GAS HUMEDO.

Debido a que donde se recomienda aplicar las unidades de separación a baja temperatura es en los yacimientos de gas y condensados o de gas húmedo, surge la necesidad de caracterizarlos para citarlos con propiedad.

Una forma de identificar los yacimientos, habido de acuerdo con las características que muestran en la superficie los fluidos que producen. Dicha caracterización se expondrá, después de comentar algunos conceptos básicos.

- Temperatura del yacimiento. Depende de la profundidad y del gradiente geotérmico local, y se considera constante durante toda la vida productora del yacimiento.
- Presión del yacimiento. Depende de la profundidad, del gradiente hidráulico y de si existen o no presiones anormales en la zona de ubicación del yacimiento.
- La relación gas-aceite. Definida como la relación volumétrica de gas producido al aceite producido por unidad de tiempo.
- La densidad de los fluidos producidos. Depende fundamentalmente de su composición.
- Color del líquido producido en el tanque. Depende del tipo de fluidos que se trate y generalmente es una apreciación visual la que los califica.
- La relación de solubilidad. Definida como la cantidad de gas disuelto, por unidad de volumen de líquido a cualquier presión y temperatura del yacimiento.

- Punto crítico. Es el estado a condición de presión y temperatura para el cual las propiedades intensivas de las fases líquida y gaseosa son idénticas.
- Presión crítica. Presión correspondiente al punto crítico.
- Temperatura crítica. Temperatura correspondiente al punto crítico.
- Curva de burbujeo. Lugar geométrico de los puntos presión-temperatura para los cuales se forma la primera burbuja de gas, al pasar de la fase líquida a la región de dos fases.
- Curva de rocío. Lugar geométrico de los puntos presión-temperatura para los cuales se forma la primera gota de líquido, al pasar de la región de vapor a la región de dos fases.
- Región de dos fases. Es la región comprendida entre las curvas de burbujeo y de rocío.
- Cricondenbara. Es la máxima presión a la cual pueden coexistir en equilibrio un líquido y su vapor.
- Cricodenterma. Es la máxima temperatura a la cual pueden coexistir en equilibrio un líquido y su vapor.

Los parámetros que más se han empleado para clasificar los yacimientos desde el punto de vista de los fluidos producidos, son: la gravedad API, la relación gas-aceite y el color del líquido en el tanque; así se habla de yacimientos de aceite negro, de aceite volátil, de gas y condensados, de gas húmedo y de gas seco; con límites arbitrarios en los parámetros de clasificación y cuyos valores, medidos en las instalaciones de producción, son dependientes en mayor o menor grado de los procesos y condiciones de separación. Por otra parte, se ha visto que se obtiene una clasificación más apropiada de los yacimientos, cuando se consideran las fases, la composición de los hidrocarburos y la temperatura y presión a que se encuentran en el yacimiento. (2)

I.1 Yacimientos de Gas y Condensados.

Los fluidos producidos por este tipo de yacimientos, en su traslado desde el fondo hasta el tanque de almacenamiento, sufren una fuerte reducción, tanto en la temperatura, como en presión, y penetran rápidamente en la región de dos fases para llegar a la superficie con relaciones gas-aceite instantáneas en un rango de 1,000 a 10,000 $\text{pie}^3/\text{pie}^3$, variando el contenido de licuables según las condiciones y tipo de separación, pero siendo generalmente entre 50 y 70 bl/MM pie^3 (3). El líquido recuperado es en general de coloración ligeramente café o pajizo, con una densidad relativa entre 0.74 y 0.78.

La figura I.1 corresponde al diagrama de fases de fluidos de un yacimiento de gas y condensados; caso que presenta cuando la temperatura del yacimiento se encuentra entre la temperatura crítica y la cricondenterma de la mezcla de hidrocarburos. Si la presión del yacimiento es superior a la presión de rocío de la mezcla, los fluidos se encuentran inicialmente en estado gaseoso.

Cuando en el yacimiento se produce una reducción isotérmica de la presión y se cruza la curva de rocío, se entra en la región de dos fases, ocurriendo la llamada condensación retrógrada de las fracciones pesadas o intermedias, la cual será invisible, por lo que cambiará la composición de los fluidos producidos en la superficie, disminuyendo su contenido de líquido y aumentando consecuentemente, la relación gas-aceite producida. Posteriormente, al seguir bajando la presión en el yacimiento, el líquido disminuye hasta desaparecer totalmente. Este proceso de condensación y vaporización isotérmica ocurre en algunos yacimientos, aunque no exactamente en esta forma, ya que al iniciarse la condensación, varía la composición de la mezcla y su diagrama de fases.

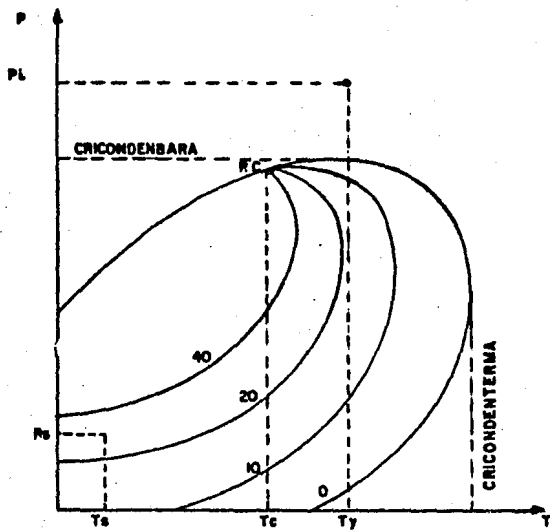


FIGURA I.1 YACIMIENTOS DE GAS Y CONDENSADOS.

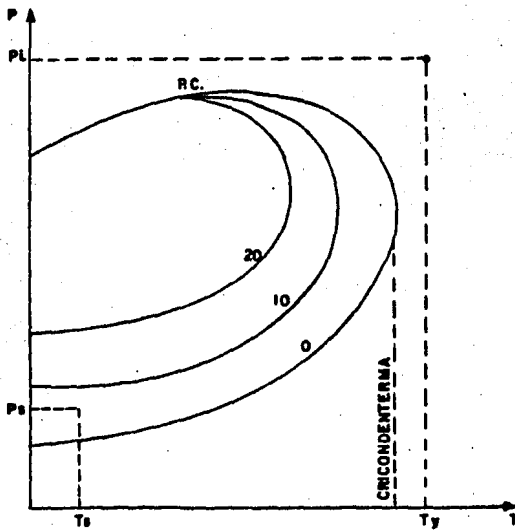


FIGURA I.2 YACIMIENTOS DE GAS HUMEDO.

I.2 Yacimientos de Gas Húmedo.

Cuando los fluidos de estos yacimientos son llevados a la superficie, entran a la región de --- dos fases, generando relaciones gas-aceite que varían entre 10,000 y 20,000 $\text{pie}^3/\text{pie}^3$, el líquido recuperado tiende a ser transparente, con densidad relativa menor de 0.75 y el contenido de licuables en el gas generalmente es bajo, menos de 30 bls/MM pie^3 .

La figura I.2 corresponde al diagrama de fases de los fluidos de un yacimiento de gas húmedo, en ella puede observarse que su temperatura es mayor que la cricondeterma de la mezcla, por tal razón no se tendrán dos fases en el yacimiento, si no únicamente fase gaseosa la cual se conservará durante toda su vida productora. Por esta razón, a diferencia de los yacimientos de gas y condensados, la composición de los fluidos permanece constante.

Aunque los fluidos remanentes en el yacimiento permanecen en fase gaseosa, los hidrocarburos -- producidos a través de los pozos entrarán a la región de dos fases, en virtud de la declinación de la presión y temperatura en la tubería de producción. En la superficie se tendrá por tanto producción de gas y líquidos condensados.

C A P I T U L O I I

DESCRIPCION DE UN SISTEMA DE SEPARACION A BAJA -
TEMPERATURA

II. DESCRIPCIÓN DE UN SISTEMA DE SEPARACIÓN A BAJA TEMPERATURA.

II.1 Descripción del Diagrama de Flujo del Sistema. (4)

En la figura II.1 se presenta el diagrama de flujo de un sistema de separación a baja temperatura convencional. En éste se observa que la corriente de hidrocarburos proveniente de los pozos, se hace pasar a través de un serpentín sumergido en la sección de líquidos del separador a baja temperatura (SBT), esto con la finalidad de fundir los hidratos que se pudieran formar por la presencia de agua y las bajas temperaturas que se tienen en el separador; posteriormente la corriente fluye del serpentín del SBT a un intercambiador de calor de haz de tubos, donde se enfría con el gas seco de salida del SBT, a fin de tener una máxima recuperación de líquido libre en el eliminador. De aquí, la corriente de hidrocarburos pasa a través del eliminador de líquidos, donde se separan las fases gaseosa y líquida para enviarse en forma independiente al SBT. Los líquidos, condensados y agua, entran por la parte inferior del SBT, con el fin de que sean calentados con el serpentín y en esta forma, los condensados se estabilizan parcialmente antes de enviarlos al sistema de transporte. La corriente de gas rico continúa hasta el estrangulador donde sufre una expansión, y por el efecto Joule-Thompson el gas se enfría, realizándose un intercambio de energía calorífica entre la corriente caliente que viene del pozo y la corriente fría proveniente del estrangulador. Esta última es enfriada en ocasiones a temperaturas inferiores a la de la formación de hidratos. Los hidratos formados se precipitan hacia el fondo del SBT, donde se funden por acción del calor aportado por el serpentín. La temperatura de los hidrocarburos que está pasando a través del serpentín, se reduce a un

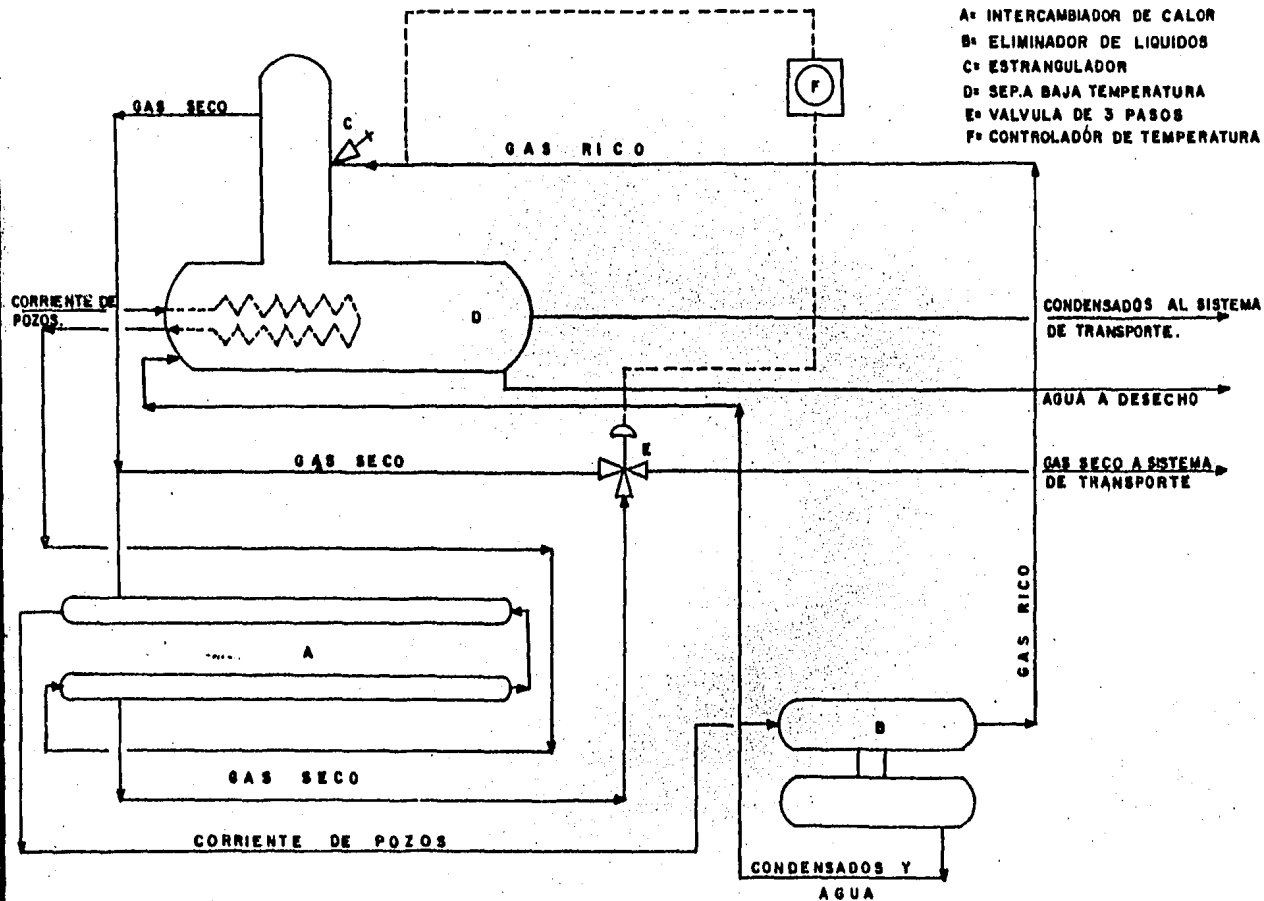


FIGURA X.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE UN SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA CONVENCIONAL.

valor aproximado de 80°F o al punto más bajo permisible arriba de la temperatura de hidratos, a la presión corriente arriba del estrangulador. Esto proporcionará la temperatura de separación más baja con la caída de presión disponible, y por tanto una mayor recuperación de líquidos.

La corriente de hidrocarburos enfriada por la expansión, fluye con los componentes ligeros revaporizados por el serpentín, del SBT al cambiador de calor, donde enfriará a la corriente de hidrocarburos previo a su expansión a una temperatura de 30°F o menor. El gas seco enfriado por la expansión, fluye a través de la carcasa del cambiador de calor antes de entrar a las líneas de distribución, con lo que se calienta minimizando las posibilidades de la formación de hidratos en el sistema de transporte.

Del separador a baja temperatura salen tres corrientes: gas seco que va al sistema de distribución, condensados que se pueden enviar a estabilización o a distribución y el agua a las presas de desecho.

Una válvula de tres vías controlada por la temperatura, es colocada o como se indica en la figura II.1, esto para mantener una temperatura arriba de la formación de hidratos antes del estrangulador.

II.2 Descripción del Equipo.

Separador a baja temperatura.

La parte principal del sistema es el separador a baja temperatura, que puede ser de cuatro formas diferentes: Esférico, horizontal, vertical y una combinación de vertical y horizontal. Los esquemas de cada tipo se muestran en las figuras II.2, II.3, II.4 y II.5

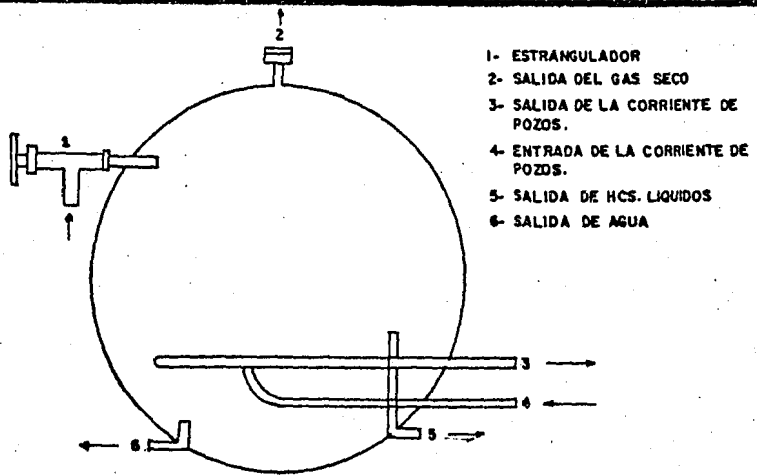


FIGURA X-2 ESQUEMA DE UN SEPARADOR A BAJA TEMPERATURA ESFERICO.

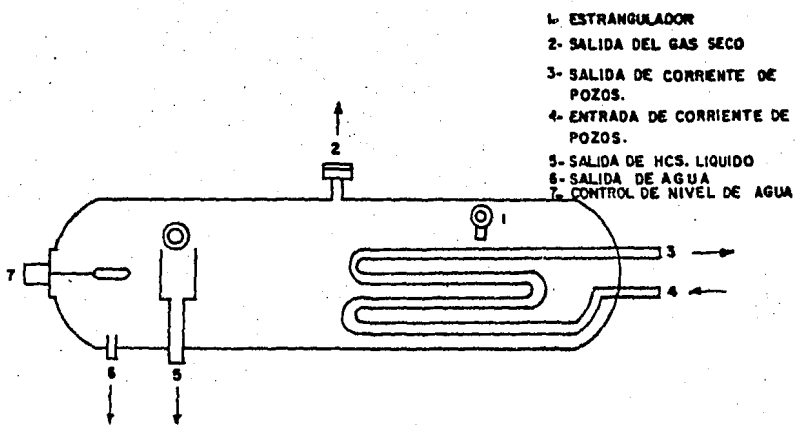
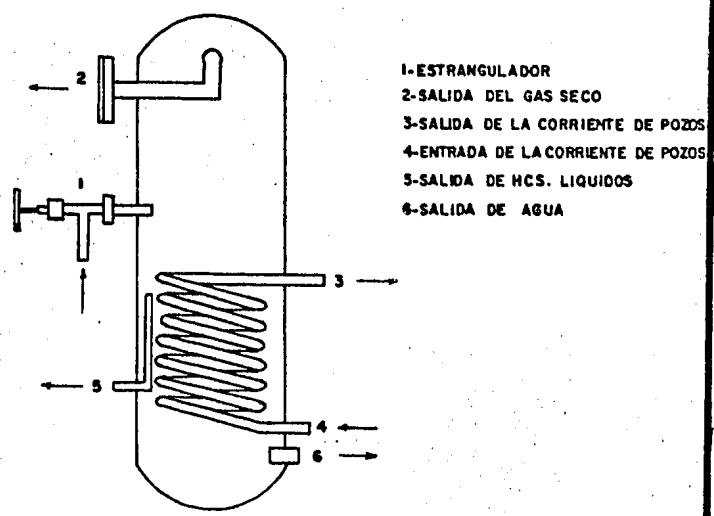


FIGURA X-3 ESQUEMA DE UN SEPARADOR A BAJA TEMPERATURA HORIZONTAL.



- 1-ESTRANGULADOR
- 2-SALIDA DEL GAS SECO
- 3-SALIDA DE LA CORRIENTE DE POZOS
- 4-ENTRADA DE LA CORRIENTE DE POZOS
- 5-SALIDA DE HCS. LIQUIDOS
- 6-SALIDA DE AGUA

FIGURA W-4 ESQUEMA DE UN SEPARADOR A BAJA TEMPERATURA VERTICAL

- 1-ESTRANGULADOR
- 2-SALIDA DEL GAS SECO
- 3-SALIDA DE LA CORRIENTE DE POZOS
- 4-ENTRADA DE LA CORRIENTE DE POZOS
- 5-SALIDA DE HCS. LIQUIDOS
- 6- SALIDA DE AGUA
- 7-CONTROL DE INTERFASE AGUA/ACEITE
- 8-CONTROL DE NIVEL DEL ACEITE
- 9-ENTRADA DE LIQUIDOS DEL ELIMINADOR

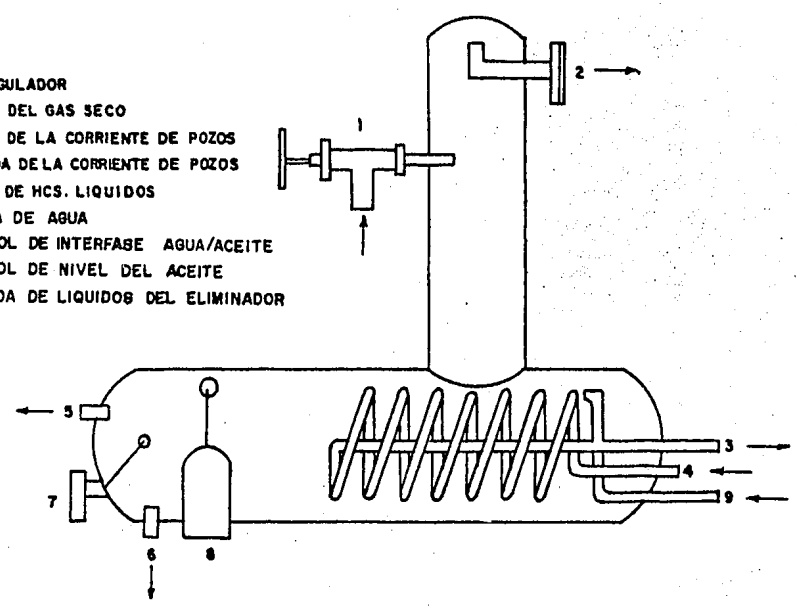


FIGURA X-5 ESQUEMA DE UN SEPARADOR A BAJA TEMPERATURA COMBINADO.

La porción superior del SBT es la sección de enfriamiento donde se produce la condensación del agua y de los hidrocarburos líquidos, que son colectados junto con los hidratos que se pudieran formar en la porción inferior del SBT. Esta porción inferior es la sección de líquidos donde se encuentra total o parcialmente sumergido el serpentín, que tiene como funciones: a) fundir los hidratos que posiblemente se formen y b) revaporizar los hidrocarburos ligeros de los condensados principalmente metano y etano y pequeñas porciones de propano y butanos, teniendo como consecuencia una menor pérdida de estos componentes durante el transporte o almacenamiento de los hidrocarburos líquidos.

El SBT está equipado para separar el agua y los hidrocarburos líquidos y descargarlos independientemente. Este consta además con la instrumentación necesaria, tal como:

- Indicador de nivel de hidrocarburos líquidos.
- Indicador de nivel de agua.
- Válvula de descarga de hidrocarburos líquidos.
- Válvula de descarga del agua.
- Válvula de contrapresión en la salida del gas.
- Válvula de seguridad.
- Estrangulador ajustable.

Eliminador de líquidos.

El eliminador de líquidos que usualmente opera entre 2000 y 6000 lb/pg², ejecuta una función importante que es la de remover el agua libre y condensados de la corriente de entrada al sistema. De otra manera el agua libre al pasar por el estrangulador se congelaría, cuando el gas se expande y cae la temperatura abajo de la de formación de hidratos. Asimismo, separa los condensados que pudieran pasar a través del estrangulador, dado que no contribuyen a la expansión adiabática y únicamente proporcionan calor, disminuyendo el efecto de refrigeración neta por la expansión del gas. El eliminador de líquidos pue

de ser del tipo horizontal, vertical o esférico y se utilizan según las características de la corriente -- por manejar tales como: la relación gas-líquidos y el material de formación arrastrado, entre otros. Un esquema del eliminador se muestra en la figura II.6

Intercambiador de calor.

El intercambiador de calor gas-gas de haz de tubos, ejecuta una doble función importante en el proceso de separación a baja temperatura. Por una parte, permite bajar la temperatura de la corriente del gas-proveniente del serpentín del SBT, al punto más bajo-permisible arriba de la temperatura de formación de hidratos. La otra función es que al fluir el gas -- frío deshidratado a través de la carcaza, sufre un calentamiento antes de entrar a la línea de distribución a transporte, minimizando la posibilidad de la formación de hidratos en las líneas.

Estrangulador.

Si la presión en el SBT va a ser controlada por la contrapresión en la línea de gas corriente abajo o por un regulador de contrapresión, es factible utilizar un estrangulador ajustable en la entrada del separador para regular el flujo de gas. Se puede emplear un estrangulador de regulación en la entrada del separador, ya sea como un regulador de presión o como un estrangulador ajustable para el control de flujo. Cuando se usa el estrangulador de regulación para el control de presión en el separador, un estrangulador adicional es necesario en la línea de gas corriente abajo de la unidad para el control del flujo.

En la práctica, es bueno utilizar una válvula de seguridad adicionalmente al regulador de contrapresión en la línea de distribución ó transporte, esto a fin de proteger tanques y tuberías en caso de que por altos gastos de flujo, se reduzca la temperatura suficientemente para crear congelamientos en el regulador de contrapresión.

- A= ENTRADA DE CORRIENTE DE POZOS
- B= SALIDA DEL GAS
- C= CONTROL DE NIVEL DE LIQUIDO
- D= SALIDA DE LIQUIDOS

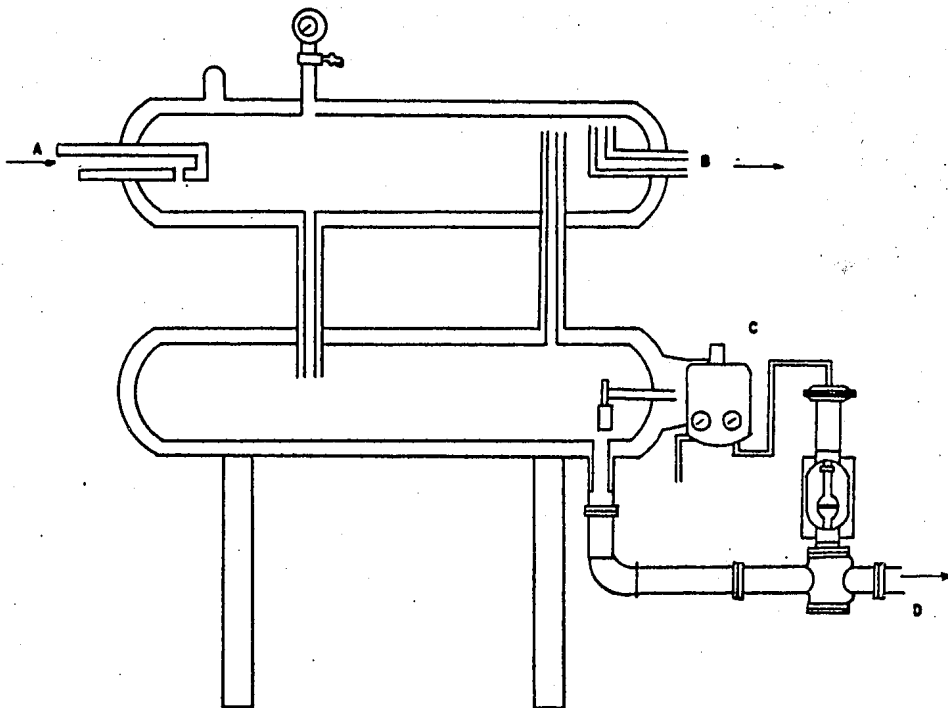


FIGURA II-6 DIAGRAMA DE UN ELIMINADOR DE LIQUIDOS

Instrumentación.

El gas frío que sale del SBT, puede abatir la temperatura de la corriente de hidrocarburos de entrada en el intercambiador de calor (previo a la expansión), o descargarse directamente al gasoducto. Esto dependerá de si la caída de presión disponible, es suficiente o no, para alcanzar la temperatura deseada en el SBT, y tal opción se logra mediante una válvula de tres vías accionada por un controlador de temperatura, que de acuerdo a la temperatura fijada y a la señal que recibe, medida por un termopar instalado antes del estrangulador, regulará el caudal de gas frío a circular por el intercambiador de calor.

Posteriormente, el gas seco pasa a través de un medidor de orificio, regulando su salida al gasoducto mediante una válvula que controla la presión en el SBT. Esta presión está condicionada a la presión de operación del gasoducto.

CAPITULO III
ALTERNATIVAS DE SISTEMAS DE
SEPARACION A BAJA TEMPERATURA.

III. ALTERNATIVAS DE SISTEMAS DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA.

Los equipos que integran un sistema de separación a baja temperatura, presentan distintas modalidades que son factibles de aplicarse en un proceso de separación. A continuación se discuten algunas de ellas.

III.1 Arreglos del Equipo. (4)

Bajo condiciones normales, es decir cuando se va a procesar en el sistema de separación a baja temperatura, una corriente de gas y condensados proveniente de un yacimiento que tiene alta presión, se puede aplicar el arreglo convencional del sistema de separación descrito en el capítulo anterior. En esta situación se tienen expansiones importantes del gas en el separador, con lo que se logran caídas de temperatura considerables; por tanto el enfriamiento de la corriente de gas y condensados en el intercambiador de calor no es crítico y en esta forma es posible, como se muestra en la figura II.1, colocar el eliminador de líquidos después del intercambiador de calor y antes de la llegada al SBT, esto a fin de remover líquidos libres que aportarían calor en la expansión del gas y por tanto reducirían el efecto Joule-Thompson en el SBT.

Bajo condiciones anormales, algunas de las formas que se pueden adoptar para el equipo del sistema de separación, son las siguientes:

- Cuando se va a procesar en el sistema de separación una corriente de hidrocarburos proveniente de un yacimiento de gas y condensados a baja presión, es factible instalar un eliminador de líquidos antes del intercambiador, a fin de remover los líquidos que son grandes portadores de calor y disminuyen el efecto de enfriamiento en el intercambiador. En estas condiciones, en el intercambiador se obtendrá una caída de temperatura importante, y por tanto el-

enfriamiento de la corriente en el SBT no será crítico. Con ésto se consigue que el proceso de separación sea más eficiente.

- Cuando el yacimiento es productor de hidrocarburos líquidos base parafínica, y como es sabido -- que la causa principal de la depositación de la parafina es el abatimiento de temperatura, y esta condición se tiene en el intercambiador de calor, será -- en esta parte del equipo donde se tendrá la presencia y depositación de parafina, causando problemas -- como taponamiento del intercambiador, restricción -- del flujo en las tuberías y en ocasiones hasta la -- interrupción total del proceso de separación. En -- esta situación es posible colocar el eliminador de -- líquidos antes del intercambiador, a fin de remover -- los y evitar los problemas descritos.

El arreglo ideal del equipo incluiría la colocación de un eliminador de líquidos antes y otro -- después del intercambiador de calor para obtener mayor eficiencia del proceso de separación, pero generalmente no resulta práctico desde el punto de vista económico.

III.1.1 Implementación de equipo adicional.

Adicionalmente al equipo requerido para integrar un sistema convencional, en ocasiones es recomendable implementarle al sistema equipo adicional, con el objeto de mejorar la eficiencia de operación. A continuación se detallan algunas de las más comunes:

- Empleo de anticongelantes. La inyección de un agente anticongelante tal como el metanol a la corriente de hidrocarburos en la cabeza del pozo, para protección contra la formación de hidratos en el período de arranque de la unidad de separación a baja temperatura, es frecuentemente usado en instalaciones marinas por dos razones: (1) no es siem-

pre conveniente y altamente costoso el empleo de calentadores de línea, considerando el espacio disponible en plataformas, para proporcionar calor evitando la formación de hidratos en el arranque del sistema, y (2) hay veces que el calentamiento no es suficiente para mantener la temperatura de la corriente, arriba de la temperatura de los hidratos durante el flujo por la tubería, desde las plataformas de producción a una planta de deshidratación en tierra.

- Aplicación de un generador de vapor. Cuando una corriente de hidrocarburos fría, con temperatura abajo de 100°F es conducida a la unidad de separación a baja temperatura, puede ser ventajoso eliminar el serpentín de calentamiento en la sección de líquidos en el SBT, puesto que la corriente de hidrocarburos es tan fría, que no permite en forma adecuada fundir los hidratos acumulados y vaporizar los componentes ligeros de los condensados. En estas circunstancias, el serpentín puede ser reemplazado por otro de vapor a baja presión (15 lb/pg²), alimentado por un generador.

- Utilización de calentadores de línea. Un calentador de línea usualmente es requerido en el pozo para iniciar el flujo cuando se tiene alta presión, y llevarlo hasta su máxima producción, puesto que pequeños volúmenes de hidrocarburos son influenciados considerablemente por enfriamiento del terreno. Después de que el pozo alcanza su máxima producción, el calentador se puede sacar de operación. Sin embargo, en algunos casos es ventajoso disponer siempre del calentador, para que la temperatura de entrada a la unidad de separación permanezca constante en el rango de 110 a 120°F.

III.2 Técnicas de Enfriamiento.

Cuando se utiliza un sistema de separación a baja temperatura para el manejo de fluidos produci-

dos de un yacimiento de gas y condensados, se requiere como su nombre lo indica, de temperaturas muy bajas de operación. Se han utilizado dos procedimientos para abatir la temperatura a una corriente de gas y condensados: la primera consiste en inducir mediante un estrangulador ajustable localizado en la parte superior del SBT, una gran caída de presión a fin de tener una expansión de la corriente de gas y lograr que se enfríe inclusive a temperaturas por debajo de la de formación de hidratos. Este proceso tiene el inconveniente de que el gas separado debe de ser comprimido nuevamente para transportarse. La segunda es mediante un sistema de refrigeración mecánica, éste absorbe el calor de la corriente de gas utilizando un fluido de refrigeración como el freón y amoniaco entre otros. En este sistema las caídas de presión son mínimas; por lo que los requerimientos de potencia para transportar el gas se reducen notablemente. El equipo para esta técnica de enfriamiento; principalmente consta de un intercambiador de calor, compresor, condensador, tanque y una válvula de regulación de presión.

Los fundamentos de ambas técnicas así como la descripción del equipo utilizado se discutirán posteriormente.

III.3 Sistema con Separador de Segunda Etapa.

Los hidrocarburos líquidos que salen del separador a baja temperatura, aunque tienen un cierto grado de estabilización, al incrementarles su temperatura con el serpentín de calentamiento, normalmente experimentan pérdidas por vaporización significativas al descargarlos del separador a baja temperatura, que opera a una cierta presión, a un tanque de almacenamiento que se encuentra a condiciones atmosféricas. A fin de reducir estas pérdidas, se recomienda instalar entre el SBT y el tanque de almacenamiento, un separador gas-líquidos de segunda etapa, que puede operar en el rango de 100 a 150 lb/pg². (4)

III.4 Sistema con Torre Estabilizadora de Condensados.

Cuando son sustanciales los volúmenes de condensados que se recuperan del SBT, puede ser más recomendable utilizar un estabilizador que un separador de segunda etapa.

Una columna de estabilización convencional requiere de bombas de reflujo, condensadores, torres de enfriamiento de agua y otros equipos de uso común en plantas petroquímicas, pero que no se han empleado en centrales de recolección de hidrocarburos; sin embargo es factible instalar un estabilizador con requerimientos de operación y mantenimiento mínimos, como el mostrado en la figura III.1.⁽⁵⁾ En ésta se observa que los condensados del SBT se alimentan por la parte superior del estabilizador y fluyen hacia abajo a través de una serie de charolas de burbujeo. El rehervidor localizado en la parte inferior del estabilizador, vaporiza los componentes más ligeros de los condensados, así como algunos pesados. De la corriente de vapores que fluye hacia la parte superior del estabilizador, los componentes más pesados se recondensan por enfriamiento con la corriente de líquidos fría que desciende. El gas separado sale por la parte superior y los condensados estabilizados por la parte inferior de la columna. El empleo del estabilizador tiene la ventaja, sobre un separador gas-aceite de segunda etapa, de que permite controlar la presión de vapor de los condensados ajustando la temperatura de operación del estabilizador. El líquido estabilizado pasa del estabilizador, a través de un enfriador de productos al tanque de almacenamiento. El enfriador de productos es un cambiador de calor que puede ser operado circulando agua o una corriente de gas frío.

III.5 Sistema de Inyección de Glicol.

Cuando se requiere tener temperaturas muy ba-

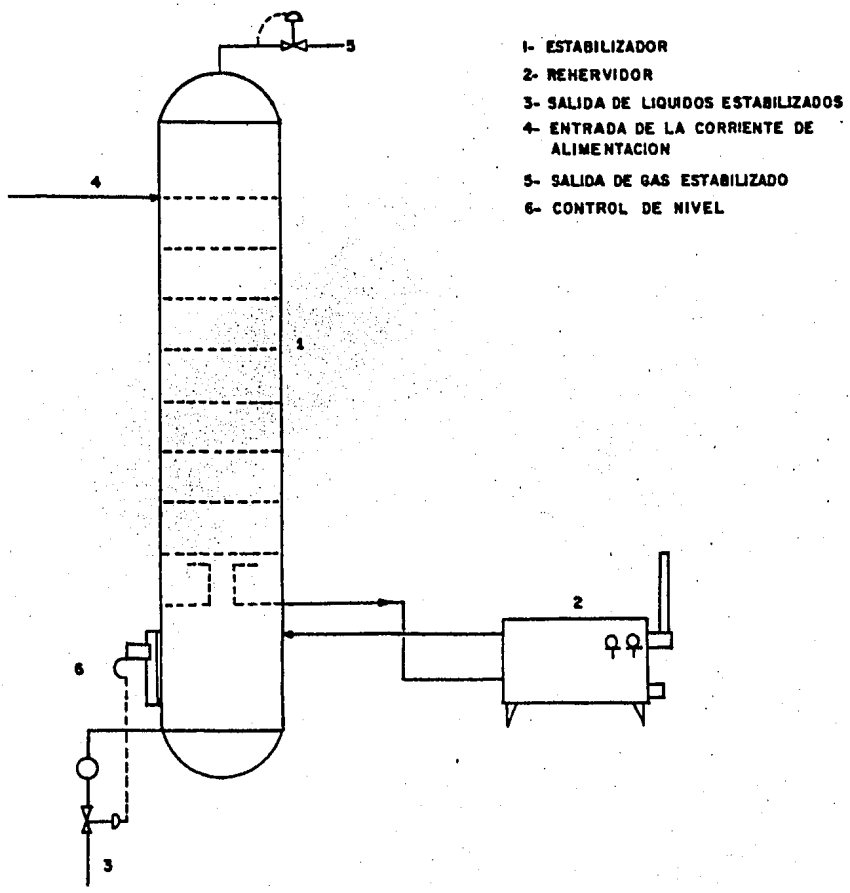


FIGURA III.1 DIAGRAMA DE UNA TORRE ESTABILIZADORA.

jas de separación, en el rango de 0 a 30°F, es conveniente la inyección de glicol con el propósito de lograr una eficiente deshidratación del gas y prevenir la formación de hidratos en los equipos. Se han utilizado los glicoles, debido a que presentan las siguientes ventajas como agentes de deshidratación:

- a) Su baja presión de vapor reduce las pérdidas por evaporización.
- b) Su punto de ebullición es mayor que el del agua, de tal manera que fácilmente se pueden recuperar por destilación.
- c) Tienen una alta afinidad con el agua.

Adicionalmente al equipo de separación a baja temperatura, en este caso se requiere: Un separador de la mezcla glicol-agua y de los condensados, usualmente del tipo horizontal para tener mayor área de interfase, con suficiente capacidad para tener un tiempo de residencia adecuado; un regenerador de glicol para remover el agua del glicol, y una bomba de recirculación del glicol. En esta alternativa del sistema de separación a baja temperatura, el serpentín en el SBT usualmente no es necesario porque los hidratos no se formarán en presencia del glicol, debido a que éste absorbe vapor de agua y el agua libre de la corriente de gas, y por tanto se pueden tener bajas temperaturas de operación. En la figura III.2 se muestra el diagrama de flujo de un sistema de separación a baja temperatura con inyección de glicol.⁽⁶⁾

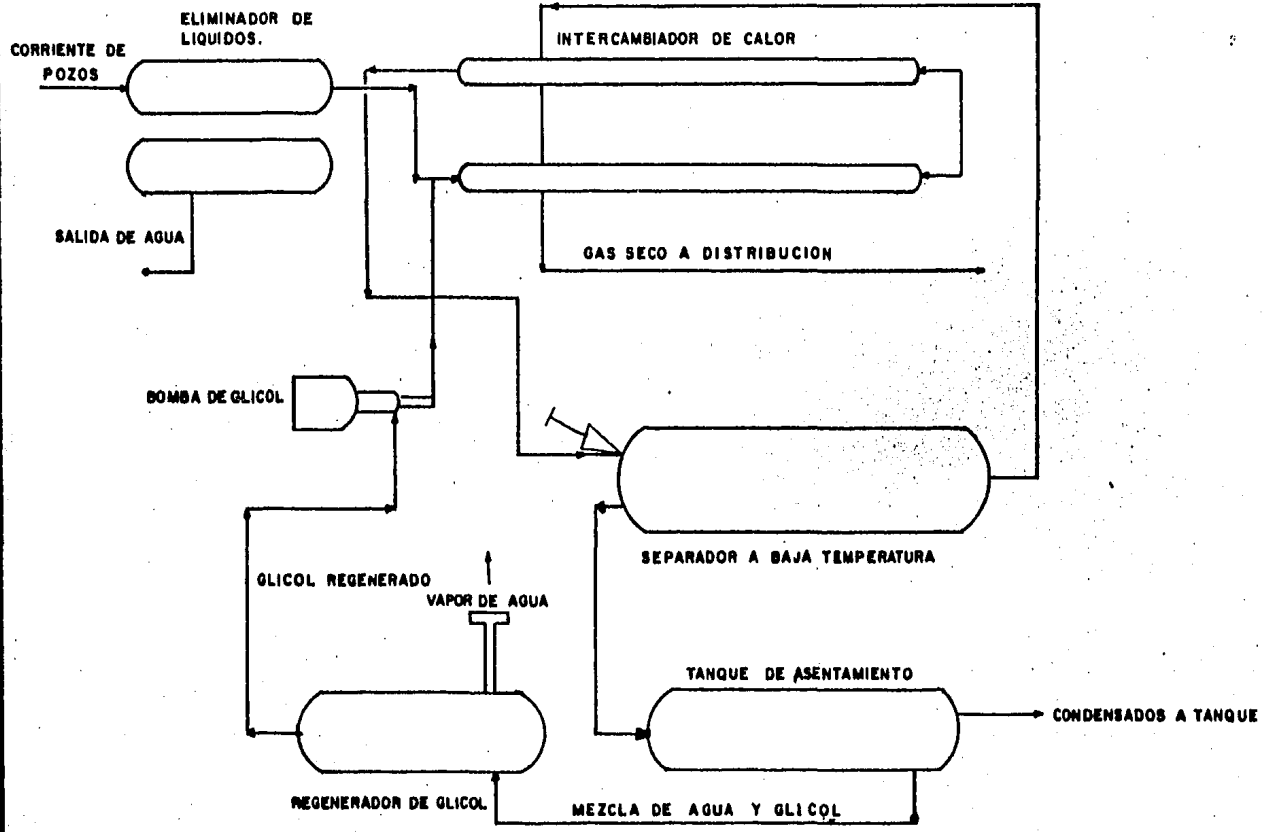


FIGURA III - 2 DIAGRAMA DE UN SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA CON INYECCION DE GLICOL.

CAPITULO IV

ANALISIS DE LAS TECNICAS
DE ENFRIAMIENTO.

IV. ANALISIS DE LAS TECNICAS DE ENFRIAMIENTO.

En el sistema de separación a baja temperatura, el enfriamiento de la corriente de gas y condensados se realiza comúnmente de dos formas: a) mediante un abatimiento de presión en el estrangulador del SBT, lo que ocasiona que el gas sufra una expansión adiabática ocasionando enfriamiento; y b) utilizando un sistema de refrigeración mecánico. En cualesquiera de los casos, es factible obtener una mayor recuperación de condensados y mejor estabilización del gas de lo que se lograría por un método de separación en etapas. Además se tiene la ventaja de que se puede controlar y prevenir la formación de los hidratos en el sistema de transporte del gas mediante su deshidratación parcial antes de enviarse a distribución.

IV.1 Enfriamiento por Abatimiento de Presión.

El efecto Joule-Thompson es básico en el funcionamiento de las unidades de separación a baja temperatura, en este caso se aprovecha la elevada presión disponible en la boca del pozo para provocar la expansión del gas en el SBT, y así disminuir su temperatura. Dicha técnica de enfriamiento se expondrá después de discutir algunos conceptos básicos. (7), (8)

- Ecuación de Estado. Se le denomina así a cualquier expresión en que intervenga la presión, el volumen específico y la temperatura. No proporciona información sobre otras propiedades termodinámicas diferentes de la presión, el volumen específico y la temperatura. Las ecuaciones de estado son ejemplos típicos de ecuaciones empíricas. Su utilidad en ingeniería aumenta con la simplicidad de su forma, siempre que las desviaciones con respecto a la realidad no sean demasiado altas.

- Masa Molecular. Es la suma de las masas atómicas de los elementos que forman la molécula de un

compuesto dado.

- Gas Ideal. Se define como un gas cuyo volumen se reduce a la mitad cuando la presión se duplica y cuya presión aumenta dos veces, si manteniendo el volumen constante se duplica su temperatura absoluta. En los gases ideales el volumen ocupado por las moléculas es insignificante en comparación con el volumen total, y ésto es válido para todas las presiones y temperaturas; además la atracción intermolecular es mínima bajo cualquier condición.

- Gas Real. Es el gas cuyo volumen se reduce a la mitad, cuando la presión es menor de dos veces la presión inicial, es decir el gas real es más compresible que el gas ideal, debido a que los gases reales presentan dos tendencias:

- a) Las moléculas se apartan entre sí por su constante movimiento cinético.
- b) Las moléculas se atraen por fuerzas eléctricas existentes entre ellas, sin embargo a presiones bajas las moléculas están distantes, y por tanto las fuerzas atractivas son insignificantes.

Por otra parte, a presiones muy altas, los gases pasan de un estado supercompresible a uno en que la compresión es más difícil que si se tratara de gases ideales.

Al valor numérico que representa una medida de la desviación del comportamiento ideal del gas se le denomina factor de compresibilidad, Z .

- Energía Interna, E . Un gas confinado en un cilindro térmicamente aislado, experimenta un enfriamiento al expandirse. Es evidente que la realización de trabajo por parte del sistema, ha producido exactamente el mismo efecto físico que si hubiese transferido calor hacia alrededor únicamente. Sin embargo, la existencia del aislamiento térmico indica que esa transferencia no ha tenido lugar. Este y otros ejemplos demuestran que el calor y el trabajo son cuantitativamente, al menos, diferentes manifes

taciones de una misma cantidad física. Mayer y Joule realizaron una serie de experimentos que condujeron a la conclusión de que al convertir trabajo en calor, siempre se producía la misma relación cuantitativa.

La conservación de la energía cinética en choques prácticamente elásticos, la interconversión mutua de energía potencial y cinética o entre mecánica y eléctrica, llevaron a la conclusión de que la energía, cualquiera que sea la forma que adopte, se mantiene siempre constante.

Cuando un sistema se encuentra en reposo, es decir, esencialmente no posee energía cinética y su posición relativa a ciertos campos externos como el gravitacional, por ejemplo, no sufre cambios; todavía es posible a través de su expansión, de su calentamiento ó enfriamiento, etc., lograr variaciones de temperatura o producir trabajo útil, consecuencias que son claramente el reflejo de la variación de una forma de energía que es calificada como "interna", por ser una cantidad que se asocia a la materia misma que forma el sistema.

En una masa determinada, el volumen que ocupa el sistema, la presión a que está sometido y la temperatura que ha alcanzado, son manifestaciones de los distintos grados de libertad relativos de que disponen las moléculas que lo forman, y en consecuencia de la magnitud de la energía interna. De aquí se desprende que la energía interna es una propiedad de estado y es habitual expresarla como una función del volumen y la temperatura.

- Entalpía. Los cambios térmicos a presión constante se expresan más comúnmente mediante la función H , llamada entalpía ó contenido calorífico de un sistema. Esta función se define por la relación

$$H = E + pV \quad (IV.1)$$

donde E es la energía interna y p y V son la presión y el volumen del sistema. Como E y pV se encuentran totalmente caracterizados por el estado del sistema, H es también una función de estado y es completamente independiente de la manera que se logra éste. En consecuencia el cambio de entalpía H puede escribirse así:

$$\Delta H = H_2 - H_1 \quad (\text{IV.2})$$

donde H_2 es la entalpía final del sistema y H_1 la inicial. Sustituyendo (IV.1) en (IV.2)

$$\begin{aligned} \Delta H &= (E_2 + p_2 V_2) - (E_1 + p_1 V_1) \\ &= (E_2 - E_1) + (p_2 V_2 - p_1 V_1) \end{aligned}$$

si p es constante durante el proceso:

$$(\Delta H)_p = \Delta E + p \Delta V \quad (\text{IV.3})$$

es decir, el cambio de entalpía a presión constante es igual al incremento en energía interna más cualquier trabajo de presión-volumen realizado.

- Sistema térmicamente aislado. Es la denominación que se utiliza cuando no existe transferencia de calor hacia o del exterior. La masa y otras formas de energía pueden ser intercambiadas entre el sistema y su alrededor.

- Coeficiente de Joule-Thompson. Un gas ideal no presenta atracción intermolecular, por eso el producto PV es constante a una determinada temperatura a cualquier presión. En consecuencia, cuando un gas se expande bajo condiciones adiabáticas, en el vacío no se absorbe ni se desprende calor, ni se efectúa ningún trabajo externo de manera que:

$$Q = 0, \quad W = 0 \quad \text{y} \quad \Delta E = 0$$

así la energía interna del gas permanece constante,

lo mismo que PV, y en consecuencia la temperatura es la misma antes y después de la expansión. La condición adiabática se impone simplemente para impedir cualquier intercambio de energía entre los contornos del sistema y el gas, y así evitar un incremento o decremento de la energía interna por absorción ó desprendimiento de calor. Con los gases reales la situación es diferente y fue investigada por Joule-Thompson. Su dispositivo experimental se presenta en la figura IV.1, donde se observa un tubo bien aislado para aproximarse a las condiciones adiabáticas, se ajustó con un tapón poroso como se muestra en la figura, a fin de permitir el paso de gas de un lado al otro del mismo, que se encuentra a distinta presión p_1 y p_2 ($p_1 > p_2$). Al aplicar la presión sobre el pistón del lado izquierdo muy lentamente de manera que no se altere la presión p_1 , se obliga a que un volumen de gas ΔV_1 traspase el tapón y después expandirlo a la presión p_2 y un volumen ΔV_2 se genera al mover el pistón de la derecha hacia afuera. Mientras se realiza la expansión se hacen lecturas precisas de la temperatura en las dos cámaras, para ver si la expansión fue acompañada por cambios de aquella. El trabajo hecho sobre el sistema en el lado izquierdo es $-p_1 \Delta V_1$ y el efectuado por el sistema en el lado derecho es $p_2 \Delta V_2$ por tanto el trabajo neto hecho por el sistema es:

$$W = p_2 \Delta V_2 - p_1 \Delta V_1$$

como el proceso se condujo adiabáticamente $Q = 0$ -- por lo que:

$$\Delta E = E_2 - E_1 = -W$$

$$E_2 - E_1 = -(p_2 \Delta V_2 - p_1 \Delta V_1)$$

$$E_2 + p_2 \Delta V_2 = E_1 + p_1 \Delta V_1$$

$$H_2 = H_1$$

$$\Delta H = 0$$

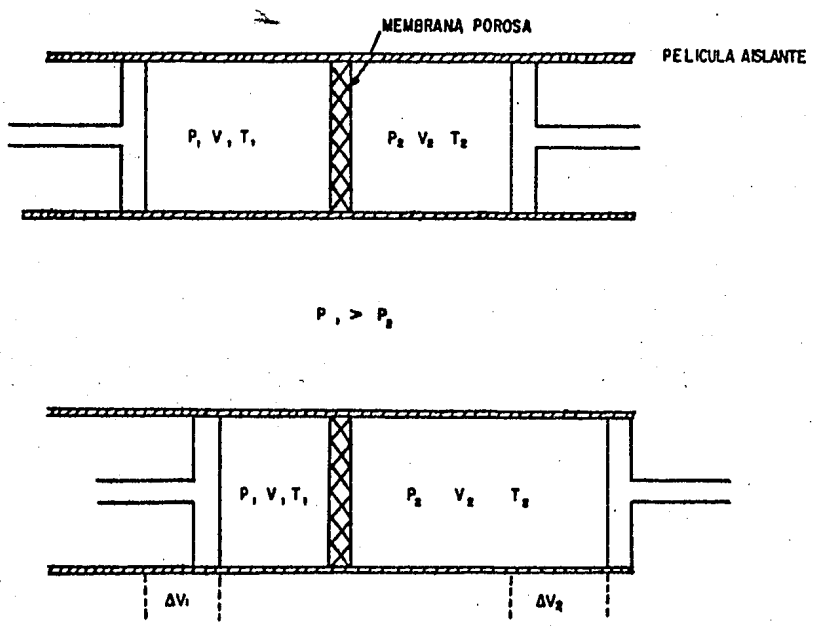


FIGURA IV-1 DISPOSITIVO EXPERIMENTAL DE JOULE - THOMPSON

El proceso es por tanto a entalpía constante y se observó para todos los gases, salvo para el hidrógeno y el helio, un descenso de la temperatura durante la expansión, mientras que estos dos se calentaban.

Se define al coeficiente de Joule-Thompson μ por medio de la ecuación:

$$\mu = \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_H \quad (\text{IV.4})$$

Puede considerarse como el número de grados que cambia la temperatura por variación de la presión, a entalpía constante. El coeficiente puede ser positivo, negativo o cero, según la región de temperatura y la presión de que se trate. Cuando es positivo, significa que el gas se enfría a consecuencia de la expansión. El helio y el hidrógeno muestran magnitudes negativas a la temperatura ambiente, es decir se calientan al experimentar una expansión, sin embargo a temperaturas suficientemente bajas el coeficiente cambia de signo.

De la definición del coeficiente Joule-Thompson, se desprende que una técnica que se puede utilizar para el enfriamiento de la corriente de gas, es someterlo a un proceso de expansión mediante un estrangulador.

Procedimientos de cálculo para determinar el cambio de temperatura por reducción de presión.

Aún no existe la posibilidad de hacer cálculos de variaciones de las propiedades termodinámicas en sistemas distintos del gas ideal, dado que no se han obtenido las ecuaciones termodinámicas de estado que simulen exactamente el comportamiento de un gas real; limitante que se ha resuelto parcialmente, al desarrollar métodos de trabajo que son de dos tipos:

1) Analítico, cuando se disponen de ecuacio--

nes de estado empíricas.

2) Gráficos, cuando se dispone de información experimental.

Siempre es posible hacer una combinación conveniente de ambos métodos, si así lo requiere la información que se posee.

Dentro del método analítico, la literatura recomienda utilizar la ecuación de Peng y Robinson, ya que esta ecuación tiene gran aplicación en la simulación matemática de yacimientos en los que el cambio de composición en las fases, muestran diferencias importantes. Tal es el caso de los yacimientos de gas y condensados.

Para el método analítico-gráfico, se recomienda utilizar el diseñado por Lawton L. Lawrance, dado su simplicidad para determinar los cambios de temperatura resultantes de los decrementos de presión que sufre el gas natural, además que toma en cuenta distintas composiciones del gas, consideración que no tienen otros métodos.

Método de Lawton L. Lawrance⁽⁹⁾

Para el desarrollo de este método, se utilizaron muestras de gas de distintos pesos moleculares (Tabla 1); asimismo para calcular los cambios de temperatura que resultaron de una expansión adiabática de un gas a alta presión ($10,000 \text{ lb/pg}^2$) a varias presiones menores hasta llegar a 0 lb/pg^2 , se aplicó la ecuación de estado de Redlich-Kwong, modificada por Soave; los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 2, y para facilitar su empleo se graficaron en dos figuras. En la Figura IV.2 se presentan los cambios de temperatura, ocasionados por expansiones de $10,000$ a $5,000 \text{ lb/pg}^2$ y en la figura IV.3 para expansiones de $5,000$ a 0 lb/pg^2 , ambas figuras para varios pesos moleculares. La determi-

PESO MOLECULAR CONTRA CAMBIOS DE TEMPERATURA (°F)
DEBIDOS A LA EXPANSION DEL GAS.

CAMBIOS DE TEMPERATURA PARA LA EXPANSION DE 10000 A 5000 lb/pg²

PESO MOLECULAR	16	16.9	17.6	18.5	19.1	21.7	24.1	25.2	25.7	29.5	35.7	41.4	42.4
10000 lb/pg ²	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
9500	+1	+1	+1	+1	+2	+2	+2	+2	+2	+2	+3	+3	+4
9000	+2	+2	+2	+2	+3	+3	+4	+4	+4	+5	+6	+7	+7
8500	+3	+3	+3	+3	+4	+5	+6	+6	+6	+7	+9	+10	+10
8000	+3	+4	+3	+4	+5	+6	+8	+8	+8	+10	+12	+13	+14
7500	+3	+4	+4	+4	+6	+7	+10	+9	+10	+13	+15	+17	+17
7000	+3	+4	+3	+4	+6	+8	+11	+11	+11	+14	+18	+20	+20
6500	+3	+3	+3	+3	+6	+8	+12	+12	+12	+16	+20	+23	+23
6000	+1	+2	+2	+2	+5	+8	+12	+12	+13	+17	+23	+26	+26
5500	0	0	0	+1	+4	+7	+12	+13	+13	+18	+25	+28	+29
5000	-3	-2	-1	-1	+2	+6	+12	+12	+13	+19	+27	+31	+32

CAMBIOS DE TEMPERATURA PARA LA EXPANSION DE 5000 A 0 lb/pg²

5000 lb/pg ²	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
4500	-3	-3	-4	-4	-2	-2	-1	-1	-1	+1	+2	+2	+2
4000	-7	-8	-9	-8	-6	-5	-4	-3	-2	+1	+4	+4	+5
3500	-13	-13	-15	-14	-11	-10	-7	-6	-5	0	+5	+6	+7
3000	-21	-21	-22	-21	-18	-16	-13	-8	-9	-2	+6	+8	+8
2500	-30	-31	-32	-31	-26	-25	-20	-17	-17	-6	+6	+8	+9
2000	-43	-44	-45	-45	-38	-37	-29	-27	-27	-10	+5	+6	+7
1500	-59	-61	-63	-63	-54	-52	-42	-41	-40	-21	+4	0	0
1000	-81	-84	-87	-87	-74	-72	-59	-59	-58	-39	-9	-12	-12
800	-91	-97	-99	-98	-88	-82	-73	-72	-67	-48	-17	-18	-18
600	-103	-108	-112	-111	-100	-92	-83	-80	-77	-59	-27	-24	-26
400	-116	-121	-126	-125	-112	-105	-94	-91	-89	-73	-41	-33	-36
200	-130	-136	-142	-142	-127	-121	-110	-108	-105	-94	-62	-45	-52
0	-145	-153	-160	-163	-147	-155	-125	-150	-146	-163	-134	-87	-101

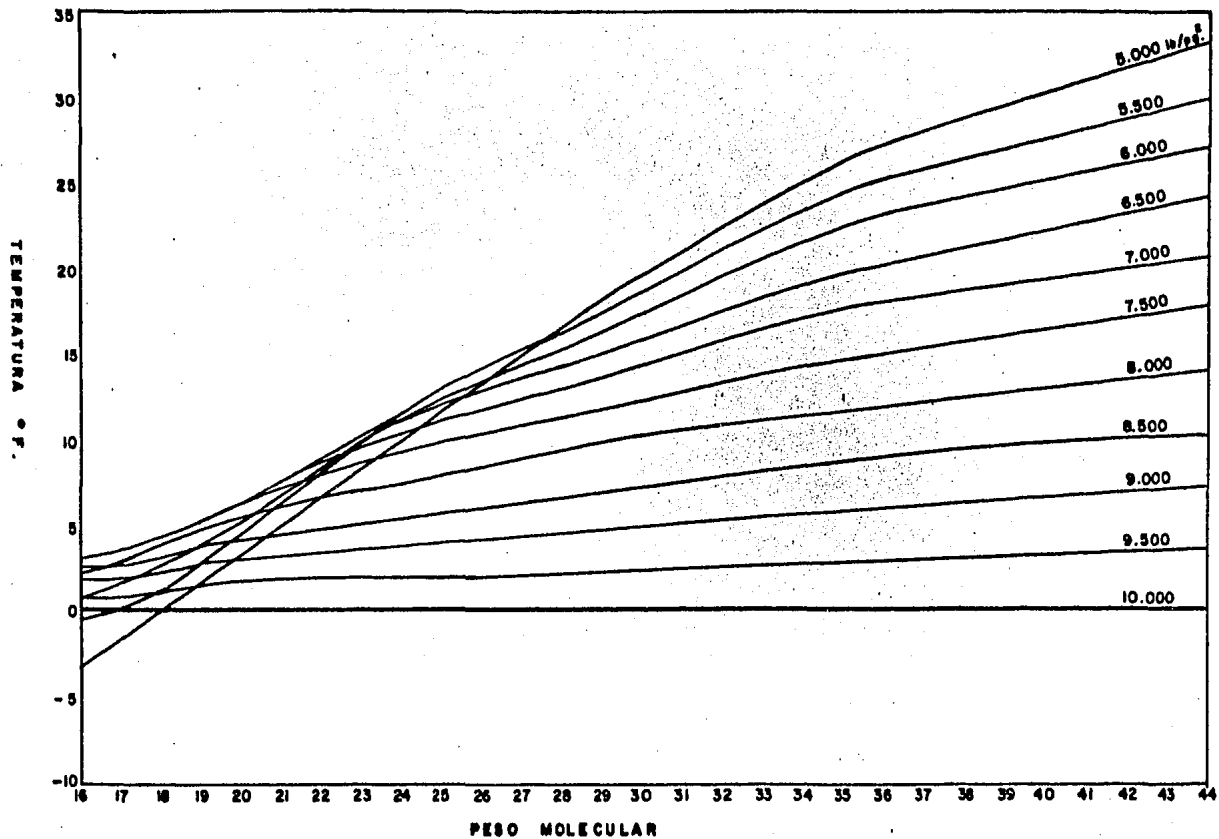


FIGURA IV-2 CAMBIOS DE TEMPERATURA DEBIDOS A LA EXPANSION DE 10 000 lb/pg². A 5000 lb/pg²

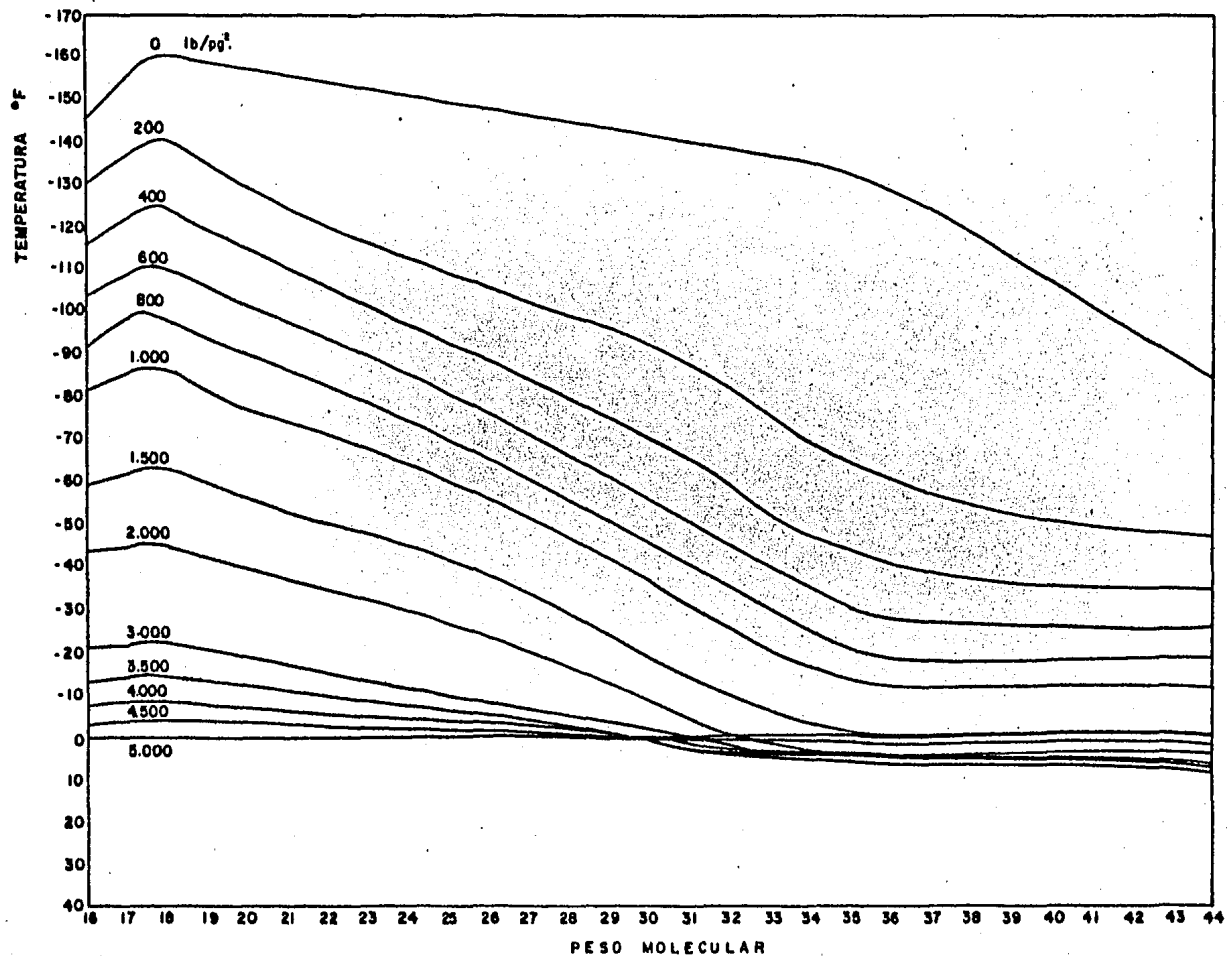


FIGURA IV-3 CAMBIOS DE TEMPERATURA DEBIDOS A LA EXPANSION DE 5000 lb/Pq. a PRESION ATMOSFERICA

nación de los cambios de temperatura del gas debido a su expansión de una presión corriente arriba p_1 a una presión corriente abajo p_2 , se realiza en la figura IV.2 o en la IV.3 si ambas presiones se encuentran dentro del rango de presiones respectivo, en la siguiente forma:

- Obtener el valor de la temperatura T_1 correspondiente a la presión p_1 .
- Obtener el valor de la temperatura T_2 correspondiente a la presión p_2 .
- Sustraer T_1 de T_2 considerando sus signos y se obtiene ΔT , que es el cambio neto de temperatura debido a la expansión del gas, de un determinado peso molecular.

Si p_1 se encuentra en el rango de presiones de la figura IV.2 y p_2 en el rango de la figura IV.3 el procedimiento que utiliza es:

- Obtener el valor de la temperatura T_1 correspondiente a la presión p_1 , figura IV.2.
- Obtener el valor de la temperatura T_2 correspondiente a 5,000 lb/pg², figura IV.2.
- Sustraer T_1 de T_2 considerando sus signos y obtener T_3 .
- Obtener el valor de la temperatura T_4 correspondiente a la presión p_2 , figura IV.3.
- Sumar T_3 y T_4 considerando los signos y se obtiene ΔT , que es el cambio neto de temperatura debido a la expansión del gas de un determinado peso molecular.

Posteriormente se presenta un ejemplo de aplicación del método.

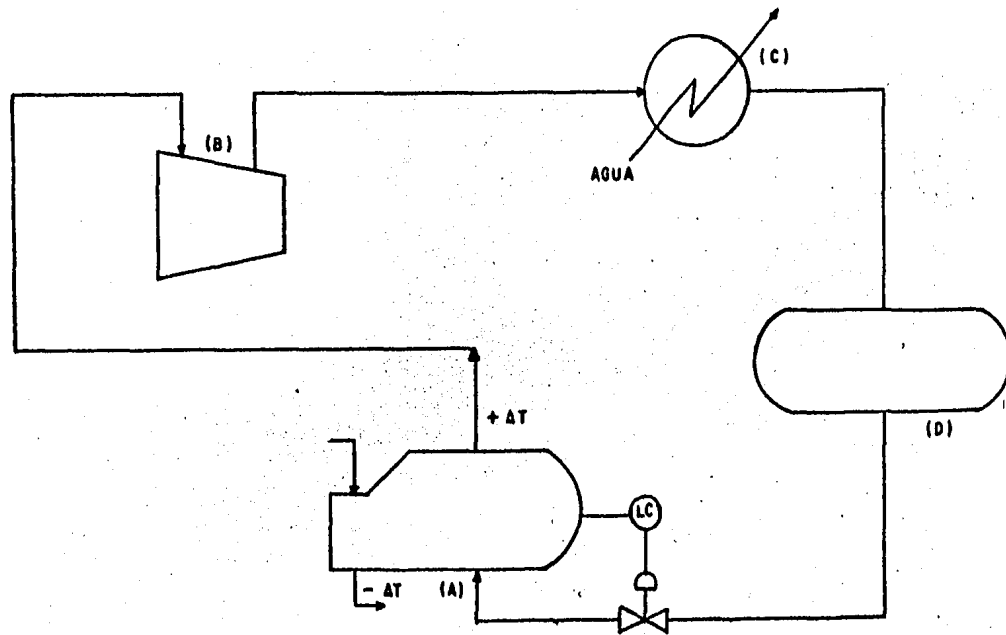
IV.2 Enfriamiento Mecánico.

En la figura IV.4 se presenta un diagrama de un sistema de refrigeración mecánica, el cual consiste de un intercambiador de calor, un compresor, un condensador y un tanque de líquido de refrigeración. El refrigerante líquido se vaporiza a baja presión en el intercambiador de calor absorbiendo calor de la corriente de proceso (gas y condensados), el vapor refrigerante pasa al compresor para proporcionarle la presión necesaria, de tal forma que pueda condensarse con aire o agua de enfriamiento. Enseguida el refrigerante, condensado se envía a un tanque, desde donde se expande isoentálpicamente, mediante una válvula reguladora de presión, antes de llegar al intercambiador de calor y cerrar el ciclo. Este ciclo de proceso del fluido refrigerante, se presenta en una gráfica presión, entalpía, en la figura IV.5.

IV.2.1 Equipo y materiales utilizados en el sistema de refrigeración.

- Refrigerante. Para que una sustancia pueda ser usada como tal, debe de satisfacer en lo posible las siguientes características: (10)

1. No tener presiones de condensación excesivas, a fin de evitar instalaciones de grandes espesores de pared.
2. Bajo punto de ebullición a la presión atmosférica, a fin de evitar la entrada de aire al sistema al trabajar al vacío.
3. Alta temperatura crítica. Ya que es imposible licuar un vapor que se encuentra a una temperatura mayor que su temperatura crítica, no importando qué tanto se eleve la presión.
4. Alto calor latente de vaporización. Mientras más



- A* INTERCAMBIADOR DE CALOR
- B* COMPRESOR
- C* CONDENSADOR
- D* TANQUE PARA LIQUIDO DE REFRIGERACION

FIGURA IV.4 SISTEMA DE REFRIGERACION MECANICA .

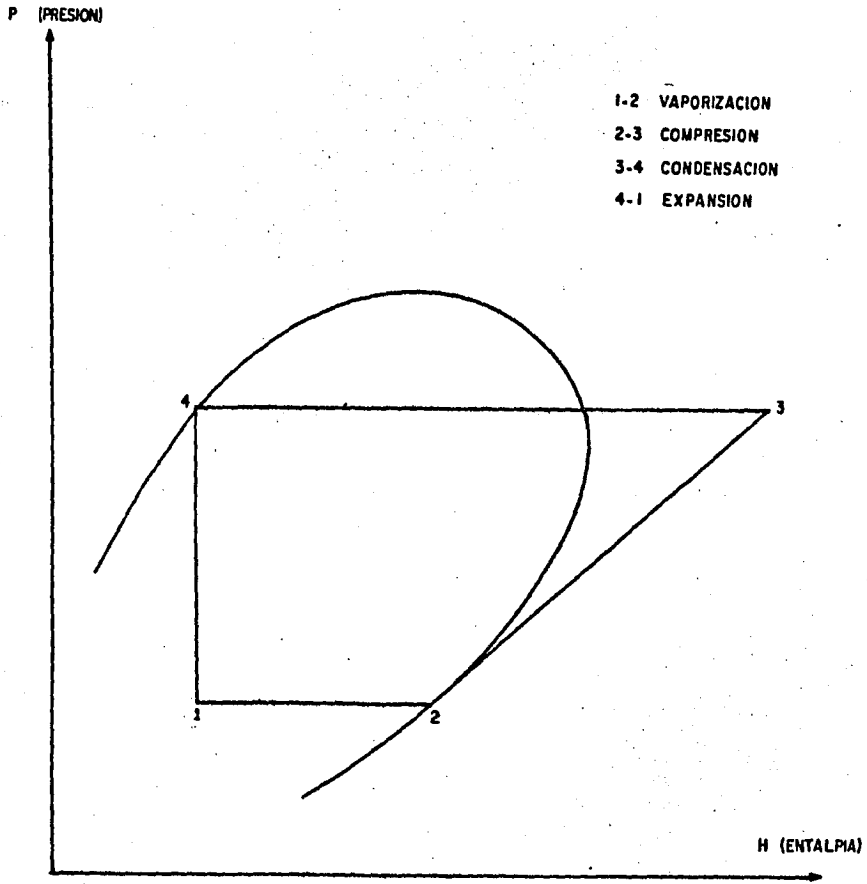


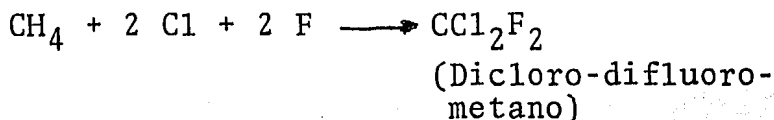
FIGURA IV.5 CICLO PROCESO DEL FLUIDO REFRIGERANTE.

alto sea el valor del calor latente, se necesita rá circular menor cantidad de refrigerante por - unidad de tiempo a una capacidad determinada.

5. Bajo calor específico del líquido.
6. Bajo volumen específico del vapor.
7. Ausencia de acción corrosiva por parte del refrigerante en los metales usados.
8. El refrigerante debe ser, no explosivo, no inflamable y no tóxico.
9. El punto de congelación del líquido, deberá de - ser apreciablemente menor que para cualquier temperatura a la cual va a trabajar el sistema.
10. Disponibilidad, bajo costo y de fácil manejo.

Entre los refrigerantes que cumplen estas características se encuentran:

Refrigerantes halocarburos. En este grupo se tienen los refrigerantes de sustitución, en los que átomos halógenos principalmente cloro y fluoro, sustituyen en una estructura de hidrocarburos, a los - átomos de hidrógeno; por ejemplo el metano:



que para citarlo con simplicidad se le ha llamado - Freón 12 o Genetrón 12.

Refrigerante amoníaco. En general es el amoniaco, el refrigerante más extensamente empleado en la industria por tener las siguientes características:

- a) Calor latente alto, mayor de 500 BTU/Lb.

- b) No reacciona con el lubricante de las compresoras.
- c) Temperatura crítica alta, 271.4°F a 1,657-lb/pg² abs.
- d) No es corrosivo ni al hierro ni al acero.

Existen otros refrigerantes de características similares entre los que se encuentran: cloruro de metilo (refrigerante 40); freón 21 (refrigerante 21) y bióxido de carbono (CO₂).

Refrigerantes hidrocarburos. Entre otros se encuentran el etano, propano y butano, tienen como desventaja el ser inflamables y explosivos, aunque no son tóxicos.

Refrigerantes azeotrópicos. Un azeotrópico es una mezcla de dos o más sustancias químicas, en la cual se mantiene la misma relación de constituyente químico en ambas fases líquida y vapor, y no se pueden separar por destilación. Por ejemplo, el refrigerante 500 es 73.8% de refrigerante 12 y 26.2% de refrigerante 152 A.

- Compresores. Pueden ser reciprocantes o centrífugos. Los centrífugos utilizan refrigerantes a baja presión, los cuales son generalmente de capacidades altas, 75 toneladas o más de refrigeración. Los reciprocantes son los más comúnmente usados y la capacidad de los mismos es desde fracción de tonelada a más de 100 toneladas; pueden ser verticales u horizontales. La mayoría de los compresores son de acción simple, sin embargo en los horizontales es más común los de doble acción.

- Condensadores. Proveen la superficie de calefacción necesaria para condensar el refrigerante que sale del compresor. En general se construyen en distintas formas y diseños, sin embargo la tendencia es

usar tubos con carcasa en posición horizontal o vertical. Entre los más comunes se tienen: los condensadores de doble tubo, condensadores atmosféricos y condensadores evaporativos, que pueden ser de un solo paso o de paso múltiple.

- Válvulas de expansión. Existen de varios tipos, entre otras se tienen las manuales y las automáticas, de estas últimas hay del tipo flotador en la cámara de alta presión y las de flotador en la cámara de baja presión.

- Tanque de almacenamiento del refrigerante. Debe de tener la capacidad necesaria para manejar el volumen del refrigerante que se expande dentro de él, o de almacenarlo cuando el equipo sale de operación.

- Intercambiador de calor. Algunas de las características de este equipo fueron discutidas previamente.

CAPITULO V

DESCRIPCION DE LOS SISTEMAS PARA
ESTABILIZACION DE CONDENSADOS.

V. DESCRIPCION DE LOS SISTEMAS PARA ESTABILIZACION DE CONDENSADOS.

Independientemente del proceso de separación-gas-líquido utilizado, la estabilización de los hidrocarburos líquidos es necesaria a fin de que no experimenten pérdidas sustanciales por vaporización, al transportarlos o almacenarlos a condiciones superficiales. Por tanto la estabilización se realiza considerando el concepto de presión de vapor, y no es más que el ajuste de ésta, de tal manera que sea menor que la atmosférica a la temperatura máxima esperada.

El proceso de estabilización se lleva a cabo mediante torres, las cuales contienen un número determinado de charolas o platos, que es donde se da la separación parcial de los componentes de la mezcla de alimentación. Esta entra al interior de la torre por la parte superior y fluye hacia abajo, -- a través de las charolas de burbujeo hasta el fondo del estabilizador, donde se encuentra un rehervidor, el cual vaporiza los componentes más ligeros de los condensados así como algunos pesados. De la corriente de vapores que fluye hacia el domo del estabilizador, los componentes más pesados se recondensan por enfriamiento con la corriente de líquidos fría que desciende. El efecto global es un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido, caracterizado por la separación de componentes en cada una de las charolas.(11)

Con la utilización de estabilizadores en los procesos de separación se obtienen las siguientes ventajas: la presión de vapor requerida, reducción de las pérdidas por vaporización, mayor recuperación de hidrocarburos líquidos, incremento de la gravedad API del aceite, remoción del H_2S y la reducción de los costos por compresión.

La estabilización no está limitada únicamente al proceso de separación a baja temperatura, pero -

su aplicación no se ha extendido debido a su aparente complejidad.

Determinación de las Condiciones de Operación de una Torre Estabilizadora.

Las torres estabilizadoras pueden o no utilizar reflujo externo de enfriamiento; obviamente las torres con reflujo requieren de una infraestructura mayor que las sin reflujo, son de operación más compleja y de mayor costo. Debido a que es en las centrales de recolección donde se requiere la aplicación del estabilizador, localizadas a distancias remotas y con poca infraestructura, resulta lógico el empleo de un estabilizador sin reflujo. En estas condiciones se recomienda la utilización de las gráficas V.1, V.2 y V.3, para la determinación de las condiciones de operación del estabilizador. (12) En la figura V.1 se muestra la temperatura de alimentación máxima para una presión de operación, en ésta se observa que las temperaturas que caen a la izquierda de la máxima, son las que se pueden manejar en el estabilizador. En la figura V.2 se muestra la temperatura requerida en el fondo de la torre, dada una presión de operación y una calidad requerida en el condensado estabilizado (generalmente una presión de vapor Reid de 14 a 18 lb/pg²). La figura V.3 es un perfil típico de temperaturas a lo largo de la torre, la cual puede ser una guía para predecir la variación de la temperatura.

Después de que la presión de operación y temperatura en el fondo han sido determinadas mediante las figuras, se debe de determinar la separación instantánea que ocurre dentro de la torre. Para esto, se asignan valores de pseudoconstantes de equilibrio vapor-líquido K a cada componente de la alimentación utilizando la figura V.4, seleccionando la curva de $-C_2$ cuando se requiere la eliminación del etano de los destilados recuperados en el domo del estabilizador, la curva de $-C_3$ cuando se requiere una eliminación parcial del propano, o la curva de $-C_4$ cuando se requiere una eliminación-

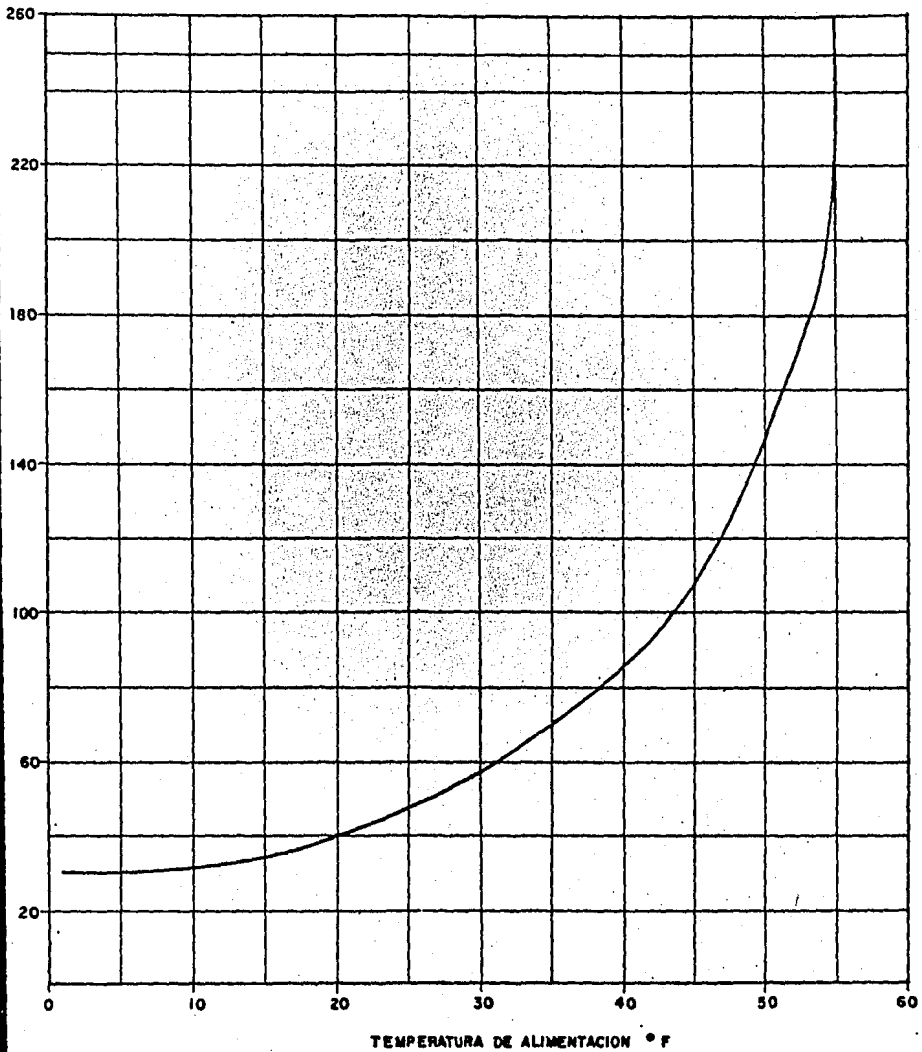
PRESION lb/pq.²

FIGURA V.1 MAXIMA TEMPERATURA DE ALIMENTACION EN FUNCION DE LA PRESION DE LA OPERACION.

TEMPERATURA EN EL FONDO °F .

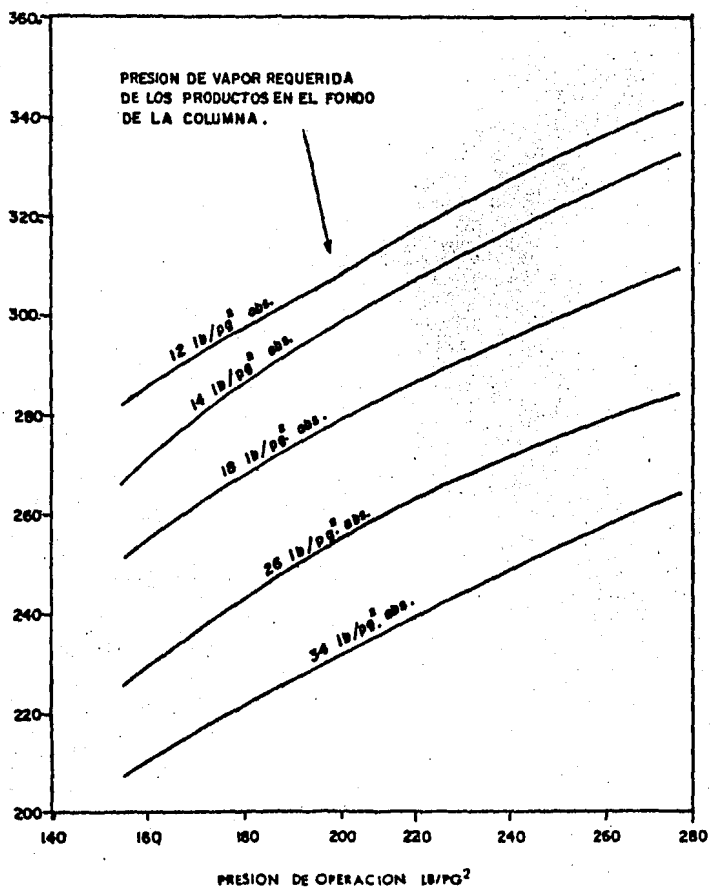


FIGURA V-2 ESTIMACION DE LA TEMPERATURA EN EL FONDO DEL ESTABILIZADOR .

NUMERO DE PLATOS

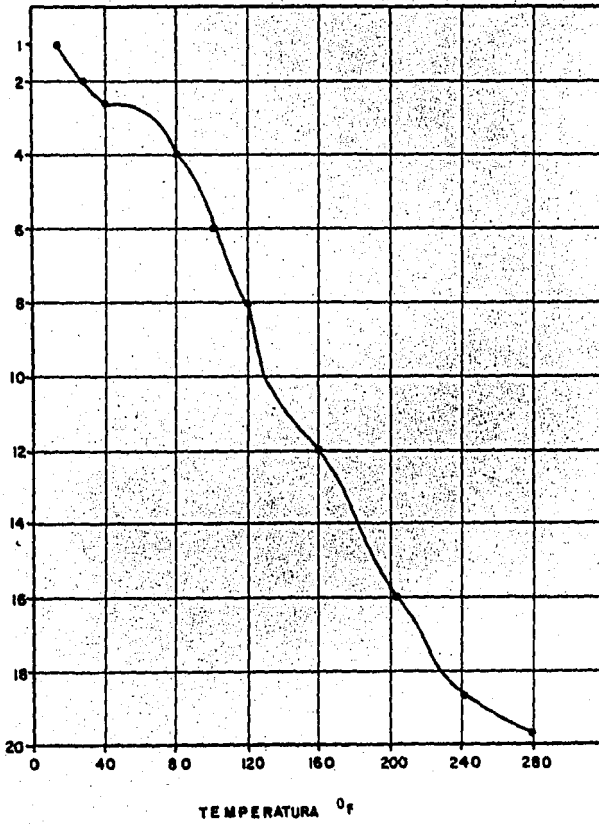
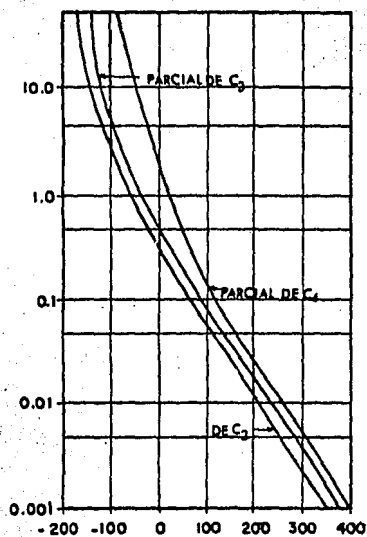


FIGURA V-3 PERFIL TIPICO DE LA TEMPERATURA DE UN ESTABILIZADOR

PSEUDO VALORES K



DE-C₂ : ELIMINACION DE
ETANO DE DESTILADOS.

PARCIAL DE-C₃ : ELIMINACION
PARCIAL DE PROPANO.

PARCIAL DE-C₄ : ELIMINACION
PARCIAL DE BUTANO.

PUNTO DE EBULLICION NORMAL °F

FIGURA V-4 PSEUDO VALORES DE K PARA LA
ALIMENTACION DEL ESTABILIZADOR.

parcial del butano. Un procedimiento general que se puede seguir para hacer los cálculos, es el siguiente:

1. Estimar la presión de operación y temperaturas en el domo y fondo de la torre, utilizando las figuras V.1 y V.2.(13)
2. Obtener los pseudovalores K de la figura V.4 para cada componente de la mezcla de alimentación, con la temperatura de ebullición normal de cada uno de ellos, utilizando cualesquiera de las tres curvas.(14)
3. Efectuar la separación instantánea de la mezcla de alimentación, que será la predicción de la separación de componentes que ocurrirá en la torre. La fase vapor determinada en los cálculos, será el producto obtenido en el domo de la torre y la fase líquida, será la que se obtiene en el fondo.
4. La temperatura en el domo de la torre será la de rocío calculada para la fase gaseosa, y la temperatura en el fondo será la de burbujeo calculada para la fase líquida.
5. Determinar los requerimientos de calor en el re-hervidor, realizando un balance de energía a lo largo de la torre.

El dimensionamiento de la torre sin reflujo es idéntico al de una torre fraccionadora convencional.

Este diseño, es una guía para el ingeniero en la determinación de las condiciones de operación del estabilizador, y tiene como propósito proporcionar rangos de operación en los que la torre trabaja eficientemente.

CAPITULO VI

COMPARACION DE LA EFICIENCIA ENTRE UN
SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS Y UNO
A BAJA TEMPERATURA.

VI. COMPARACION DE LA EFICIENCIA ENTRE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS Y UNO A BAJA TEMPERATURA.

En este capítulo se presenta un análisis comparativo entre un sistema de separación en etapas y uno a baja temperatura; para este propósito se hace una alternativa del sistema de separación a baja temperatura, para procesar el gas de la primera etapa de un sistema convencional, como se muestra en la figura VI.1, esto a fin de determinar la recuperación de condensados adicionales que se obtendrían, y de este modo establecer las ventajas que tiene un sistema en relación al otro.

Como ejemplo de aplicación se consideró a la batería Agave, recolectora de fluidos de un yacimiento de gas y condensados de la zona sureste de Petróleos Mexicanos. Los datos base son los siguientes:

- Análisis composicional de un recombinado de los hidrocarburos producidos del pozo Agave 71, (15) que descarga a la batería Agave.

Composición	Fracción Mol.
H ₂ S	0.01760
CO ₂	0.02200
N ₂	0.00380
C ₁	0.74330
C ₂	0.07790
C ₃	0.03280
iC ₄	0.00650
nC ₄	0.01320
iC ₅	0.00550
nC ₅	0.00730
C ₆	0.01000
C ₇ ⁺	0.06010
Total	<u>1.00000</u>

- Condiciones de presión y temperatura en la primera etapa de la batería Agave:

$$P = 1\ 181\ \text{lb/pg}^2 \quad T = 169^\circ\text{F}$$

- Se consideró un gasto de gas en la primera etapa de:

$$q_g = 30\ \text{MM pie}^3/\text{día}$$

que es el que se procesa en la unidad de separación a baja temperatura.

- Temperatura de operación requerida en el separador a baja temperatura.

$$T_{\text{SBT}} = 32^\circ$$

Los cálculos que se realizan son: (16)

- a. De las técnicas de enfriamiento:
 - a.1 Abatimiento de presión, que se requiere para el enfriamiento por expansión.
 - a.2 Carga de refrigerante, que se requiere en el sistema de refrigeración mecánica.
- b. Cálculo de los requerimientos de dietilen-glicol.
- c. Determinación de la cantidad de condensados -- que se obtienen de la corriente de gas separada en la primera etapa.

De las técnicas de enfriamiento:

Si el enfriamiento se realiza por expansión del gas, se determina el abatimiento de presión requerido. Previamente a esta determinación, se requiere suponer una presión de operación en el sepa-

rador a baja temperatura, necesaria para los cálculos del abatimiento de presión, lo que implica que el método a utilizar es de ensaye y error, hasta -- que la presión de operación en el SBT calculada, -- sea igual a la supuesta.

Asimismo es necesario calcular la temperatura a la salida del intercambiador de calor, punto D de la figura VI.1. Esto se realiza mediante un balance de energía en el intercambiador, determinando la en talpía en los puntos: A, C, D y en el SBT.

Cálculos:

Con el análisis composicional del nozo Agave-71, se efectuó una separación instantánea (*) a las condiciones de la primera etapa ($p = 1181 \text{ lb/pg}^2$ y $T = 169^\circ\text{F}$), cuyos resultados se presentan en la tabla VI.1 (**).

De la separación instantánea, se obtuvo la -- composición del gas que sale del separador de tres-fases, con esta composición y estimando una presión de operación en el SBT de 100 lb/pg^2 , se realizó -- una segunda separación a las siguientes condiciones de presión y temperatura: $p = 100 \text{ lb/pg}^2$ y $T = 32^\circ\text{F}$, la cual se presenta en la tabla VI.2.

(*) La determinación de las separaciones instantáneas así como el volumen molar y peso molecular de las fases a las diferentes condiciones, se obtuvieron con un programa implementado en el Instituto Mexicano del Petróleo, el cual se basa en la ecuación de Peng-Robinson.

(**) Las tablas correspondientes se encuentran al final del capítulo.

Con la composición del gas a la salida del separador de tres fases, se determinó su peso molecular medio que fué de 20.617. Tabla VI.3.

Entalpía en el punto A. (gas separado en la primera etapa).

Dado que Entalpía (BTU/mole) = Entalpía (BTU/lb) X P.M. (lb/mole-lb) x fracción líquida o gaseosa.

Se tiene:

$$\text{Entalpía} = 235 \text{ BTU/lb (de fig. VI.2)}$$

$$@ p = 1195.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs y } T = 169^\circ\text{F.}$$

Por tanto:

$$\begin{aligned} \text{Entalpía en A} &= 235 \text{ BTU/lb} \times 20.6174 \text{ (lb/mole-lb)} \\ &\quad \times 1.00000 \text{ (mole-gas/mole-mezcla)}. \\ &= 4845.089 \text{ BTU/mole.} \end{aligned}$$

Entalpía del gas en el SBT. (gas después de la expansión).

Se tiene:

$$\text{Entalpía} = 193 \text{ BTU/lb (de fig. VI.3)}$$

$$@ p = 114.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs. y } T = 32^\circ\text{F}$$

Por tanto:

$$\begin{aligned} \text{Entalpía en SBT.} &= 193 \text{ BTU/lb} \times 20.2423 \text{ (lb/mole-lb)} \\ &\quad \times 0.995422 \text{ (mole-gas/mole mezcla)} \\ &= 3889.0132 \text{ BTU/mole.} \end{aligned}$$

Dado que existe el efecto de disipación de calor en el intercambiador, éste no desarrolla una eficiencia del 100%, como sucede teóricamente, por lo que se considera que la temperatura de la corriente de gas en el punto C, no alcanza la temperatura

Tomadas del Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association.
Ninth Edition, 1972.

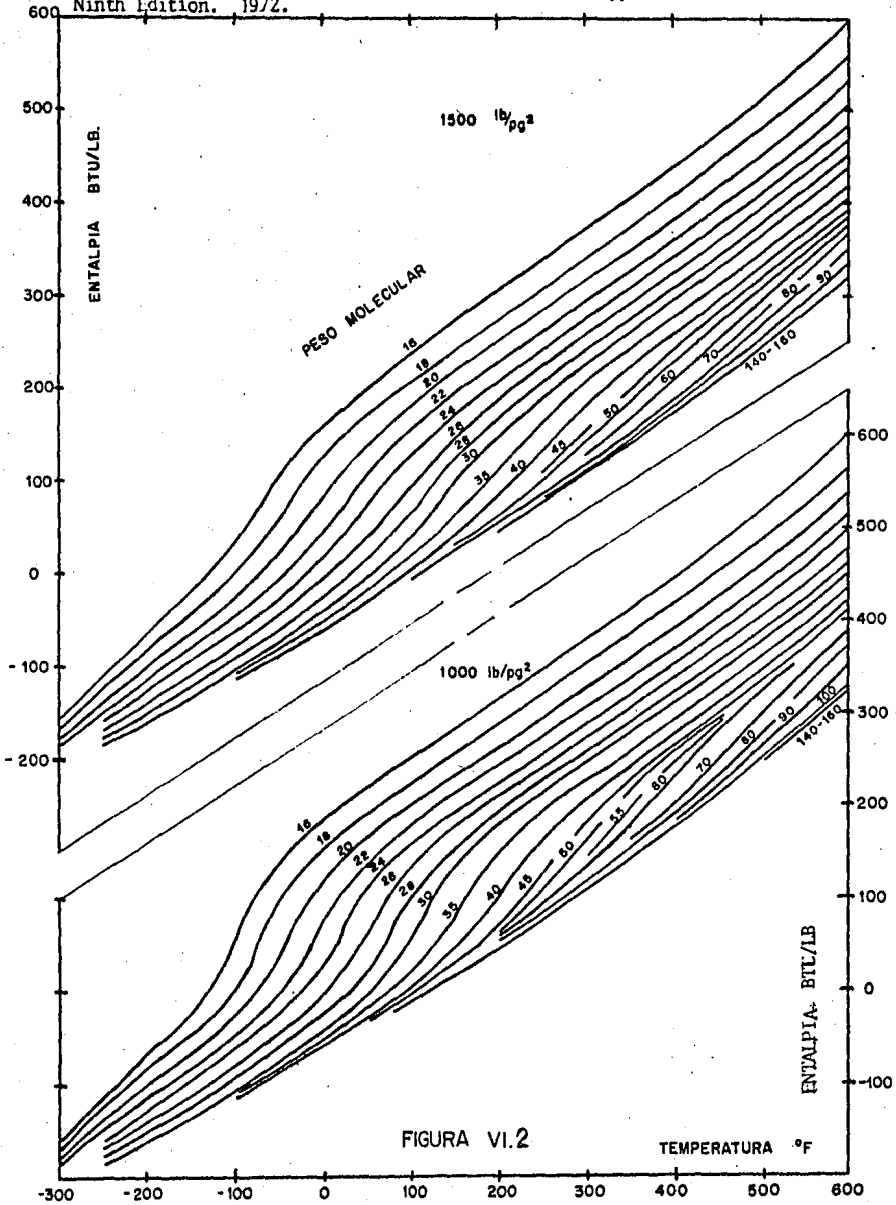


FIGURA VI.2

TEMPERATURA °F

DETERMINACION DE LA ENTALPIA DE HIDROCARBUROS GASEOSOS

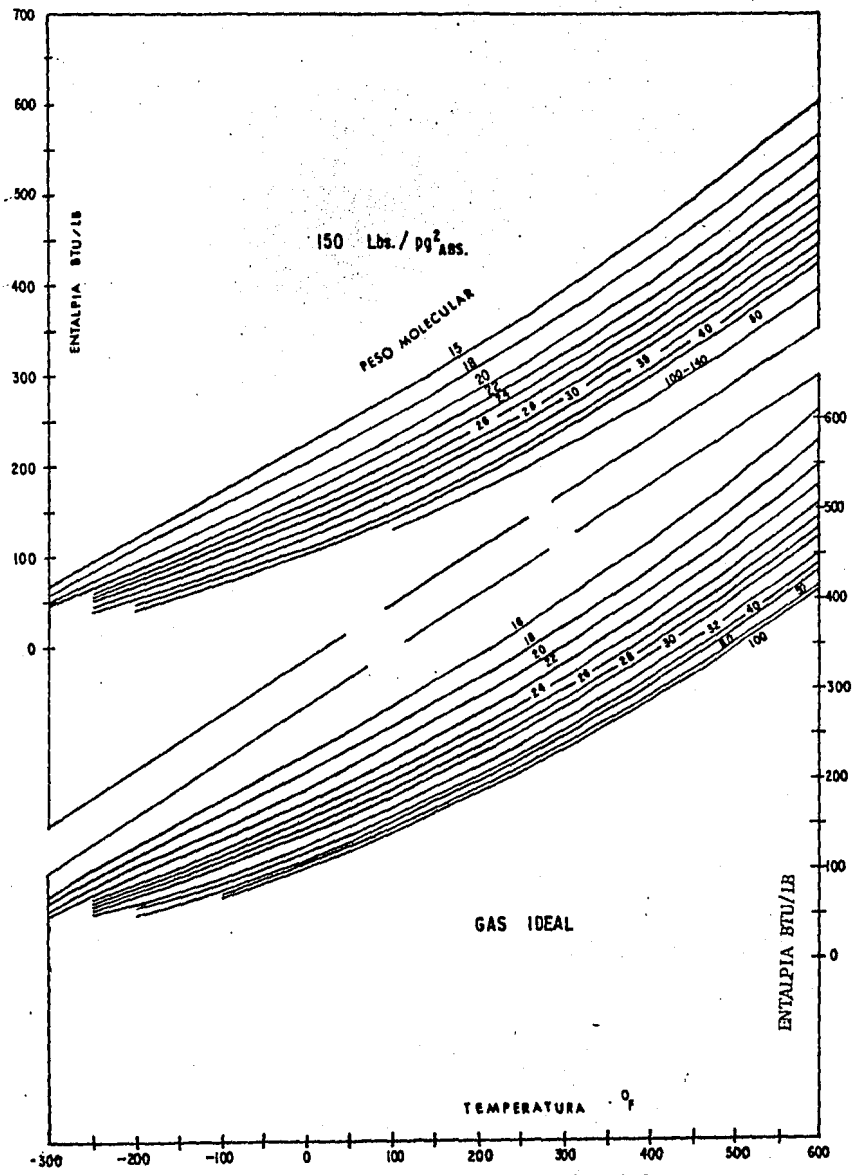


FIG. VI. 3 .- ENTALPIA DE HIDROCARBUROS GASEOSOS.

tura de 169°F. y por tanto se estima que sólo alcanza una temperatura de 60°F.

Por lo que se tiene:

$$\begin{aligned} \text{Entalpía} &= 220 \text{ BTU/lb (de fig. VI.3)} \\ @p &= 114.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs y } T = 60^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Por tanto:

$$\begin{aligned} \text{Entalpía en C} &= 220 \text{ (BTU/lb)} \times 20.2423 \text{ (lb/mole-lb)} \text{ --} \\ &\quad \times 0.995422 \text{ (mole-gas/mole-mezcla)} \\ &= 4432.9188 \text{ BTU/mole.} \end{aligned}$$

De donde el incremento de entalpía en el gas al pasar del SBT a el punto C, a través del intercambiador es:

$$\begin{aligned} \text{Entalpía en C} - \text{Entalpía en SBT} &= \\ 4432.9188 \text{ BTU/mole} - 3889.0132 \text{ BTU/mole} &= \\ 544 \text{ BTU/mole.} \end{aligned}$$

Entalpía en el punto D. (gas proveniente del intercambiador, despreciando el efecto del condensado que se obtiene al bajar la temperatura):

$$\begin{aligned} \text{Entalpía en D} &= \text{Entalpía en A} - \text{incremento de ental-} \\ &\quad \text{pía} \\ &= 4845.089 \text{ BTU/mole} - 544 \text{ BTU/mole} \\ &= 4301.089 \text{ BTU/mole.} \end{aligned}$$

Por lo que la entalpía en BTU/lb en el punto D de la figura VI, es:

$$\begin{aligned} \text{Entalpía en D (BTU/lb)} &= \frac{\text{Entalpía (BTU/mole-lb)}}{\bar{M}} \text{ (lb/mole-lb)} = \\ &= \frac{4301.089}{20.617} = 208.61 \end{aligned}$$

Determinación de la temperatura de la corriente de gas en D.

De figura VI.2 y con los datos de entalpía en D=208.6102 BTU/lb y $\bar{P}M = 20.6174$ lb/mol-lb, se obtiene: Temperatura en D = 110°F.

Determinación del decremento de presión que se requiera para alcanzar la temperatura de 32°F.

Se utilizaron las gráficas de Lawton, L. - - Lawrance como sigue:

Decremento de temperatura en

$$\begin{aligned} \text{SBT} &= \text{Temperatura en D-Temperatura de operación.} \\ &= 110^\circ\text{F} - 32^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\Delta T_{\text{SBT}} = 78^\circ\text{F}$$

Si a la salida del intercambiador hay una presión $p_1 = 1171$ lb/pg₂, de la figura IV.3 se observa que para este valor y $\bar{P}M = 20.617$, se tiene: $T_1 = -66^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} \text{Por tanto } T_2 &= T_1 - \Delta T_{\text{SBT}} = -66^\circ\text{F} - 78^\circ\text{F} = \\ &= -144^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Entrando a la figura IV.3, con esta temperatura y el mismo peso molecular, se obtiene:

$$P_2 \approx 95 \text{ lb/pg}_2$$

Que es la presión de operación del SBT calculada, y como es aproximadamente igual a la supuesta, $p_{\text{SBT}} = 100^\circ\text{F}$, se considera correcta.

Si se requiere mayor precisión, entonces la presión calculada será la supuesta y se repite el procedimiento.

Por tanto el decrecimiento de presión que se requiere a la entrada del SBT es:

$$\begin{aligned}\Delta P_{\text{SBT}} &= P_1 - P_2 = 1171 \text{ lb/pg}^2 - 95 \text{ lb/pg}^2 \\ &= 1076 \text{ lb/pg}^2\end{aligned}$$

Carga de refrigerante que se requiere en el sistema de refrigeración mecánica.

Para este caso se realizó un balance de energía en el intercambiador, enseguida se obtuvieron las entalpías a la entrada y a la salida del sistema de refrigeración mecánica; y de su diferencia, la carga de refrigerante necesaria.

Cálculos.

Determinación de las entalpías en los puntos A, B, C y D de la figura VI.1

Con el análisis composicional del gas que sale del separador de la primera etapa, se efectuó una separación instantánea a las condiciones de $p = 1171 \text{ lb/pg}^2$ y $T = 32^\circ\text{F}$, la cual se presenta en la tabla VI.4.

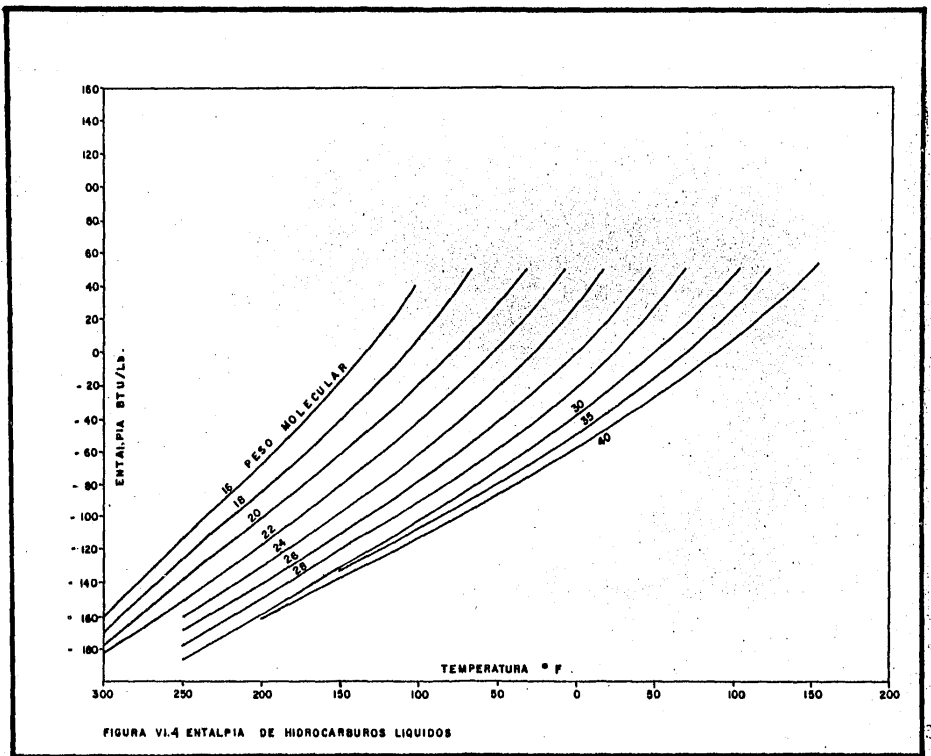
Entalpía en el punto A. (gas separado en la primera etapa).

Entalpía = 4845.089 BTU/mole (del caso por expansión)

Entalpía en el punto B (corriente de hidrocarburos a la salida del sistema de refrigeración).

Entalpía del gas = 160 BTU/lb (de fig VI.2)
@ $p = 1185.7 \text{ lb/pg}^2$ abs. $T = 32^\circ\text{F}$

Entalpía del líquido = -38 BTU/lb (de Fig. VI.4)
@ $p = 1185.7 \text{ lb/pg}^2$ abs, $T = 32^\circ\text{F}$



Por tanto:

$$B_1 = \text{Entalpía del gas} = 160 \text{ (BTU/lb)} \times 19.794 \text{ (lb/mole-lb)} \times 0.965027 \text{ (mole-gas/mole-mezcla)}$$

$$= 3056.28 \text{ BTU/mole.}$$

$$B_2 = \text{Entalpía del líquido} = -38 \text{ (BTU/lb)} \times 43.329 \text{ (lb/mole-lb)} \times 0.034973 \text{ (mole-líquido/mole-mezcla)}$$

$$= -57.583 \text{ BTU/mole.}$$

$$\text{Entalpía total en el punto B} = 3056.28 \text{ BTU/mole}$$

$$- 57.583 \text{ BTU/mole.}$$

$$= 2998.69 \text{ BTU/mole.}$$

Por el motivo explicado en el caso de enfriamiento por expansión, se consideró que la corriente de gas seco en el punto C, solo alcanza una temperatura de 60°F, por lo que:

Entalpía en el punto C

$$\text{Entalpía} = 180 \text{ (BTU/lb)} \text{ (de fig VI.2)}$$

$$\text{@ } p = 1171 \text{ lb/pg}^2 \text{ y } T = 32^\circ\text{F.}$$

Por tanto:

$$\text{Entalpía en C} = 180 \text{ (BTU/lb)} \times 19.974 \text{ (lb/mole-lb)}$$

$$\times 0.965027 \text{ (mole-gas/mole-mezcla)}$$

$$= 3438.31 \text{ BTU/mole.}$$

Entonces se tiene que el incremento de entalpía que se tiene en el gas, al ir del punto B₁ al punto C, a través del intercambiador es:

$$\text{Entalpía en C} - \text{Entalpía en B}_1$$

$$= 3438.31 \text{ BTU/mole} - 3056.28 \text{ BTU/mole}$$

$$= 382.03 \text{ BTU/mole.}$$

Entalpía en el punto D (corriente de gas a la entrada del sistema de refrigeración mecánica).

$$\begin{aligned} \text{Entalpía en D} &= \text{Entalpía en A} - \text{incremento de Entalpía en B}_1 \\ &= 4845.089 \text{ BTU/mole} - 382.03 \text{ BTU/mole} \\ &= 4463.059 \text{ BTU/mole} \end{aligned}$$

Por lo que el decremento de entalpía necesario en el sistema de refrigeración mecánica es:

$$\begin{aligned} \text{Entalpía a la entrada del sistema} - \text{Entalpía a la salida del sistema} \\ &= 4463.059 \text{ BTU/mole} - 2998.69 \text{ BTU/mole} \\ \Delta H &= 1464.369 \text{ BTU/mole.} \end{aligned}$$

Si para un gasto de 30 MMpie³/día se obtienen 79072 moles/día, entonces:

$$\begin{aligned} (1464.369 \text{ BTU/mole} \times 79072 \text{ mole/día}) / (24 \text{ hr/día}) \\ = 4.8246077 \times 10^6 \text{ BTU/hr.} \end{aligned}$$

Como una tonelada de refrigerante equivale a 12000 BTU/hr.

Se tiene que la carga de refrigerante necesario es:

$$(4.8246077 \times 10^6 \text{ BTU/hr}) / (12000 \text{ BTU/hr}) = 402.05 \text{ TON. de refrigerante.}$$

Cálculo de los Requerimientos de Dietilen-Glicol-- (DEG).

A fin de deshidratar el gas y prevenir la -- formación de hidratos, se recomienda utilizar el dietilen-glicol, con el cual se obtiene la ventaja de que se evita el manejo de flujidos densos y viscosos, dado que se tienen bajas temperaturas de -- operación en el sistema. En la figura VI.3 se muestra la curva de puntos de ebullición para mezclas--

de dietilen-glicol y agua. En esta se observa un repentino incremento de la temperatura de ebullición para concentraciones mayores del 90%, por lo que se recomienda que la concentración de dietilen-glicol, no sea mayor que este valor.

La finalidad principal del empleo del dietilen glicol, es remover el agua y prevenir la formación de los hidratos a bajas temperaturas. Sin embargo se debe de tener la certeza que la concentración de glicol sea tal que se prevenga su congelamiento; en la figura VI.4, se observa que la temperatura de congelamiento del dietilen-glicol puro -- (100%) es de 17°F.

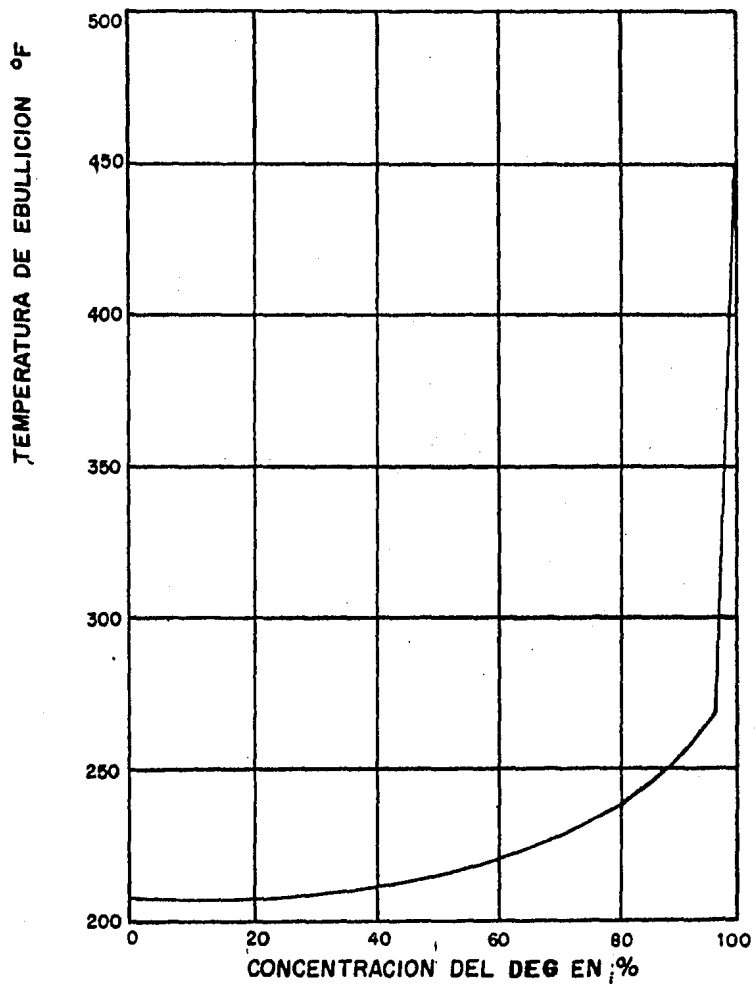
Considerando el enfriamiento por expansión.

Dado que la corriente de gas adquiere después de su expansión una temperatura de 32°F y considerando además el efecto del enfriamiento de la carcaza del SBT, se estimó que la temperatura de operación en el SBT es seguramente más baja, por lo que se consideró que la temperatura real es de 22°F. De la figura VI.4, se observa que la concentración de dietilen-glicol no debe de ser menor de 18% a 22°F para evitar su congelamiento; asimismo, en la figura VI.3 se observa que con una concentración de dietilen-glicol del 50%, se tiene una temperatura de ebullición aproximada de 220°F, adecuada para lograrse con el sistema de regeneración. Con esto se estableció que la solución rica de dietilen-glicol que se va a alimentar es de 50%, mientras que la pobre es de 20%.

Cálculos:

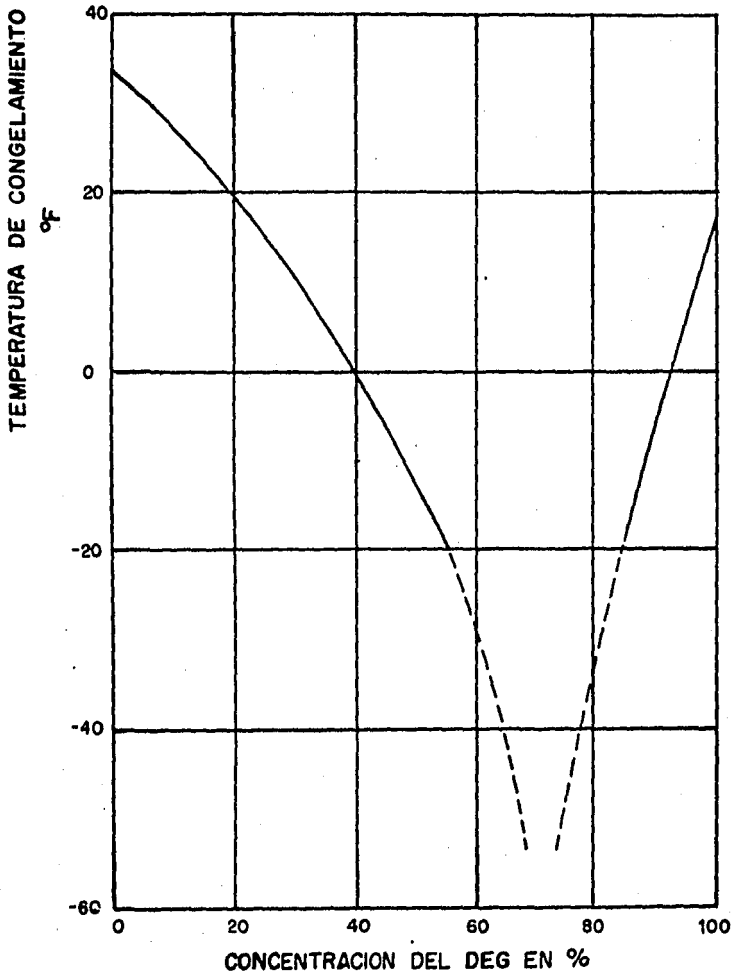
En 1 lb de solución al 50% de DEG se tiene una mezcla de: 0.50 lb de DEG+0.50 lb de H₂O

FIGURA VI.3



CURVA DE EBULLICION DE LA MEZCLA DEL -
DIETILEN-GLICOL Y AGUA.

FIGURA VI.4



CURVA DE CONGELAMIENTO DE LA MEZCLA DE DEG
Y AGUA

De la cuál se puede generar una mezcla al 20% de DEG:

$$0.50/0.20 = 2.50 \text{ lb}_m \text{ de mezcla de DEG al 20\%}$$

que esta formada por:

$$0.50 \text{ lb}_m \text{ de DEG al 20\%} + 2.00 \text{ lb}_m \text{ de H}_2\text{O}$$

Por tanto 1 lbm de mezcla de DEG al 50%, - tiene capacidad de absorber:

$$2.0 - 0.5 = 1.5 \text{ lb}_m \text{ de H}_2\text{O}$$

Quedando una mezcla pobre al 20%.

De figura VI.5⁽¹⁷⁾ se obtiene que:

A 169°F y 1196 lb/pg² abs, el máximo contenido de vapor de agua en el gas es: 290 lbm de H₂O/MM³ pie³.

A 32°F y 115 lb/pg² abs, el máximo contenido de vapor de agua en el gas es: 40 lbm de H₂O/MM³ pie³.

Por lo que se condensarán:

$$290 - 40 = 250 \text{ lb}_m \text{ H}_2\text{O/MM}^3 \text{ pie}^3$$

al someter la corriente de gas a expansión.

Por lo tanto el requerimiento total de circulación de dietilen-glicol es:

$$\text{Requerimiento de DEG} = \frac{250}{1.5} = 167 \text{ lb}_m \text{ de mezcla del DEG al 50\%/MM}^3 \text{ pie}^3$$

Y la cantidad de DEG puro requerida es

$$= 167 \times 0.5 = \frac{83.5 \text{ lb}_m}{\text{MM}^3 \text{ pie}^3}$$

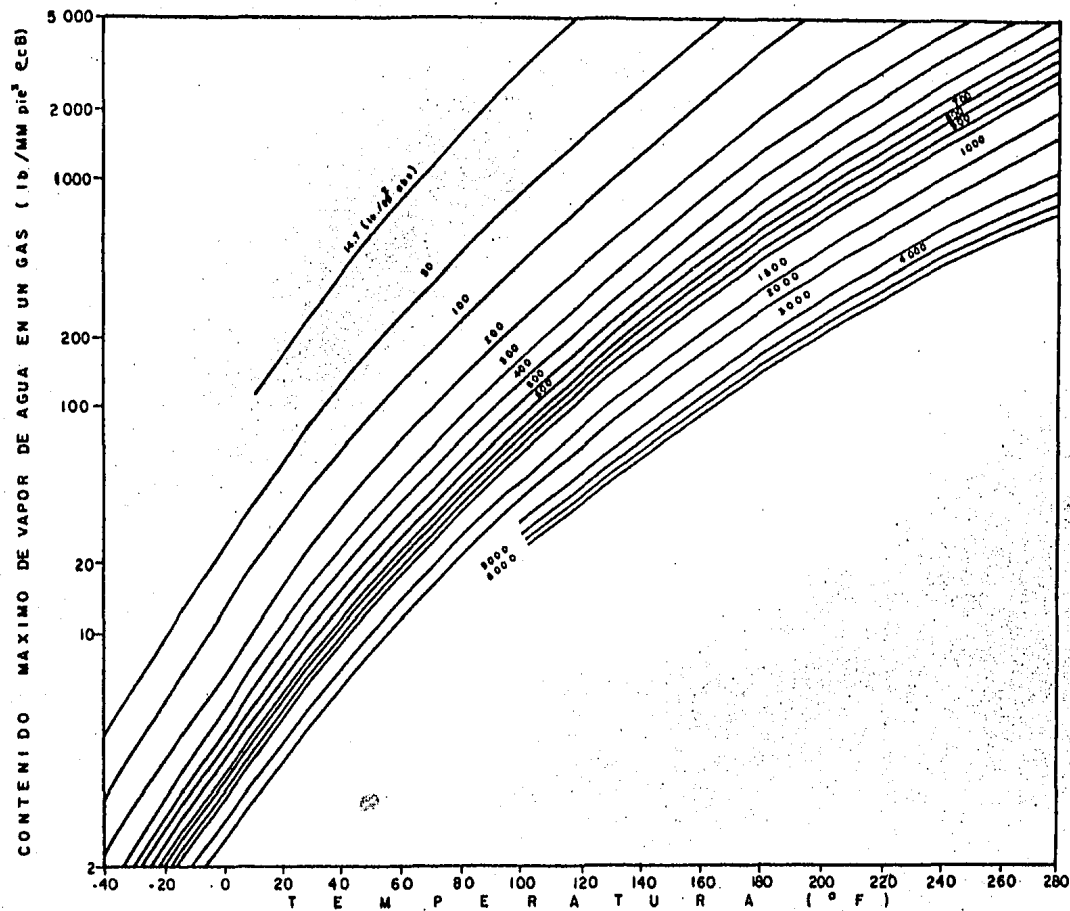


FIG. VI-5

Grafica para determinar la maxima cantidad de vapor de agua en un gas en función de su presión y temperatura.

Si se tiene que la densidad del DEG=9.326 lbm/gal.
 Se tendrá que manejar un gasto de:
 $(83.5 \text{ lbm/MM pie}^3 / 9.326 \text{ lb}_m/\text{gal}) = 8.95 \text{ gal/MM pie}^3$.

Lo que implica que para el gasto de gas de --
 30 MM.pies³/día se requerirá una circulación de - -
 dietilen-glicol rico de:

$30 \text{ MM pie}^3/\text{día} \times 8.95 \text{ gal/MM pie}^3$,

o sea: 268.60 gal/día.

Considerando el enfriamiento por refrigeración me--
 cánica.

Tomando en cuenta que se tiene la -
 misma temperatura de operación en el SBT, también -
 se estimó una circulación de dietilen-glicol rico -
 al 50% y una de dietilen-glicol pobre al 20%. En es-
 ta forma, una lb de solución de DEG al 50% absorbe-
 1.50 lbm de agua.

De la figura VI.5, se obtiene que:

A 169°F y 1196 lb/pg₂ abs, el máximo contenido de -
 vapor de agua en el gas es: 290 lbm de H₂O/MM pie³.

A 32°F y 1186 lb/pg₂ abs, el máximo contenido
 de vapor de agua en el gas es: 5 lbm de H₂O/MM Pie³

Por lo que se condensarán:
 $290 - 5 = 285 \text{ lbm de H}_2\text{O/MM pie}^3$.

Al someter el gas a enfriamiento mecánico.

Por lo tanto el requerimiento total de circu-
 lación de dietilen-glicol es:

$(285 \text{ lb}_m \text{ de H}_2\text{O}) / (1.50 \text{ lb}_m \text{ de H}_2\text{O}) = 190 \text{ lbm de solución}$
 del DEG al 50%/MM pie³

Y la cantidad de DEG puro requerida es = 190-
 $\times 0.5 = 95 \text{ lbm/MM pie}^3$.

Dado que la densidad del DEG es 9.326 lb/gal, se tendrá que manejar un gasto de: 95 lbm/MM pie³/.
 9.326 lbm/gal = 10.19 gal/MM pie³.

Lo que implica que para el gasto de 30 MM - - pies³/día, se requerirá una circulación de glicol - rico de:

$$30 \text{ MM pies}^3/\text{día} \times 10.19 \text{ gal/MM pie}^3.$$

o sea: 305.70 gal/día.

Determinación de la Cantidad de Condensados - Recuperados de la Corriente de Gas Separada en la - Primera Etapa.

Considerando el enfriamiento por expansión.

Desarrollando la fórmula para obtener bl/MM--pie³ dado el volumen molar y el número de moles de líquido se tiene:

$$\text{VOL} \left(\frac{\text{bl}}{\text{pie}^3} \right) = \text{VOL. MOL.} \left(\frac{\text{lt}}{\text{gr-mole}} \right) 454 \left(\frac{\text{gr-mole}}{\text{lb-mole}} \right) \frac{1}{159}$$

$$\left(\frac{\text{bl}}{\text{lt}} \right) \frac{1}{379} \left(\frac{\text{lb-mole}}{\text{Pie}^3} \right) L$$

donde:

L=número de moles separados de líquido por cada -- mol de alimentación al SBT.

Por tanto:

$$\begin{aligned} \text{bl/MM pie}^3 &= 7534 \times 10^{-6} (\text{VOL.MOL.}) \times L \times 10^6 \\ &= 7534 (\text{VOL.MOL.}) \times L \end{aligned}$$

Por lo que se obtiene:

$$\begin{aligned} \text{bl. recuperados} &= 7534 (0.1375) * x 0.004578 * = \\ &4.7424 \text{ Bl/MM pie}^3. \end{aligned}$$

* Valores obtenidos mediante el programa de separación instantánea gas-líquido del IMP.

Para un gasto de 30 MM pies³/día:

Rec. de condensados=4.7424X30=142.27 bl/día.

Considerando el enfriamiento con sistema de refrigeración mecánica.

Aplicando la fórmula para obtener bl/MMpie se se tiene:

bl recuperados=7534(0.0778)* x 0.034973*=20.4992 bl/MM pie³.

Para un gasto de 30 MM pies³/día:

Rec. de condensados=20.4992x30=615 bl/día.

Para ambas técnicas de enfriamiento se debe de tomar en cuenta que los condensados recuperados no se encuentran estabilizados, por lo que es necesario procesarlos mediante una torre de estabilización.

A continuación se presenta un resumen de las determinaciones realizadas:

.../

* Valores obtenidos mediante el programa de separación instantánea gas-líquido del IMP.

Procesamiento de la corriente de gas se parado en primera etapa.

	Enfriamiento	
	Por expansión	Sist. ref. mecánica:
Presión inicial (lb/pg ²)	1181	1181
Temperatura inicial (°F)	169	169
Presión final (lb/pg ²)	100	1171
Temperatura final (°F)	32	32
Δp requerido en SBT (lb/pg ²)	1076	-
Requerimientos de carga de refrigerante (TON).	-	402.05
Requerimientos de dietilen glicol puro (gal/día)	268.60	305.70
Recuperación de condensados (bl/día)	142.27	615.0
Gasto de gas alimentado (MM pies ³ /día)	30.0	30.0

Al observar los resultados anteriores, se hace patente que de la implementación del sistema de separación a baja temperatura para procesar la corriente de gas proveniente del separador de la primera etapa, se obtienen las siguientes ventajas:

- Mayor recuperación de hidrocarburos líquidos.
- El gas que sale del SBT tiene un mayor grado de estabilización, con lo que se logra: abatir el número de corridas de "diablos" en gasoductos, menor corrosión, reducir la posibilidad de formación de incrustaciones o de hidratos en las líneas de distribución y mayor eficiencia de las compresoras o turbinas para manejar el gas.

Comparando las técnicas de enfriamiento utilizadas en el sistema de separación a baja temperatura, se tiene que:

- El enfriamiento por expansión requiere de una mayor capacidad del sistema de compresión, ya que el gas separado se obtiene a baja presión en tanto el mecánico no necesita de compresión, sin embargo es imprescindible la implementación de equipo adicional.
- Con el enfriamiento mecánico, se obtiene una mayor recuperación de condensados, sin embargo tienen menor grado de estabilización que los obtenidos en el enfriamiento por expansión.
- El enfriamiento mecánico requiere de un mayor volumen de dietilen-glicol puro, que el enfriamiento por expansión.

TABLA VI.1

DETERMINACION DE LA SEPARACION
 INSTANTANEA A $p = 1181 \text{ lb/pg}^2$,
 $T = 169^\circ\text{F}$

COMPOSICION	FRACCION MOL	L = 0.125496	V = 0.874504	
		Ki	Xi	Yi
H ₂ S	0.01760	0.95963	0.01824	0.01751
CO ₂	0.02200	1.97745	0.01186	0.02345
N ₂	0.00380	7.81951	0.00055	0.00427
C ₁	0.74330	3.48875	0.23401	0.81638
C ₂	0.07790	1.22668	0.06501	0.07975
C ₃	0.03280	0.58683	0.05136	0.03014
iC ₄	0.00650	0.35392	0.01494	0.00529
nC ₄	0.01320	0.28262	0.03542	0.01001
iC ₅	0.00550	0.16928	0.02011	0.00340
nC ₅	0.00730	0.14244	0.02919	0.00416
C ₆	0.01000	0.07405	0.05256	0.00389
C ₇ ⁺	0.06010	0.00374	0.46673	0.00175
TOTAL	1.00000		1.00000	1.00000

TABLA VI.2

DETERMINACION DE LA SEPARACION INSTANTANEA
 $A_p = 100 \text{ lb/pg}^2$, $T = 32^\circ\text{F}$

COMPOSICION	FRACCION MOL	L = 0.004578		V = 0.995422	
		Ki	Xi	Yi	
H ₂ S	0.01751	2.08171	0.00843	0.01755	
CO ₂	0.02345	6.92174	0.00340	0.02354	
N ₂	0.00427	83.90390	0.00005	0.00429	
C ₁	0.81638	22.70524	0.03611	0.81997	
C ₂	0.07975	2.85448	0.02802	0.07999	
C ₃	0.03014	0.69153	0.04349	0.03008	
iC ₄	0.00529	0.23148	0.02251	0.00521	
nC ₄	0.01001	0.15218	0.06414	0.00976	
iC ₅	0.00340	0.05538	0.05694	0.00315	
nC ₅	0.00416	0.03858	0.09679	0.00373	
C ₆	0.00389	0.01030	0.26238	0.00270	
C ₇ ⁺	0.00175	0.00003	0.37999	0.00001	
TOTAL	1.00000		1.00000	1.00000	

TABLA VI.3
 DETERMINACION DEL PESO MOLECULAR MEDIO A
 $p = 1181 \text{ lb/pg}^2, T = 169^\circ\text{F}$

COMPOSICION	FRACCION MOL	M_i	FRACCION MOL X M_i
H ₂ S	0.01751	34.076	0.5966708
CO ₂	0.02345	44.010	1.0320345
N ₂	0.00427	28.013	0.1196155
C ₁	0.81638	16.043	13.0971840
C ₂	0.07975	30.070	2.3980825
C ₃	0.03014	44.097	1.3290836
iC ₄	0.00529	58.124	0.3074760
nC ₄	0.01001	58.124	0.5818212
iC ₅	0.00340	72.151	0.2453134
nC ₅	0.00416	72.151	0.3001482
C ₆	0.00389	86.178	0.3352324
C ₇ ⁺	0.00175	157.000	0.2747300
			$\overline{PM} = 20.6174120$

TABLA VI.4
 DETERMINACION DE LA SEPARACION INSTANTANEA A
 $p = 1171 \text{ lb/pg}^2$, $T = 32^\circ\text{F}$

COMPOSICION	FRACCION MOL	L = 0.034973		V = 0.965027	
		Ki	Xi	Yi	
H ₂ S	0.01751	0.48948	0.03451	0.01689	
CO ₂	0.02345	1.05542	0.02226	0.02349	
N ₂	0.00427	4.97959	0.00080	0.00439	
C ₁	0.81638	2.11042	0.39410	0.83169	
C ₂	0.07975	0.60499	0.12888	0.07797	
C ₃	0.03014	0.25599	0.10688	0.02736	
iC ₄	0.00529	0.13830	0.03141	0.00434	
nC ₄	0.01001	0.10608	0.07288	0.00773	
iC ₅	0.00340	0.05887	0.03704	0.00218	
nC ₅	0.00416	0.04690	0.05185	0.00243	
C ₆	0.00389	0.02125	0.07011	0.00149	
C ₇ ⁺	0.00175	0.00063	0.04918	0.00003	
TOTAL	1.00000		1.00000	1.00000	

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1.- El éxito de la aplicación del sistema de separación a baja temperatura en otros países, da lugar a considerar la posibilidad de su uso en las baterías de recolección de los yacimientos de gas y condensados del Sureste del país, ya que al obtener una mayor recuperación de hidrocarburos líquidos es factible incrementar los beneficios económicos.

2.- Con la utilización del proceso de separación a baja temperatura, además de aumentar la recuperación de hidrocarburos líquidos, el gas separado tiene mayor grado de estabilización obteniéndose -- ventajas tales como: menor número de corridas de "diablos" en gasoductos y abatimiento de las posibilidades de corrosión e incrustaciones en el sistema para el transporte del gas. Estos aspectos de -- operación, también hace atractivo el uso de los -- sistemas a baja temperatura.

3.- Se ha observado que en la mayoría de los yacimientos de la zona Sureste del país, la presión declina rápidamente, por lo que resultaría más adecuada la utilización de un sistema de separación a baja temperatura con enfriamiento mecánico, dado -- que en estas condiciones el enfriamiento por expansión no se puede realizar.

4.- Dado que los hidrocarburos líquidos recuperados del sistema de separación a baja temperatura no se encuentran estabilizados, pueden sufrir -- pérdidas sustanciales por vaporización, por lo que se concluye que es necesario el empleo de un estabilizador de fácil operación, para ajustar la presión de vapor Reid de los condensados requerida.

5.- De los resultados obtenidos del ejemplo de aplicación que se presenta en este trabajo, considerando la alternativa de la unidad de separación a baja temperatura, para procesar el gas de la primera etapa de la batería Agave se observa que, -- independientemente del sistema de enfriamiento, se

puede obtener una recuperación adicional de condensados no estabilizados en el rango de 5 a 20 barriles por millón de pie cúbico de gas.

6.- En la actualidad la industria petrolera del país no cuenta con la suficiente capacidad para el manejo y procesamiento de los condensados recuperados, situación que origina su desaprovechamiento. Sin embargo, es necesario establecer políticas para aliviar esta eventualidad, ya que los condensados son los hidrocarburos de más alto valor comercial.

N O M E N C L A T U R A

SIMBOLOS

UNIDADES

C	Volumen de una mol cond. base	Pies ³ /mole-lb
K	Relación de equilibrio y _i /x _i	
E	Energía interna	Cal.
ΔE	Cambio de energía interna	Cal.
H	Entalpía	BTU/mole-lb
L	Número total de moles de líquido en equilibrio	
M	Masa molecular	lb/mole-lb
PM	Masa molecular media	lb/mole-lb
n	Número de moles	
Pb	Presión de burbujeo	lb/pg ² abs.
Pi	Presión inicial del yacimiento	lb/pg ² abs.
Pk	Presión de convergencia	lb/pg ² abs.
Pr	Presión de rocío	lb/pg ² abs.
Ps	Presión de separación	lb/pg ² abs.
q _g	Gasto de gas	MMPCS/día
Q	Calor	cal.
R	Relación gas-aceite instantánea	pies ³ /pies ³
Rs	Razón gas disuelto-aceite o de solubilidad	pies ³ /pies ³
Tb	Temperatura de burbujeo	°F
Tr	Temperatura de rocío	°F
Ts	Temperatura de separación	°F
Ty	Temperatura del yaci- miento	°F
V	Volumen	pies ³
V	Número total de moles de gas en equilibrio	
W	Trabajo	cal.
x	Fracción molar de la fase líquida	
y	Fracción molar de la fase gaseosa	
Z	Factor de desviación o de compresibilidad	

SIMBOLOS

UNIDADES

z	Fracción molar de la alimentación	
ρ_m	Densidad de la mezcla	lb/pe ³
μ	Coefficiente de Joule-Thompson	°F/lb/pg ²

R E F E R E N C I A S

1. Méndez, L.T. y Trejo M.O. "Comportamiento de los Fluidos Ante el Agotamiento de la Presión-Area Mesozoica Chiapas-Tabasco-Campeche". IMP, 1983.
2. Fernández S. Juan Carlos y Sivori O. Hugo. "Explotación de Yacimientos de Condensados de Alta Presión en la Provincia de Salta". Trabajo presentado en la XL Reunión de Expertos de la Arpel. Neuquén, Marzo 1981.
3. Méndez, L.T. y Teyssier, S.J. "Caracterización de Fluidos de Yacimientos Petroleros". Instituto Mexicano del Petróleo, 1979.
4. J. Mapes, George. "The Low Temperature Separation Unit". World Oil. Enero de 1960.
5. Maddox, R.N. "Lease Processing of Natural Gas and Natural-Gas Liquids". The Oil and Gas - Journal: Enero de 1963.
6. The University of Texas. "Field Handling of Natural Gas". Petroleum Extension Service. Diciembre de 1969.
7. Apuntes de "Fisicoquímica y Termodinámica". Facultad de Ingeniería. UNAM.
8. Aguirre O. Fernando. "Termodinámica del Equilibrio". Interamericana. Primera Edición. México 1971.
9. Lawton, L. Lawrance. "Curves Give Temperature Drop for Expanding Gases". World Oil. Enero de 1984.

10. Jennings, H. Burgess And Lewis, R. Samuel. - "Aire Acondicionado y Refrigeración". CECSA.- Segunda Edición, 1979.
11. Treybal, E. Robert. "Operaciones de Transferencia de Masa". Mc Graw-Hill. Segunda Edición, México 1980.
12. Campbell, M. John. "Gas Conditioning and Processing". International Petroleum Institute.- Second Edition. USA 1970.
13. Campbell, M. John. "Elements of Field Processing". Reprint Series The Oil and Gas Journal. 1954.
14. Maddox, R.N. "Column Sizing and Tray Efficiencies Nonreflux". The Oil and Gas Journal. September 28 1964.
15. Agave 71 Well "Reservoir Fluid Study". Core-Laboratories, Inc. Febrero, 1982.
16. Maddox, R.N. "Low-Temperature Separator Calculations". The Oil and Gas Journal. Mayo 6, - 1963.
17. Hetherington, C.R. "Michigan-Wisconsin Automatic Dehydraton Plant". Gas Magazine. Mayo, - 1950.