

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y MANUFACTURERA



TESIS

**ESTUDIO TÉCNICO ECONÓMICO PARA EL EMPLEO
DE GAS DESHIDRATADO COMO COMBUSTIBLE EN
REEMPLAZO DE DIESEL EN LAS OPERACIONES
PETROLERAS DE LA SELVA NORTE PERUANA**

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE "INGENIERO QUÍMICO"

**VIOLETA PANDO AVILA
FERNANDO DÍAZ CHIAPPE**

LIMA – PERU

1999

A nuestros padres,

**Su amor y apoyo incondicional
nos ayudaron a la realización
del presente trabajo.**

INDICE

INTRODUCCIÓN	7
I. RESUMEN	9
II. EXPLOTACIÓN PETROLERA EN LA SELVA NORTE PERUANA	11
2.1 Antecedentes	11
2.2 Producción petrolera en la selva norte peruana	13
2.2.1 Introducción	13
2.2.2 Producción petrolera en la selva norte peruana	14
2.3 Producción petrolera en un campo típico de la selva norte peruana	14
2.3.1 Introducción	14
2.3.2 La cadena de valor y la planeación estratégica	17
2.3.3 Características de un campo petrolero típico en la selva norte peruana	24
2.3.4 Descripción de las operaciones de producción de petróleo crudo	25
2.3.5 Composición típica del gas natural asociado en los campos de producción de la selva norte peruana	28
III. COMBUSTIBLES EMPLEADOS PARA LA GENERACIÓN DE ENERGÍA EN OPERACIONES PETROLERAS	30
3.1 Introducción a los combustibles para la generación de energía	30
3.2 Combustibles líquidos y gaseosos en las operaciones petroleras	31
3.2.1 Combustibles líquidos.- Diesel	31
3.2.1.1 Diesel	32
3.2.1.2 Motores Diesel	35
3.2.2 Combustibles gaseosos.- Gas Natural	37

3.2.2.1	Gas Natural	37
3.2.2.2	Otros combustibles gaseosos	40
IV.	GAS NATURAL: UN COMBUSTIBLE ALTERNATIVO	43
V.	TECNOLOGÍAS EXISTENTES PARA EL APROVECHAMIENTO DEL GAS NATURAL COMO COMBUSTIBLE	45
5.1	Introducción	45
5.2	Acondicionamiento del gas natural	45
5.2.1	Remoción del nitrógeno del gas natural	46
5.2.2	Remoción de compuestos de azufre y gas carbónico en el gas natural ácido "sour"	47
5.2.3	Métodos de deshidratación	50
5.2.3.1	Compresión	50
5.2.3.2	Enfriamiento	51
5.2.3.3	Adsorción con desecantes sólidos	57
5.2.3.4	Absorción con desecantes líquidos	63
5.2.3.4.1	Propiedades de los desecantes líquidos más comerciales	68
5.2.3.4.2	Selección del glicol	69
5.2.3.4.3	Cuando se utiliza el desecante sólido ó líquido	71
5.3	Problemas en plantas deshidratadoras de gas natural	72
5.3.1	Sistemas agua – hidrocarburo	72
5.3.2	Contenido de agua saturada en el gas natural	74
5.3.3	Hidratos del gas	74
5.3.3.1	Predicción de la formación del hidrato	76
5.3.3.2	Prevención de la formación del hidrato	77
5.4	Recuperación de hidrocarburos líquidos del gas natural	78

5.5	Tecnologías de secado del gas natural	87
5.5.1	Tecnología de secado mediante glicol	87
5.5.2	Tecnología de secado mediante tamices moleculares	91
5.5.3	Sistema de separación a baja temperatura "LTX"	93
5.5.4	Secado del gas natural en columnas de relleno ordenado	96
5.6	Selección de la alternativa tecnológica para el tratamiento del gas asociado	99
5.7	Recomendaciones en plantas deshidratadoras de gas natural	100
VI. DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESHIDRATACIÓN DE GAS NATURAL Y RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS LICUABLES		104
6.1	Tecnología propuesta para la deshidratación de gas natural y recuperación de condensados	104
6.2	Descripción del proceso de deshidratación de gas natural y recuperación de hidrocarburos licuables (Diagrama de flujo)	104
6.3	Bases de diseño	113
6.4	Balance de materia	116
6.5	Balance de energía	119
6.6	Especificaciones y dimensionamiento de equipos	121
VII. EVALUACIÓN ECONÓMICA		124
7.1	Factores que afectan los costos de inversión y de producción	124
7.2	Estimación de la inversión de capital	125
7.3	Estimación del costo de manufactura	125
7.4	Capital de trabajo	126
7.5	Financiamiento	130
7.6	Estado de Ganancias y Pérdidas Proyectado	130

7.7	Flujo de Caja Proyectado	130
7.8	Criterios de evaluación de inversiones	130
VIII.	MEDIO AMBIENTE: ECOLOGÍA Y SOCIEDAD	134
8.1	Efectos en la ecología	135
8.2	Efectos en la sociedad	137
IX.	OBSERVACIONES	139
X.	RECOMENDACIONES	140
XI.	CONCLUSIONES	141
XII.	REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA	144
XIII.	ANEXOS	149

INTRODUCCIÓN

En la industria petrolera, el gas natural asociado al petróleo obtenido en los campos de producción, es un recurso energético disponible para su uso como combustible ya que presenta ventajas frente a los combustibles líquidos y sólidos. Sin embargo, no es aprovechado en los campos de producción de petróleo debido a los siguientes factores: baja disponibilidad de gas que no justifique su procesamiento y el uso de tecnología costosa para la remoción de componentes indeseables. La energía necesaria para las operaciones de producción de petróleo en la selva peruana es suministrada por pequeñas plantas generadoras localizadas en cada campo de producción. El combustible utilizado en estas sub-estaciones es el diesel, el cual se obtiene de la planta de destilación de propiedad de la empresa ó es adquirido y transportado desde zonas no muy cercanas hacia los campos de producción. El reemplazo de diesel por un combustible sustituto como el gas natural para generar energía es una alternativa y su evaluación técnica-económica se desarrolla aprovechando los recursos energéticos que se disponen en la fuente. Debido a que el exceso de vapor de agua es el principal componente indeseable, se selecciona la tecnología de deshidratación de gas natural y se diseña el proceso más conveniente para las condiciones de la fuente. Los tratamientos tradicionales de deshidratación han sido modificados y se han desarrollados otros orientados a la recuperación de condensados por su importancia económica, pero su elección toma en cuenta factores económicos, con el fin de lograr un punto de rocío bajo además de una economía en el uso del desecante y costos de operación.

Si a esto se le añade la importancia que se da actualmente a la preservación del medio ambiente y al enorme potencial económico del gas natural, como una alternativa de energía para los próximos años, podríamos afirmar que el uso de la tecnología para el tratamiento de gas natural asociado se presenta como una actividad complementaria a la producción del petróleo.

I. RESUMEN

El desarrollo del presente trabajo se inicia con una introducción a las operaciones petroleras realizadas en la selva norte peruana. En esta sección se destacan aspectos importantes relacionados con el proceso de producción y las empresas contratistas que actualmente operan en esta zona.

En el capítulo 3, los combustibles tradicionales y alternativos empleados para la generación de energía en operaciones petroleras son explicados con una orientación específica al diesel y gas natural.

En el capítulo 4, se describe la situación actual de las empresas contratistas respecto a los medios de obtención del combustible diesel y se presenta al gas natural asociado como un combustible alternativo.

En el capítulo 5, se desarrollan las tecnologías existentes para el procesamiento del gas natural y su aprovechamiento como combustible. Además se exponen las principales ventajas y desventajas de cada una de ellas. Por otro parte, se da a conocer el principal problema dentro del procesamiento del gas natural como es la "formación de hidratos" a la vez que se presentan las recomendaciones necesarias para su prevención. Al final del capítulo, se incluyen las recomendaciones referidas al funcionamiento de una planta de procesamiento de gas natural.

En el capítulo 6, se presenta y desarrolla el diseño propuesto de la planta de deshidratación de gas natural y recuperación de hidrocarburos licuables. Los detalles de cálculo se encuentran en los anexos correspondientes de la A a J.

El capítulo 7 muestra los resultados de la evaluación económica cuyo desarrollo se presenta en el anexo K.

En el capítulo 8, se enfoca el impacto del proyecto en el medio ambiente, destacando los efectos en la ecología y la sociedad.

Finalmente, se exponen las observaciones, recomendaciones y conclusiones del diseño propuesto.

II. EXPLOTACIÓN PETROLERA EN LA SELVA NORTE PERUANA

2.1 Antecedentes.

La primera perforación por petróleo en el Perú se realizó en 1863, en Zorritos al noroeste del país. En 1905 la Cía London Pacific inició sus operaciones y exportó crudo de la Brea y Pariñas (Sur de Zorritos). La International Petroleum Co. (IPC), filial de la Standard Oil de New Jersey, adquirió los derechos de la Brea y Pariñas en 1924. Debido al descontento político y social por el Laudo Arbitral de 1922 más la importación de petróleo desde 1962, llevó a un proceso de nacionalización (1968 - 1974). Durante este periodo se creó PETROLEOS DEL PERU (PETROPERU) y fueron afectadas las compañías: IPC, la Cía Petrolera Lobitos, Ganzo Azul de U.S.A y El Oriente de Alemania. Las áreas operadas por estas empresas junto a la Empresa Petrolera Fiscal eventualmente pasaron a manos de PETROPERU, solamente Belco Petroleum Corp. conservó sus derechos bajo la condición de contratista.

Luego en 1971, PETROPERU descubrió significativas reservas de petróleo en la cuenca nor-oriental del Marañón dando como resultado la suscripción de 18 contratos de riesgo (según modelo peruano) y la construcción de un oleoducto transandino de los cuales solamente el suscrito con Occidental Petroleum Corp. (OXI) resultó exitoso y fue suficiente para que el Perú recuperase su condición de exportador de petróleo en 1977.

Más tarde retornando a la condición de importadores de petróleo y desarrollando las posibilidades para solucionar este déficit energético, la Shell luego de trabajos exploratorios entre 1984 - 1987, descubrió dos gigantescos yacimientos de gas y condensado en la cuenca Ucayali, los cuales contienen no menos del 2500 MMBIs de petróleo equivalente confirmados con estudios de simulación composicional de los yacimientos. Con el fin de incentivar a los inversionistas, demostrando la factibilidad técnico - económica del "Proyecto Integral de Desarrollo del Gas de Camisea", se elabora una nueva Ley de Hidrocarburos con una política mucho más liberal y que proyecta la confianza que necesitan los potenciales contratistas para invertir en el Perú.

El 17 de mayo de 1996 se suscribe el contrato de licencia para la Explotación de Hidrocarburos entre PETROPERU, SHELL Y MOBIL en los lotes 88A y 88B de acuerdo a lo establecido en la ley 26221 y a las estipulaciones del contrato. La ejecución y puesta en marcha de este proyecto es imprescindible para el desarrollo nacional de la industria del gas natural, así como también, de la industria petrolera la cual ha contribuido con los avances tecnológicos a nivel mundial.

Sin embargo, el 15 de Julio de 1998, después de concluir la primera fase del contrato, el consorcio SHELL-MOBIL decidió no continuar el desarrollo del proyecto del Gas de Camisea por desacuerdos sobre distribución de gas y modificación de la estructura tarifaria para generación eléctrica, ante esta situación, la estrategia adoptada por el

gobierno es la de separar el esquema global en cuatro etapas, cada una de las cuales será ejecutada por un operador distinto.

Después de la evaluación de la demanda del gas en el mercado local y los posibles mercados extranjeros se podrán establecer nuevas bases para la próxima licitación y que finalmente el proyecto se desarrolle dentro de los plazos previstos.

2.2 Producción petrolera en la selva norte peruana.

2.2.1 Introducción.

La producción de petróleo crudo a nivel nacional ha tenido una declinación como consecuencia de la disminución de la actividad de perforación de pozos de desarrollo por petróleo desde 1987. En 1990 la producción total alcanzó un promedio diario de 128.9 MBPD, distribuidos como sigue: PETROPERU 32.4%, PETROMAR 16.5%, y las compañías contratistas 51.1%. Es necesario mencionar que los motivos de esta disminución fueron: la declinación natural de los pozos en la selva norte, la menor cantidad de pozos perforados al nor-oeste y el incremento del corte de agua en el área de Maquía. Sin embargo ese año OCCIDENTAL Y OXI / BRIDAS incrementaron su producción debido a los trabajos de reactivación en el Lote 1-AB y nor-oeste respectivamente. La producción de petróleo crudo se ha mantenido constante desde 1995 y gracias a la participación de nuevos contratistas desde Julio

gobierno es la de separar el esquema global en cuatro etapas, cada una de las cuales será ejecutada por un operador distinto.

Después de la evaluación de la demanda del gas en el mercado local y los posibles mercados extranjeros se podrán establecer nuevas bases para la próxima licitación y que finalmente el proyecto se desarrolle dentro de los plazos previstos.

2.2 Producción petrolera en la selva norte peruana.

2.2.1 Introducción.

La producción de petróleo crudo a nivel nacional ha tenido una declinación como consecuencia de la disminución de la actividad de perforación de pozos de desarrollo por petróleo desde 1987. En 1990 la producción total alcanzó un promedio diario de 128.9 MBPD, distribuidos como sigue: PETROPERU 32.4%, PETROMAR 16.5%, y las compañías contratistas 51.1%. Es necesario mencionar que los motivos de esta disminución fueron: la declinación natural de los pozos en la selva norte, la menor cantidad de pozos perforados al nor-oeste y el incremento del corte de agua en el área de Maquía. Sin embargo ese año OCCIDENTAL Y OXI / BRIDAS incrementaron su producción debido a los trabajos de reactivación en el Lote 1-AB y nor-oeste respectivamente. La producción de petróleo crudo se ha mantenido constante desde 1995 y gracias a la participación de nuevos contratistas desde Julio

de 1996 ha alcanzado una producción promedio diaria de 115.7 MBPD en el primer semestre de 1998.

2.2.2 Producción petrolera en la selva norte peruana.

La producción de petróleo crudo en la selva norte de nuestro país es realizada por PLUSPETROL Y OCCIDENTAL alcanzando una producción promedio diaria de 26.82 MBPD y 50.66 MBPD respectivamente durante el periodo Enero a Julio de 1998. OCCIDENTAL ha sufrido una variación negativa del 6.3% con respecto al periodo correspondiente de 1997 mientras que PLUSPETROL ha incrementado su producción en un 3.1%.

2.3 Producción petrolera en un campo típico de la selva norte peruana.

2.3.1 Introducción.

OCCIDENTAL es la contratista más importante de la selva norte del país ya que contribuye con el 43.8 % de la producción nacional de petróleo crudo. Para desarrollar en forma efectiva el tema del presente trabajo se tomará en consideración las operaciones de producción de petróleo crudo realizados por esta compañía en el lote 1AB.

Occidental ha operado más de 100 pozos de petróleo en el lote 1AB. Durante el periodo 1976-1982 la producción de petróleo crudo se efectuó por medio de gas lift. Usualmente los pozos fueron completados en dos formaciones de producción (Vivian y Chonta) a una profundidad promedio de 2700m para Vivian y 3700m para

Chonta. La presión en el fondo y temperatura fueron típicamente 290 bars y 160°C respectivamente. Asimismo, la temperatura típica del fluido producido en la cabeza de pozo fue 75°C con características variantes en el crudo, gas y agua producidos de campo a campo. La producción del lote 1A fue más ligera (20°-35° API), dulce, asfáltico (3%-20%). Los cortes del agua producida variaron considerablemente en un campo y entre campos, iniciando con cortes de agua mayores del 5% en el 90% de los campos, a la cual se sumaba cantidades significantes de CO₂ (6%-15%), con una presión parcial de 40 bars en el fondo hasta 1-2 bar a las condiciones de superficie. Los sólidos totales disueltos en el agua producida variaron desde 50,000 mg/lt hasta 220,000 mg/lt, así como también, se presentaron variaciones en la alcalinidad CaCO₃. En contraste, el petróleo crudo del lote 1B es más pesado (10°API), el agua producida es menos salina (30,000 mg/lt a 70,000 mg/lt) y el contenido de CO₂ es similar.

Desde 1983 inició sus operaciones empleando bombas electrosumergibles bajo severas condiciones tanto de pozo como de superficie: alta temperatura 280°F, 10.5°-33° API, 10% -20% CO₂, 13,000ppm a 137,000ppm de cloruros, pozos direccionales con alta desviación, alta razón de gas a oil denominado "GOR", alta viscosidad, pozos con producción de arena. La ubicación de la bomba electrosumergible varía desde 2,500 ft a 9,000 ft de

profundidad, la cual succiona en el rango de 28 a 70 bars y descarga desde 40 hasta 83 bars.

Actualmente la temperatura del fluido producido en la cabeza de pozo varía desde 100°C hasta 115°C. La presión en la cabeza de pozo esta en el rango de 20 a 70 bars. Las tasas de producción varían de acuerdo al potencial del pozo y tamaño de la bomba (5000 a 15000 BFPD), la razón de agua a petróleo crudo es muy alta (corte promedio 92.5%). GOR es generalmente 150 pero en algunos pozos puede llegar hasta 550. El CO₂ producido esta entre 10% y 25%. El agua producida es muy salina (TDS promedio 100,000 mg/lit.). La gravedad API del crudo varía de 11° a 35°.

Las operaciones de producción se realizan en 11 campos de los cuales Jíbaro, Jibarito y Bartra producen petróleo pesado; Capahuari Norte y Sur, Huayuri, Dorissa, Carmen, Shiviyaçu y Forestal producen petróleo con gravedades livianas/intermedias; San Jacinto produce un promedio de ambas calidades de petróleo. Como resultado de las operaciones de producción, el 43% de la producción total proviene de los campos de petróleo pesado (10° a 15° API), el 29% de los campos con gravedades intermedias (15° a 24° API) y el resto 28%, provienen de campos de petróleo liviano (25° a 40° API).

Hasta Marzo de 1993 parte del crudo liviano era utilizado como combustible para la operación de los motores a combustión; sin embargo, desde que la planta de destilación entró en operación se obtiene combustible diesel de una parte de ese petróleo crudo. La planta de destilación procesa un promedio de 4,500 BPD de crudo liviano, obteniéndose 1,800 BPD de diesel y una mezcla de petróleo residual con nafta de 2,700 BPD. Esta mezcla de residual con nafta (31°API) es nuevamente bombeada al sistema de crudo liviano.

2.3.2 La cadena de valor y la planificación estratégica.

Una compañía petrolera como OCCIDENTAL abarca amplios segmentos de la cadena de valores en la cual opera, desde la exploración hasta la estación de bombeo del crudo tratado, pero no abarca la cadena completa. Cada actividad de valor tiene un conjunto de costos exclusivos que determinan variaciones de costo en esa actividad, en consecuencia, cada actividad de valor tiene su fuente exclusiva de ventaja competitiva. En el contexto actual toda compañía puede desarrollar una ventaja competitiva continua, basándose en el costo, logrando un costo bajo en relación con los competidores y en la diferenciación, dándole al cliente un mejor valor por un costo equivalente.

Para asegurar la competitividad de OCCIDENTAL es necesario revisar y cuestionar toda la cadena de valor, teniendo como principales elementos:

1. La optimización de la utilización de la capacidad instalada, que se orienta a tener procesos de producción más flexibles, creando nuevas áreas de oportunidades que permitan incrementar la producción de crudo. OCCIDENTAL lograría su objetivo aumentando la explotación de las reservas de crudo pesado, usando de manera racional la disponibilidad de crudo liviano con la que cuenta; el resultado sería reducir la viscosidad de la mezcla de crudos para obtener una gravedad API dentro de los parámetros para su tratamiento en planta.
2. El rediseño de los procesos y acceso a la tecnología, que se apoya en la selección de la tecnología que más se ajuste a las necesidades de la empresa. El uso de una tecnología apropiada para deshidratar gas asociado al petróleo para su uso como combustible alternativo al diesel en las sub-estaciones generadoras de energía, significaría una reducción de los costos de producción y una mejor utilización de los recursos disponibles en la fuente.

Para aclarar el concepto de la cadena de valores, empezaremos por definir los elementos de la cadena de valores de OCCIDENTAL, tomando al petróleo producido como producto principal y el gas asociado como sub-producto recuperado luego de explotar la fuente.

Tabla 2.1

ELEMENTOS DE LA CADENA DE VALOR	DIFERENCIAS ESTRATÉGICAS	
	Petróleo	Gas asociado
Exploración	Tecnología de punta para obtener datos confiables. Expertos en el desarrollo de estudios de exploración.	Las formaciones de petróleo siempre contienen bolsones de gas.
Perforación	Alta tecnología de equipos para la excavación de pozos. Aplicación de técnicas modernas para excavación de pozos.	
Producción	Alta tecnología en maquinaria pesada para la adecuación del campo. Construcción de vías de acceso a los diferentes campos existentes. Bombas electrosumergibles para la extracción del crudo de la fuente.	Unidades de compresión para el gas asociado, para su uso como medio de extracción de crudo a través de pozos gas-lift.
Tratamiento	Plantas de pre-tratamiento acorde a las características de calidad del crudo producido en cada campo. Planta de tratamiento acorde a las características de calidad de la mezcla de crudo producida en todo el block. Tratamiento químico y control de la corrosión para proteger tanques, líneas de producción y distribución. Planta de destilación para la producción de diesel, con el crudo liviano producido en el block.	Recuperación de hidrocarburos pesados (condensable) en una proporción mínima a través de ventiladores (coolers).
Distribución	Líneas de distribución de diesel a las sub-estaciones generadoras de energía de cada campo. Líneas de distribución de crudo extraído de cada campo de producción hacia la planta de tratamiento. Estación de bombeo para el envío del crudo producido en el block a la estación de Bayovar.	
Control ambiental	Preservación del ecosistema reduciendo y/o evitando derrames ; analizando las descargas a la jungla permanentemente.	El gas asociado producido es enviado al quemador para reducir sus efectos en el ecosistema.

Una vez determinada la cadena de valores, el siguiente paso es el análisis dentro de un marco amplio para definir las determinantes de costo de cada actividad de valor y de esta forma se pueda ganar una ventaja competitiva sostenible controlando los costos mejor que los competidores ó reconfigurando la cadena de valores para redefinirla en los sitios, donde los ajustes son más importantes para lograr una reducción de costos.

Dentro de la cadena de valores desarrollada para el petróleo y el gas asociado, es evidente que no se ha tomado en cuenta el desarrollo de una nueva área, para aprovechar la disponibilidad de gas asociado que permita reconfigurar la cadena de valores para las actividades relacionadas a la explotación del petróleo; es aquí donde el presente proyecto tiene su propio sustento.

Debido a que los cambios ocurren con tanta rapidez, las compañías deben responder con mayor exactitud, rapidez y con un curso de acción estratégico en mente, que es lo que se denomina "Planificación Estratégica"; este proceso incluye dentro de su estructura los desarrollos tecnológicos y la disponibilidad de recursos que lleven a las oportunidades o amenazas específicas que enfrenta una organización. Estos aspectos son objeto de análisis para enfocar el proyecto desarrollado.

En principio, se establece la razón de ser de la compañía, es decir, se determina la misión a largo plazo que le permita enfrentarse con éxito a cualquier situación que se le presente.

La misión de OCCIDENTAL es contribuir con el desarrollo energético del país, mediante la exploración y explotación de las reservas de crudo existentes en la selva norte, brindando un producto a satisfacción de las grandes unidades de destilación; preservando el equilibrio del ecosistema, estimulando la creatividad individual y participativa e identificación corporativa, con una apropiada tecnología, alcanzar niveles de productividad y rentabilidad que permita el desarrollo autosostenido e identificando nuevas oportunidades de negocio.

Una vez establecida la misión de la compañía, la organización coordinará sus objetivos empresariales (propósitos):

1. Empresa petrolera líder en la producción de crudo en la selva norte.
2. Desarrollo de nuevas fuentes de explotación para plena satisfacción de la demanda.
3. Tratamiento y disposición final de efluentes, preservando el ecosistema.
4. Organización altamente rentable, sólida y eficiente, con personal altamente capacitado.

Para el logro de los objetivos empresariales, OCCIDENTAL tiene que llevar a cabo una serie de acciones (estrategias) en el tiempo (planeación):

1. Identificación de nuevas oportunidades de negocio que permitan incrementar la producción de crudo en la selva norte.

2. Obtener el crudo al costo óptimo, es decir, hacer un uso oportuno de los recursos que la fuente proporciona.
3. Dictar medidas para la preservación del ecosistema.
4. Desarrollo y participación efectiva de todo el personal.
5. Involucrar de manera efectiva a los proveedores, subcontratistas y actividades externas.

Para que la aplicación de la "Planeación Estratégica" sea efectiva, los diferentes niveles de la organización participan en un proceso de comunicación en el que todos aportan su conocimiento directo y sus experiencias cotidianas. El siguiente paso es analizar la relación que se plantea en un momento dado, entre la organización con el escenario en el que tiene lugar esa acción, por medio de la herramienta de gestión, el FODA (Fortalezas, Oportunidades, Debilidades y Amenazas).

Fortalezas :

- Tecnología de punta en las operaciones de exploración, perforación y producción.
- Capacidad instalada para el tratamiento del crudo producido.
- Información estadística y clasificación de las tuberías de producción acorde con el número de incidencias que presentó en servicio.
- Un sistema de seguridad industrial integrada.
- Nuevas técnicas para la perforación de pozos, que permiten una mayor explotación de la fuente.
- Personal staff altamente capacitado (capacitación permanente).

Debilidades

- Declinación natural de los campos, que se manifiesta con el incremento del corte de agua de los pozos en explotación.
- Desarrollo de campos con una baja gravedad API, cuya explotación se ve rezagada por la baja disponibilidad de crudo liviano.
- Desarrollo de campos con un alto contenido de partículas sólidas suspendidas, que dificulta el tratamiento del crudo, no alcanzando los parámetros de calidad, lo que obliga a un re-tratamiento.
- Incremento de las paralizaciones de pozos, por una mala performance de las bombas electrosumergibles. El número de plataformas para servicio de pozos es limitado en el campo.
- Bajo rendimiento en la recuperación de hidrocarburos condensables, del gas asociado al petróleo.
- Alto consumo de crudo liviano en la producción de diesel, para asegurar la demanda interna.
- Incremento del número de leaks en las líneas de producción y distribución por falta de protección ó tratamiento químico deficiente.

Oportunidades

- Creación de una nueva área, como oportunidad de negocio, con el desarrollo de una tecnología apropiada que permita el uso del gas asociado deshidratado como combustible

alternativo al diesel, en las operaciones de producción; esto significaría maximizar el uso de los recursos disponibles de la fuente, reduciendo los costos operativos de la compañía. Esta nueva tecnología también permitirá incrementar la capacidad de recuperación de hidrocarburos pesados, proporcionando un valor agregado al crudo producido en los campos.

- Capacitación del personal staff en una nueva área de producción.
- Teniendo mayor disponibilidad de crudo liviano, se podrá incrementar la producción de crudo con la explotación de los campos con una gravedad API baja.

Amenazas :

- La tendencia a la baja del precio del barril de crudo en los mercados internacionales.
- La disminución en la producción de crudo puede alcanzar niveles críticos, que no justificaría la operatividad del oleoducto.

2.3.3 Características de un campo petrolero típico en la selva norte peruana.

Un área de producción típica de la selva norte peruana posee las siguientes características en la cabeza de pozo:

Temperatura del fluido	: 100 °C (220 °F)
Presión promedio	: 20 bar (295 psi)
Corte de agua promedio	: 92.5 %

Contenido de CO ₂		: 13.5 %
GOR	Vivian	: 50
	Chonta	: 150 - 500
TDS en el agua producida		: 100,000 mg/lt
Gravedad del petróleo crudo		: 23 ° API

2.3.4 Descripción de las operaciones de producción de petróleo crudo.

El petróleo que se extrae de los pozos se encuentra natural e íntimamente mezclado con gas natural, vapor de agua, agua libre, sólidos y sustancias contaminantes tales como CO₂, etc, sea por las condiciones del reservorio ó por el método de elevación artificial utilizado para llevarlo hacia la superficie (bombas electrosumergibles). La producción de agua varía en composición química, contiene sales disueltas y materiales suspendidos orgánicos e inorgánicos. Un programa de tratamiento químico en la subsuperficie (downhole), es aplicado en los pozos mediante la inyección de inhibidores de corrosión y/o anti-incrustantes (scale inhibitors) por vía anular en la cabeza de pozo por recirculación del fluido producido. El petróleo en forma de emulsión es enviado desde la cabeza de pozo (220°F) hacia la planta de producción de petróleo a través de las líneas de flujo. La inyección de demulsificantes es realizada a la salida de la cabeza de pozo para ayudar al rompimiento de la emulsión.

El fluido extraído de los pozos es recibido a través de una red de distribución denominada "Manifold", desde el cual es derivado hacia

los equipos de separación. El principio básico de separación utilizado es el asentamiento por gravedad para la resolución de la emulsión petróleo crudo/agua. El calentamiento no es necesario porque se aprovecha la temperatura propia del fluido (205°F a 210 °F) que favorece la coalescencia (debilitando y rompiendo la película interfacial) y el asentamiento más rápido de las gotas de agua (a mayor temperatura se reduce la viscosidad del petróleo). La aplicación de un demulsificante efectivo complementa el proceso.

Los separadores utilizados se fundamentan en el principio de separación por gravedad. El petróleo siendo pesado comparado con el gas cae hacia el fondo del separador por los "baffles" para evitar la formación de ondulaciones en el líquido. Desde allí, el gas es enviado al sistema de recolección de gas. El gas antes de ser quemado es enfriado en un cooler para recuperar los hidrocarburos condensables.

El líquido de este primer separador es entonces enviado a un segundo separador tratador denominado "Free Water Knock out" (FWKO), donde la máxima recuperación de petróleo toma lugar. Los FWKO pueden requerir calor, adición de sustancias químicas (demulsificantes) a la entrada del equipo ó ambos para romper las emulsiones. La temperatura promedio del líquido en los FWKO es de 205°F, aquí se realiza la adición de demulsificantes y principalmente se permite un tiempo de residencia adecuado que hace posible la separación del agua y petróleo.

El agua es drenada y enviada a una poza de recuperación secundaria de petróleo denominada "PIT", mientras que el petróleo separado del FWKO es enviado a un tanque de lavado denominado "Wash tank".

El petróleo ingresa al Wash Tank por medio de un distribuidor colocado en la base del tanque, el petróleo asciende en forma de columnas a través de una cama de agua fresca con la cual es lavada para disminuir el contenido de sales. Al terminar su ascenso, el petróleo es colectado sobre la cama de agua y finalmente enviado a un tanque de almacenamiento denominado "Shipping Tank".

El petróleo obtenido de las plantas de producción es enviado a una planta de recolección para su tratamiento final (desalado) y posterior entrega en Andoas a Perupetro. Este petróleo crudo contiene una pequeña cantidad de agua producida (0.1-1.0%) la cual es nociva porque contiene sales e impurezas solubles que perjudican los procesos de refinación posteriores. En adición, el petróleo crudo contiene sedimentos y partículas de scale depositados durante la producción y transportación del petróleo hasta la estación de recolección. Antes de pasar al desalador, el petróleo crudo ingresa a un tratador para su tratamiento térmico por calentamiento hasta 212°F, en el cual se utiliza el principio de separación por gravedad y un tiempo de residencia adecuado para permitir que sus componentes se separen y reducir el contenido de agua y los depósitos de sales.

El desalado se realiza utilizando la técnica de coalescencia electrostática. Esto involucra la adición de aproximadamente 3 a 5 % de agua fresca al petróleo crudo a través de una válvula de mezcla creando una emulsión agua en petróleo. Esta mezcla ingresa al desalador y pasa a través de un campo eléctrico que causa que las minúsculas gotas de agua dispersadas rápidamente choquen, coalescan en gotas más grandes venciendo la resistencia de estabilización de la película de la emulsión y resultando en una separación más rápida. La fuerza gravitacional causa que las gotas de agua asienten en el desalador. Los contaminantes inorgánicos solubles en el agua son removidos con el agua descargada desde el fondo del desalador en el sistema de drenaje (remueve sales y sedimentos que quedan después del tratamiento térmico). Finalmente el petróleo crudo se encuentra en los requerimientos de especificación para su entrega a Perupetro.

2.3.5 Composición típica del gas natural asociado en los campos de producción de la selva norte peruana.

La composición del gas natural asociado al petróleo crudo extraído de los pozos no ha variado significativamente a lo largo de la explotación y producción de petróleo de este campo. La tabla 2.2 muestra un análisis composicional en base seca típico del gas natural asociado de esta zona.

Tabla 2.2

Composición típica de gas natural asociado

COMPONENTE	% MOLAR
Nitrógeno N ₂	6.4
Anhidrido carbónico CO ₂	13.5
Metano CH ₄	41.4
Etano C ₂ H ₆	7.5
Propano C ₃ H ₈	12.9
Iso-butano C ₄ H ₁₀	3.6
n-butano C ₄ H ₁₀	7.5
Iso-pentano C ₅ H ₁₂	2.8
n-pentano C ₅ H ₁₂	2.6
n-hexano C ₆ H ₁₄	1.8
TOTAL	100

III. COMBUSTIBLES EMPLEADOS PARA LA GENERACIÓN DE ENERGÍA EN OPERACIONES PETROLERAS

En términos generales, el combustible es todo aquello capaz de arder o quemarse transformándose en energía térmica y eléctrica.

Un combustible industrial es aquel elemento, sustancia o compuesto cuya producción de energía térmica es aprovechada con fines industriales. Este está constituido por los destilados más pesados y los residuales de petróleo.

3.1 Introducción a los combustibles para la generación de energía.

Los combustibles pueden ser naturales o elaborados. Así tenemos el carbón en bruto y petróleo crudo (naturales) y productos preparados o refinados como coque, petróleo refinado y alquitranes. El uso de combustibles naturales no es frecuente debido a que necesitan preparación previa para su disposición como combustible e incrementan la contaminación ambiental. Entre los combustibles elaborados, el petróleo crudo se refina por destilación fraccionada y otros procesos obteniéndose una diversidad de fracciones que se destinan a varios usos.

Además, los combustibles pueden ser sólidos, líquidos o gaseosos. Los combustibles líquidos y gaseosos pueden manipularse mejor que los sólidos por tuberías; los sólidos se manejan normalmente por cargas, aunque se presentan algunas excepciones con el carbón.

Los combustibles se clasifican a veces como ricos o pobres, según su poder calorífico por unidad de masa o volumen.

3.2 Combustibles líquidos y gaseosos en las operaciones petroleras.

3.2.1 Combustibles líquidos.- Diesel

Los combustibles líquidos son principalmente aceites, alquitranes y breas que proceden de las siguientes fuentes:

- a. Petróleo
- b. Aceites minerales de pizarra.
- c. Carbón por coquización.
- d. Carbón por hidrogenación

El petróleo proporciona la mayor parte de los combustibles líquidos. El petróleo es una mezcla de hidrocarburos, disueltos entre sí, tales como: parafinas, olefinas, naftenos y aromáticos que difieren, según su origen, en composición funcional; algunos abundan en parafinas y destilan dejando un residuo de cera; otros tienen una base aromática siendo el residuo asfalto ó bitumen y existen aquellos cuya base es esencialmente nafténica. Para su utilización, es necesario separar los cortes ó fracciones de petróleo por procesos de refinación simple ó compleja, dando lugar a los combustibles, lubricantes, e insumos industriales para la petroquímica.

Además del uso de la destilación fraccionada, es necesario aplicar otras operaciones, ya sea para fraccionar las porciones más pesadas de petróleo en otras más ligeras (craqueo), ó para agrupar moléculas de hidrocarburos ligeros y obtener unas más grandes (polimerización). Al mismo tiempo las proporciones de cada tipo de molécula pueden ser modificadas cambiando las propiedades del

combustible en cualquier intervalo de ebullición. Estas operaciones se realizan entre ciertos límites para satisfacer el mercado.

En una destilación fraccionada sencilla el fraccionamiento de los componentes de la mezcla se realiza en función de las temperaturas de ebullición y aprovechando la diferencia de volatilidad de los mismos.

3.2.1.1 Diesel

Este combustible es utilizado en los motores de combustión interna del ciclo diesel, por lo cual el índice de cetano es una de las especificaciones más importantes. Además de utilizarlo en el sector transporte, se usa en el sector industrial cuando el tamaño, capacidad de equipos y las condicionantes del proceso mismo lo requiere y no es conveniente utilizar combustibles residuales.

Entre sus características como combustible para uso industrial tenemos:

- No requiere calentamiento previo para ser bombeado ni atomizado.
- Es un combustible limpio, con mínimo contenido de cenizas, sin humedad ni sedimentos y bajo contenido de azufre.
- Su poder calorífico expresado en volumen es menor que los residuales.

Técnicamente resultaría atractivo utilizar diesel en los procesos industriales, pero al quemarse industrialmente su empleo difícilmente es económico.

La calidad del Diesel es de mucha importancia ya que influye enormemente en el comportamiento y tiempo de vida del motor, así como en la contaminación ambiental.

Los requerimientos básicos de un combustible Diesel son:

- Ignición espontánea.
- Quemado satisfactorio bajo las condiciones existentes en la cámara de combustión.
- Capaz de ser manipulado por el sistema de inyección.
- Capaz de adaptarse a todas las manipulaciones necesarias desde la refinería hasta el tanque del motor, sin sufrir degradación y sin perjudicar las superficies de contacto.

Bajo la denominación de combustible diesel, existen muchas combinaciones posibles caracterizadas por: volatilidad, calidad de ignición, viscosidad, gravedad, estabilidad y otras propiedades. Existen diferentes clasificaciones de combustibles diesel de referencia en el mundo, la más usada es la "Clasificación de combustibles Diesel" ASTM D 975 la cual cubre los grados de los combustibles N°1-D y N°2-D. Estándares equivalentes son: DIN 51601 (Alemania),

BS2869 (Reino Unido, cubre cuatro clases de combustibles A1, A2, B1 y B2). La tabla 3.1 proporciona las especificaciones de la norma ASTM D 975.

Tabla 3.1

PROPIEDADES DE COMBUSTIBLES DIESEL		
Especificación	ASTM D 975 1-D	ASTM D 975 2-D
Punto de inflamación, mín.	100°F (38°C)	125°F (52°C)
Residuo de carbón (10% de fondos), % máx.	0.15	0.35
Agua y sedimentos, % en Vol máx.	0.05	0.05
Cenizas, % peso máx.	0.01	0.01
Temperatura de destilación 90% de Vol recobrado.	Mín. - Máx. 550°F (287.8°C)	540°F 640°F (338°C)
Viscosidad 100°F, 38°C Cinemática, cts Saybolt, SSU	Mín. 1.4 Máx. 2.5 Mín. - Máx. 34.4	2.0 4.3 32.6 40.1
Azufre, % peso, Máx.	0.5	0.5
Número de cetano, Mín.	40	40

3.2.1.2 Motores diesel.

Los motores diesel varían en sus requerimientos de combustible lo cual depende de los siguientes factores:

- Tamaño y diseño del motor
- Velocidades de operación y rangos de carga
- Frecuencias de cambios en velocidades y cargas
- Consideraciones de mantenimiento
- Condiciones atmosféricas
- Precios y disponibilidad de combustibles

En la tabla 3.2 se muestra una clasificación de los motores diesel de acuerdo a los rangos de velocidad.

Tabla 3.2

Clasificación de motores diesel

Clasificación	Rango de velocidad	Condiciones	Aplicaciones
Velocidades bajas	< 300 rpm	Resistencia de carga pesada, velocidad constante.	Propulsores marinos, generadores de corriente.
Velocidades medias	300-1000 rpm	Resistencia de carga algo pesada, velocidad relativamente constante.	Auxiliares marinos, generadores de estaciones de poder, unidades de bombeo.
Velocidades altas	1000 rpm a más.	Grandes y frecuentes variaciones en carga y velocidad.	Vehículos de transporte terrestre y locomotoras diesel.

3.2.2 Combustibles gaseosos.- Gas Natural

Los combustibles gaseosos son populares debido a su limpieza y flexibilidad. No producen ceniza ni humo. Se puede esperar que posea una calidad y potencia calorífica constantes, además satisface un amplio campo de necesidades. Su composición depende del proceso de producción de gas (si los gases son manufacturados) ó de la fuente de origen (si los gases son naturales). Los procesos de producción han sido declarados obsoletos por la disponibilidad de gas natural en casi todas las partes del mundo, pero la mayoría de estos procesos están todavía en uso.

Los combustibles gaseosos pueden ser de varias fuentes:

- Natural.- De yacimientos de petróleo y carbón.
- De plantas de coquización
- De generadores de gas a partir de carbón o coque.
- Por craqueo de petróleo.
- De hornos altos.
- Por descomposición biológica de aguas fecales o de alcantarilla.

3.2.2.1 Gas Natural.

Su nombre se debe a que este se presenta naturalmente, usualmente en formaciones petrolíferas geológicas. El constituyente principal del gas natural es el metano, pero el etano, propano, e hidrocarburos parafínicos de mayor peso molecular están presentes en cantidades variantes. Los

hidrocarburos condensables son removidos del gas natural húmedo por absorción con desecantes líquidos ó sólidos, con oil ó por compresión y enfriamiento, y el gas seco resultante, el cual es comercializado, contiene una pequeña cantidad de compuestos más pesados que el etano. Los constituyentes no combustibles tales como CO₂, N₂ y He están también contenidos en el gas natural en variantes cantidades pero debajo del 10% en volumen del gas usado como combustible. Algunos gases contienen H₂S, el cual es combustible pero indeseable como un constituyente de los gases del combustible a causa de la posible contaminación del azufre de productos industriales tales como vidrio y metales durante la manufactura. A su vez, el H₂S en contacto con el agua es corrosivo.

Ya que la composición del gas natural varía considerablemente con la localización y aún en la misma ubicación sobre un periodo de tiempo, los valores de calentamiento se encuentran entre 1000 y 1200 btu/ft³.

Por muchos años el gas natural ha sido desperdiciado en las cabezas de pozo porque las facilidades de distribución han sido insuficientes para transportar todo el gas expedido desde los pozos de oil y porque este ha sido demasiado caro.

En el tiempo presente el gas natural suministra algo del 23% de la energía de las naciones. La disponibilidad de gas natural para el futuro cercano depende sobre la capacidad de transportación.

La utilización del gas natural como combustible ofrece grandes ventajas respecto a los combustibles alternativos. Debido a su limpieza es preferido en áreas de concentración industrial y poblacional donde la polución representa un grave riesgo y las normas de contaminación ambiental son exigentes.

No es sustituto del diesel, sin embargo se puede utilizar en motores tipo gas-diesel. Es un buen combustible para turbinas a gas.

Su utilización como combustible satisface las áreas de transporte, industrias, generación de energía y uso doméstico.

En las operaciones petroleras, el gas natural es utilizado en los mismos campos donde se produce para recuperación secundaria cuando se presenta como gas asociado. Además es reinyectado a los yacimientos de gas no asociado para favorecer la extracción de condensados. Finalmente después del procesamiento que requiera es conducido por gaseoductos hacia los usuarios.

Se debe considerar la utilización del gas natural como insumo en la industria petroquímica, en la fabricación de fertilizantes y en la reducción del hierro (hierro esponja).

3.2.2.2 Otros combustibles gaseosos.

Entre otros combustibles gaseosos se pueden mencionar los siguientes:

El gas licuado de petróleo G. L. P. es producido desde el gas natural seco y de varias fuentes en una refinería de petróleo tales como destilación y cracking de crudo. Esta constituido principalmente por hidrocarburos parafínicos (propano, iso-butano y n-butano)

El gas oil de refinería es un subproducto de las refinerías de petróleo conformado por hidrocarburos saturados e insaturados. Es usado como materia prima para el procesamiento dentro de los tanques de mezcla de gasolina de alto octanaje mientras que su uso como un agente enriquecedor para gas manufacturado es limitado a causa de la alta insaturación y elevada gravedad específica.

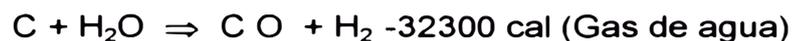
El gas pobre se obtiene por gasificación total de carbón o coque en una cámara de reacción denominado "gasógeno" ó "generador de gas".



El gas "pobre" por su alto contenido en Nitrógeno, tiene una potencia calorífica muy baja. A causa de su bajo

contenido energético no es transportado a gran distancia pero es manufacturado y usado dentro de una planta (industria del acero). El gas pobre preparado con aire enriquecido con oxígeno y vapor de agua, tiene una potencia calorífica mucho más elevada

El gas de agua es fabricado de manera similar en un gasógeno y utilizado en plantas que requieran combustibles gaseosos. También se puede utilizar como fuente de hidrógeno para las industrias químicas.



El gas de alto horno se obtiene como subproducto de la reducción del hierro en los altos hornos Este es un gas pobre de baja calidad. Su uso es económico dentro de la planta, como combustible en calderas, para precalentamiento de aire, en motores de gas para mover ventiladores o generadores de electricidad.

El gas de agua carburado está enriquecido con vapor de petróleo craqueado. El gas pobre se usa para calentar un carburador y la cámara de craqueo la cual es mantenida a 800°C aproximadamente. Durante el paso del vapor, el petróleo se pulveriza en el gas de agua a medida que éste entra en la cámara de craqueo y alrededor de las tres cuartas partes del mismo son descompuestas en mezclas variables de metano, etano, hidrocarburos no saturados e hidrógeno. El resto forma alquitrán que normalmente se

recuperará y productos carbonizados que ayudan a calentar la cámara en la siguiente etapa de calefacción. El gas oil utilizado es una fracción ligera que hierve aproximadamente a 200°C. La razón de coque a petróleo es de 3:1 en peso. Este generador es flexible en cuanto a su operación y reemplazando el coque con petróleo reduce la demanda sobre el carbón de coquización.

El gas oil es similar al gas de agua carburado. El craking de oil y la elaboración del gas de agua toman lugar simultáneamente en el generador y no hay lecho de combustible. Su poder calorífico se encuentra en el rango de 540 a 570 btu/ ft³.

El gas de retorta es el producto gaseoso de la coquización de carbones débilmente coquizables. Es rico en hidrógeno y metano y posee una elevada potencia calorífica. Se usa en los hogares domésticos como en la industria.

El gas de coquería es similar en composición al gas de retorta y utilizado en la industria del acero. No puede ser precalentado porque el metano se craquearía y depositaría hollín en las cámaras del regenerador.

IV. GAS NATURAL: UN COMBUSTIBLE ALTERNATIVO

El requerimiento de energía en la selva norte peruana para el normal funcionamiento de las instalaciones y equipos involucrados en las operaciones de producción de petróleo es dado por el poder calorífico de los combustibles a través de pequeñas estaciones generadoras localizadas en cada campo de producción. Los generadores están diseñados para utilizar como combustible de alimentación diesel y/o gas natural.

En la actualidad, OCCIDENTAL procesa parte del crudo liviano extraído de los campos de Capahuari Sur y Huayurí en una pequeña planta de destilación "Topping Plant" localizada en Shiviycacu para la obtención del combustible diesel. Por otra parte, otras empresas explotadoras y productoras de petróleo, las cuales no disponen de capacidad instalada se ven en la necesidad de comprar y transportar diesel de zonas no muy cercanas incrementando los costos de producción. Se agrega para OCCIDENTAL, la importancia en la disponibilidad de crudo liviano, ya que este es utilizado para maximizar la producción de crudo pesado y con ello la producción total del Lote 1AB.

El gas asociado extraído de los campos de producción de petróleo no posee valor económico porque después de recuperar los hidrocarburos condensables es quemado sin aprovechar su poder calorífico. Contiene además contaminantes y elementos indeseables que deben ser removidos pues impiden su utilización directa como combustible.

Debido a la disponibilidad y conveniencia de utilizar gas natural asociado, previo tratamiento, directamente en la generación de energía eléctrica como alternativa al empleo de diesel, se presenta a continuación las tecnologías utilizadas para el procesamiento de deshidratación del gas natural y recuperación de condensados.

V. TECNOLOGÍAS EXISTENTES PARA EL APROVECHAMIENTO DEL GAS NATURAL COMO COMBUSTIBLE

5.1 Introducción.

Debido al crecimiento de la industria del gas natural y a la necesidad de proveer adecuados métodos de deshidratación, los antiguos métodos existentes desde principios de este siglo fueron modificados, mejorados y nuevos métodos se han desarrollado. Este desarrollo se sostiene en la importancia económica de sus constituyentes: los productos condensados obtenidos o recuperados del gas natural y el aprovechamiento energético del gas residual.

5.2 Acondicionamiento del gas natural.

Para un buen procesamiento del gas natural es necesario remover los componentes indeseables y separar la corriente del pozo en gas comerciable y petróleo líquido recuperando la máxima cantidad de cada uno al mínimo costo global

El procesamiento del gas natural en el campo consiste de cuatro procesos básicos:

1. Separación del gas de líquidos tales como oil crudo, hidrocarburos condensados, agua y sólidos.
2. Procesamiento del gas para remover vapores de hidrocarburos condensables y recuperables.

3. Procesamiento del gas para remover vapor de agua condensable, el cual bajo ciertas condiciones puede causar formación de hidrato.
4. Procesamiento del gas para remover otros compuestos indeseables, tales como H_2S ó CO_2 .

Dentro de estos procesos, el vapor de agua asociado al gas natural presenta problemas al condensarse en las líneas o equipos y en presencia de gases ácidos ó hidrocarburos puede causar inconvenientes tales como corrosión y formación de hidratos. Para prevenir estos problemas se debe deshidratar el gas natural hasta la especificación requerida que permitan su óptima utilización.

5.2.1 Remoción de nitrógeno del gas natural.

El gas natural de algunas fuentes contiene cantidades apreciables de constituyentes incombustibles: CO_2 , N_2 , He. Entre estos, el nitrógeno está presente alrededor del 10% a más.

El gas natural con alto contenido de nitrógeno presenta las siguientes desventajas:

1. Poder calorífico relativamente bajo, limitando su utilización o requiriendo la mezcla de éste con gas natural de mayor poder calorífico para obtener un gas con un poder calorífico necesario.
2. Entrega térmica reducida de las líneas de transporte a causa del apreciable volumen de los constituyentes no combustibles y características de flujo de gas menos favorable.

3. Limitación en la extracción de hidrocarburos pesados (gasolina y LP-gas) debido a que ésta causa posterior reducción del poder calorífico.

Los métodos de remoción de nitrógeno continúan en desarrollo, solamente el método de separación a baja temperatura ha recibido la más favorable consideración. Este método propuesto contiene todas las modificaciones y refinamientos de un ciclo básico convencional para separación de gas a baja temperatura. En este método, el gas natural de alimentación es comprimido hasta 600 psig, enfriado y licuado por intercambio de calor para finalmente ser fraccionado. La mayoría de los ciclos contemplan reducciones de presión en la corriente de alimentación a 200-400 psig, obteniéndose la remoción del Nitrógeno a temperaturas de -190°F aproximadamente.

5.2.2 Remoción de compuestos de azufre y dióxido de carbono en el gas natural ácido "Sour".

Existen muchos campos de gas natural que no contienen compuestos de azufre y muy poco dióxido de carbono. Este gas es denominado Gas Natural Dulce ó "Sweet" y no presenta problemas de purificación. Gases de otros campos pueden contener desde trazas de compuestos de azufre hasta 46% en volumen y son denominados Acidos ó "Sour" (principalmente H_2S más mercaptanos y trazas de otros sulfuros orgánicos) cuando el

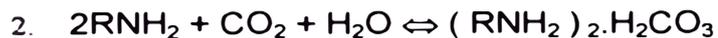
contenido de H_2S es superior a 1.5granos/CCF ó el contenido total de azufre es superior a 30granos/CCF. El gas sour debe ser purificado antes de su distribución a clientes domésticos e industriales. El H_2S debe ser removido por diversas razones, la más importante es que es tóxico, venenoso y no puede ser tolerado en gases que deben ser usados en combustibles domésticos.

El Dióxido de Carbono está presente en la mayoría de los gases naturales en cantidades variantes y su remoción no siempre es requerida excepto en el caso de que el gas se dirija hacia una planta criogénica para prevenir solidificación de CO_2 . El dióxido de Carbono es corrosivo en presencia de agua y como un gas inerte no posee poder calorífico.

El proceso más ampliamente usado en la industria del gas natural para la separación de los constituyentes ácidos como H_2S y CO_2 es el proceso **Amino-Acuoso** (21). Este proceso utiliza agentes extractivos constituidos por soluciones de 15% a 20% de monoetanolamina ó 20% a 30% de dietanolamina. Si el COS está presente, soluciones de dietanolamina debe ser usado ya que el COS reacciona con la amina primaria para formar un compuesto estable.

El proceso se fundamenta en la reacción de soluciones alcanolamino alifáticos, agua con gases ácidos como H_2S y CO_2 a temperatura atmosférica. El equilibrio decrece rápidamente a

temperaturas ligeramente elevadas. Esta reacción puede ser representada por las siguientes ecuaciones donde RNH_2 representa la monoetanolamina y R representa HOCH_2CH_2 .



Un grupo similar de ecuaciones se puede establecer para la di- y tri-etanolamina. Este proceso está basado en el equilibrio químico. El ciclo de operación y equipo requerido para este tipo de gas amino purificador es similar a aquellos para procesos de absorción y stripping de una planta de gasolina natural.

Entre otros procesos podemos mencionar:

- Carbonato de Potasio.
- Oxido de hierro
- Thylox
- Haines
- Fosfato tripotasio

El CO_2 es removido del gas natural como resultado del tratamiento por H_2S . Dependiendo de la eficiencia del proceso de purificación, usualmente desde 0.1% a 1.0 % queda en el gas.

Los mercaptanos pueden ser removidos del gas natural por contacto con aceites de absorción como kerosene, nafta. Además entre los sólidos adsorbentes el Charcoal remueve los mercaptanos efectivamente.

El proceso glicol-amina es recomendado cuando la desulfurización y deshidratación del gas son requeridos. En este proceso, la monoetanolamina MEA es utilizada en el rango de concentraciones arriba especificado, mientras que el dietilenglicol DEG es empleado a una concentración promedio de 85%.

5.2.3 Métodos de deshidratación.

El contenido de vapor de agua de un gas puede ser reducido por cualquiera o una combinación de los métodos siguientes:

- Compresión hasta una presión más alta con subsiguiente enfriamiento.
- Enfriamiento debajo del punto inicial de rocío.
- Adsorción con desecantes sólidos.
- Absorción con desecantes líquidos.

5.2.3.1 Compresión.

La compresión como medio de deshidratación es limitado pues la compresión requerida está gobernada por factores distintos a la deshidratación y el grado alcanzado para una relación de compresión dada no es siempre suficiente. Además, es necesario una capacidad de enfriamiento grande debido al calor latente del agua. Es recomendable secar el gas parcialmente antes de la compresión para evitar el costo adicional de enfriamiento. Este método causa elevados costos inicial y operativo.

5.2.3.2 Enfriamiento.

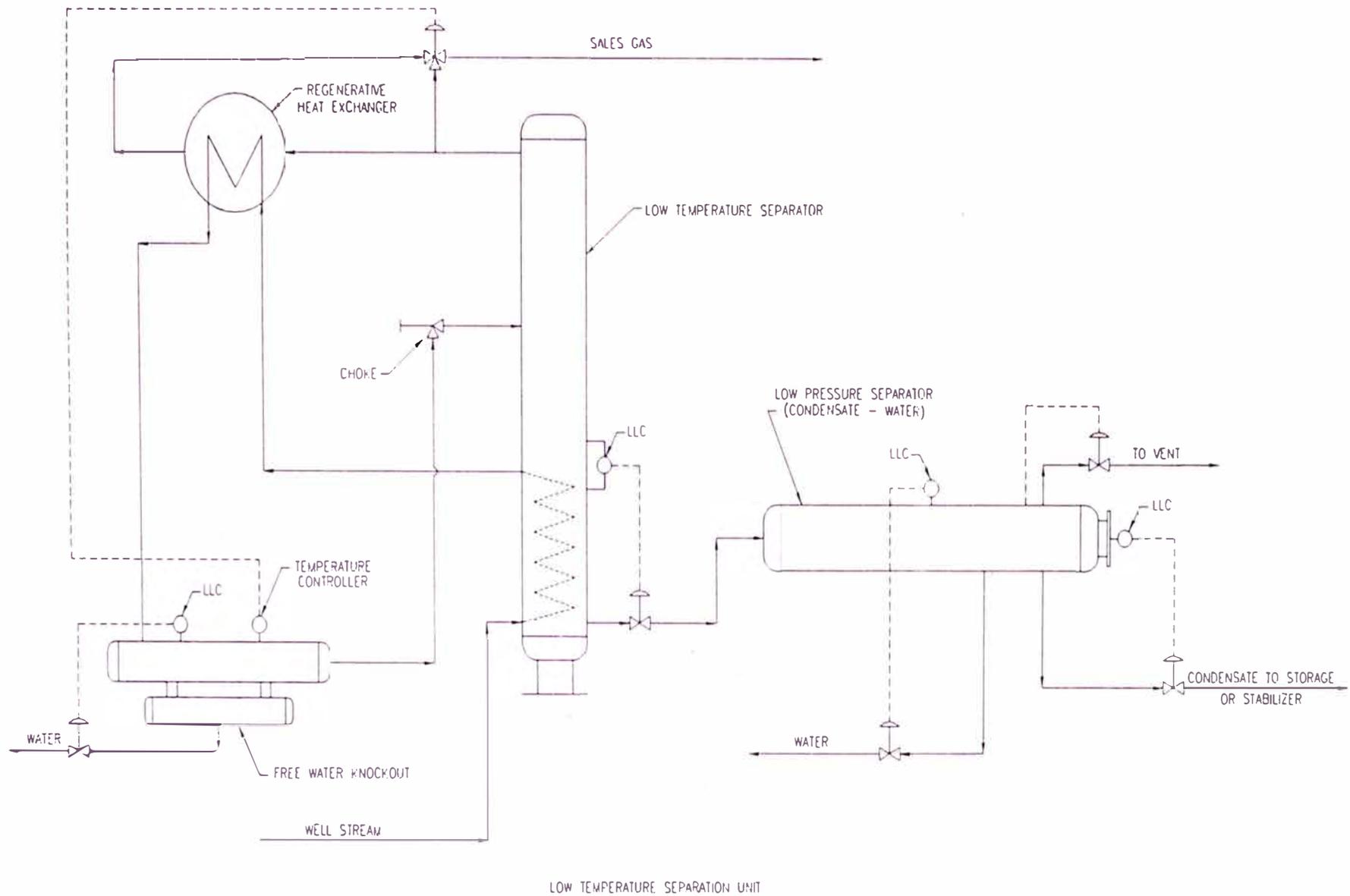
Se pueden mencionar los siguientes métodos:

- Condensadores de superficie.
- Serpentes de refrigeración.
- Refrigeración por expansión

Los condensadores de superficies se aplican a sistemas donde el medio de enfriamiento es agua proveniente de una torre de enfriamiento mientras que los serpentines de refrigeración se utilizan cuando el enfriamiento es conseguido por un refrigerante.

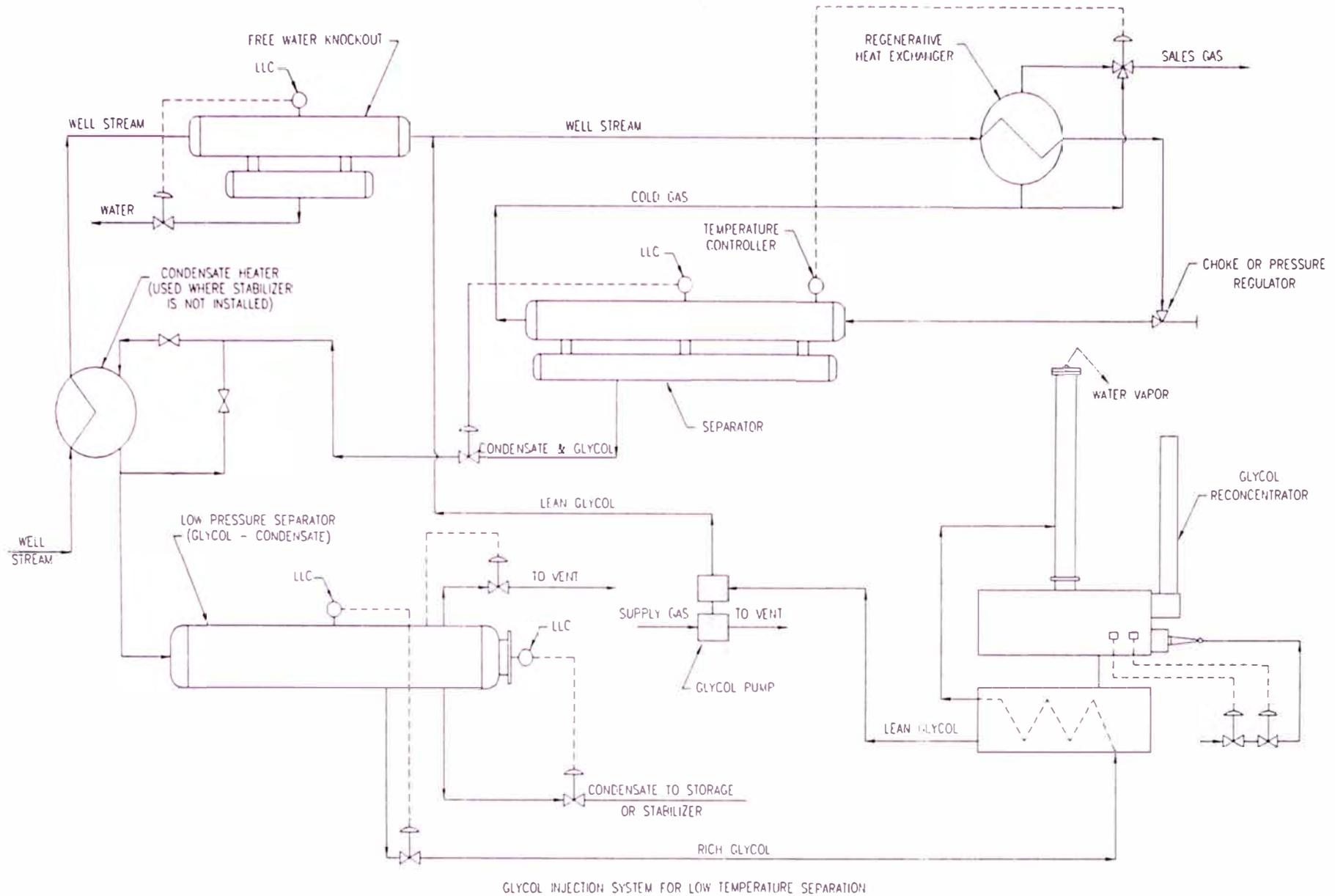
La refrigeración por expansión está basada en una ley termodinámica atribuida a Joule y Thomson en la cual, por medio de un coeficiente se ha definido la caída de la temperatura ha esperarse durante una expansión en un sistema adiabático.

En el diagrama de flujo de la figura 5.1 se muestra la unidad más simple: Hot Bottom Unit. Este está diseñado con un separador especial (separador de baja temperatura) para manipular los hidratos semi-sólidos, gas y líquido. En los fondos del separador hay un intercambiador de calor para fundir los hidratos y convertir algo del gas de entrada en líquido. Los gradientes típicos de temperaturas son 20° a 30°F en el tope y 65° a 70°F en el fondo.



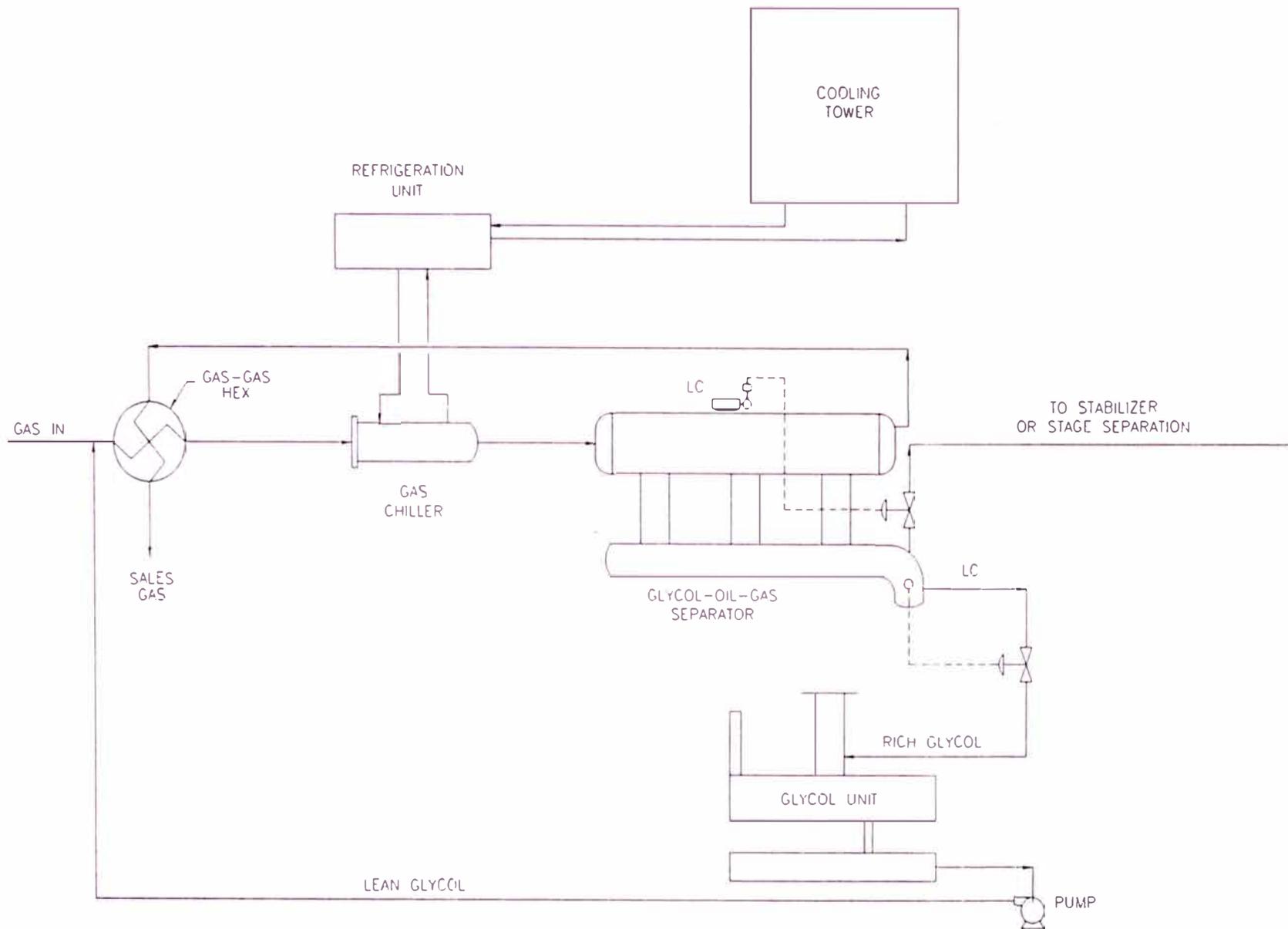
UNIDAD DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA
Temperatura de Fondo

Fig.5,1



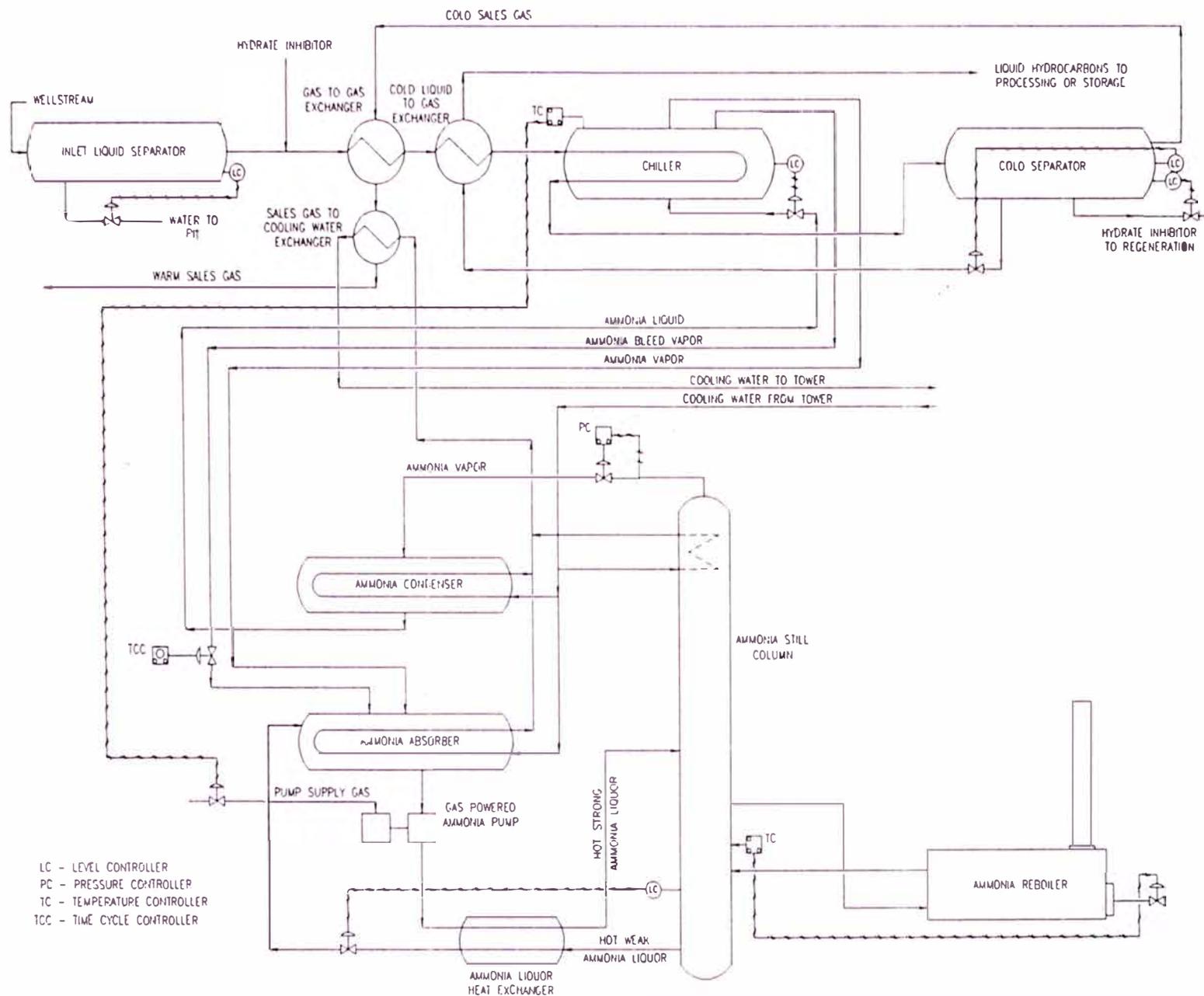
INYECCION DE GLICOL
 Unidad de Separación a Baja Temperatura

Fig.5,2



REFRIGERACION MECANICA
 Unidad de Procesamiento a Baja Temperatura

Fig.5,3



REFRIGERACION POR ABSORCION CON AMONIACO
 Unidad de Procesamiento a Baja Temperatura

Fig.5,4

En la figura 5.4 se observa el proceso de refrigeración por absorción. Este sistema combina la refrigeración externa con un ciclo de absorción. El enfriamiento es alcanzado por expansión de amoniaco líquido.

La refrigeración mecánica se utiliza en sistemas con muy poca caída de presión disponible y por lo cual requiere un enfriamiento mecánico adicional para alcanzar el mismo nivel de depresión del punto de rocío.

Las plantas de absorción de gas recientes usan refrigeración mecánica para enfriar la corriente de gas de entrada. El etilenglicol es usualmente inyectado dentro de la sección de chilling de la planta, el cual simultáneamente deshidrata el gas y recupera hidrocarburos líquidos, de manera similar a los separadores de baja temperatura.

5.2.3.3 Adsorción con desecantes sólidos.

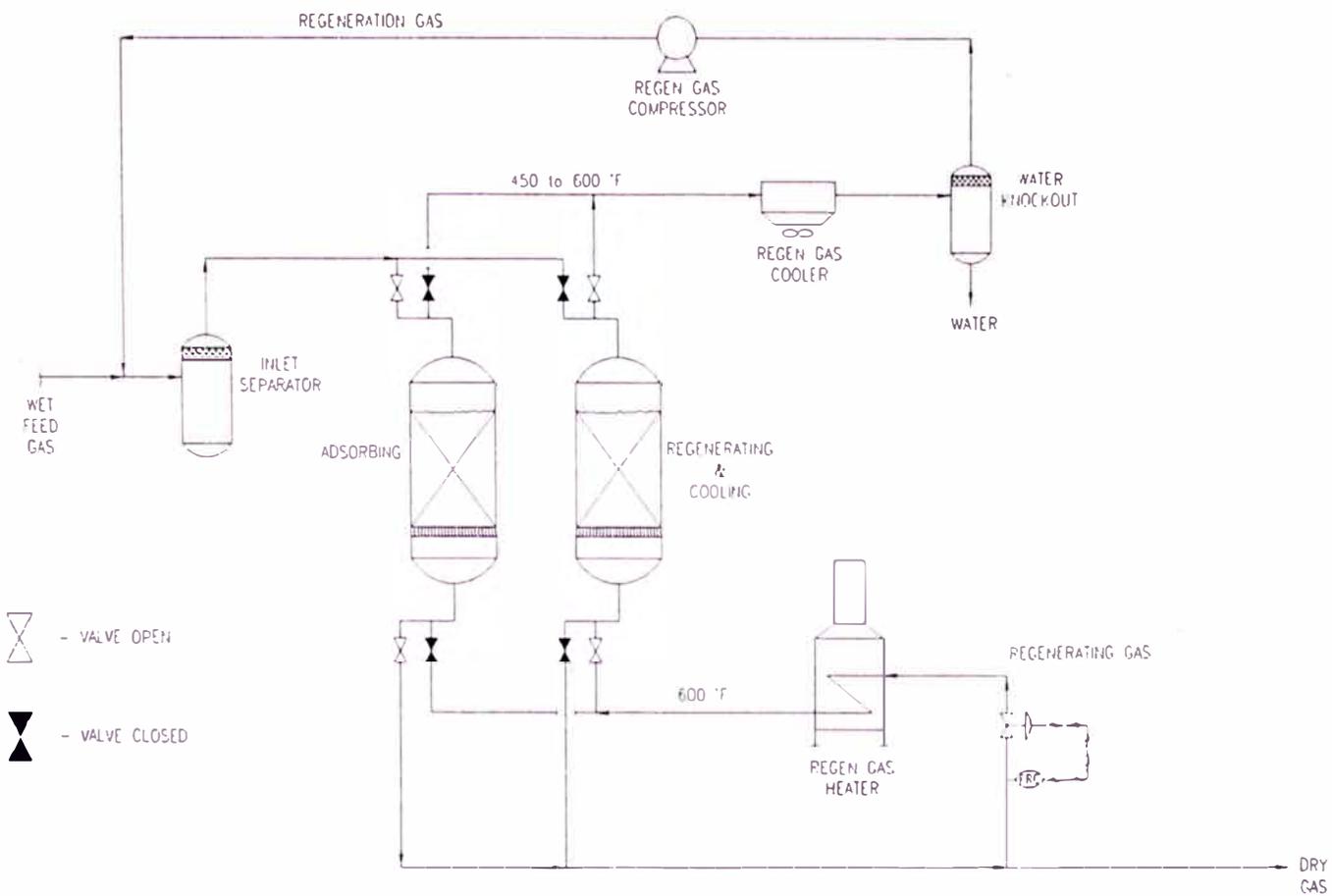
La naturaleza de la adsorción puede ser descrita sobre la base de fuerzas de atracción de las moléculas hacia la superficie. Se sostiene que la atracción del agua hacia los desecantes es debida a las fuerzas de Van der Waals ó fuerzas del "efecto dispersión". Los adsorbentes son caracterizados por una superficie extremadamente grande la cual está distribuida a través del sólido en forma de capilares finos no uniformes. La condensación toma lugar en

estos capilares produciendo una multitud de superficie líquida fina convexa. La presión de vapor de líquido en estos capilares está en equilibrio con vapor de agua de mucha menor presión parcial que la presión de saturación normal. Otra característica importante es que la cantidad adsorbida en equilibrio con una presión parcial de gas dada depende de la dirección desde la cual el equilibrio es aproximado.

Debido a que la deshidratación de gases utilizando desecantes sólidos es realizada en lechos fijos, la operación es batch. La capacidad de adsorción de los desecantes comerciales decrece con el uso por lo cual debe ser regenerado. Las condiciones del proceso para el diseño de unidades de deshidratación con desecantes sólidos esta determinada por las limitaciones impuestas por las propiedades del descante y por los costos mecánicos.

Existe una diversidad de sólidos desecantes que poseen las características físicas de adsorber agua del gas natural. Los desecantes sólidos son utilizados en deshidratadores que contienen dos o más torres.

La figura 5.5 muestra un sistema simple de dos torres. En una torre se adsorbe el vapor de agua del gas natural mientras que en la otra el desecante se regenera y enfría.



EJEMPLO DE DESHIDRATACION CON DESECANTE SOLIDO EN UN SISTEMA DE DOBLE TORRE

Fig.5.5

En la regeneración, el gas es calentado hasta 450°-600°F dependiendo del desecante usado en el servicio. Cualquier fuente de calor puede ser utilizada ya que el costo de operación es una de las principales consideraciones de diseño.

Los desecantes comerciales comunes caen dentro de tres categorías:

Alúmina. Manufacturada o natural en forma de óxido de alúmina la cual es activada por calentamiento.

Gels. Gel alúmina ó Gel sílica manufacturados y condicionados para tener una afinidad por el agua.

Tamices moleculares. Elaborados ó naturalmente en forma de aluminosilicatos mostrando un grado de selectividad basado en la estructura cristalina en su adsorción de los constituyentes del gas natural.

Las propiedades de los desecantes sólidos más comunes se muestran en la tabla 5.1.

Este sistema presenta ventajas con respecto al sistema de absorción con glicol:

1. Menores puntos de rocío son obtenidos sobre un amplio rango de condiciones de operación.
2. Se puede obtener gas seco con un contenido de humedad menor que 1.0 lb/MMCF.
3. Mayores temperaturas de contacto pueden ser toleradas con algunos adsorbentes.
4. Mayor adaptibilidad para cambios de carga repentinos.
5. Adaptibilidad para recuperar ciertos hidrocarburos líquidos además de la función de deshidratación.

Al mismo tiempo los problemas de operación incluyen:

1. La cantidad de vapor de agua adsorbida por regeneración disminuye con el uso continuado. La pérdida de capacidad puede ser acelerada por la colección de contaminantes como aceites del cilindro del compresor depositados sobre el lecho de desecantes.
2. Las operaciones de regeneración, enfriamiento y preparación son relativamente complicadas debido a que los tiempos de deshidratación decrecen gradualmente por la pérdida de capacidad del desecante.

3. Ante la necesidad de mantener la operación continua se puede requerir la descarga del desecante antes de su normal tiempo de vida.
4. Golpes de presión deben ser evitados pues puede ser la causante de desgaste y disminución de la capacidad.

5.2.3.4 Absorción con desecantes líquidos.

La cantidad de agua en el gas natural en saturación es pequeña, si al gas y líquido se les permite llegar al equilibrio, la fracción de agua en el gas es una función directa de la fracción de agua en la fase líquida; sin embargo, en los procesos comerciales nunca se alcanza el equilibrio, por lo que es más importante predecir la velocidad a la que el agua es absorbida. La velocidad de absorción depende de la superficie presentada, por lo tanto la principal resistencia puede concentrarse en la interfase. Debido a la acción molecular, las corrientes de convección están presentes y existe lo que podría llamarse películas dobles en la superficie, uno en la fase gas y el otro en el líquido contiguo a la interfase.

Como existe una concentración de agua más alta en la interfase que en el resto del fluido, el vapor de agua para ser absorbido debe propagarse a través de estas dos barreras. Las fuerzas impulsoras que hacen posible esto son la diferencia de presión parcial en el gas y la diferencia de

concentración en el líquido. Una de ellas normalmente controla el proceso.

En las plantas de absorción con desecantes líquidos, el vapor de agua es removido por el contacto íntimo del gas natural y el desecante líquido. Este contacto se realiza usualmente en columnas de platos o torres empacadas. Un buen desecante se caracteriza por tener las siguientes características: ser altamente higroscópico, poseer una baja presión de vapor a las condiciones de operación para alcanzar elevadas concentraciones en la regeneración, no debe ser corrosivo, química y térmicamente estable, tener baja viscosidad para reducir la resistencia al flujo, no ser hidrolizante, poseer bajo calor de reacción y bajo calor de solución, ser esencialmente insoluble en hidrocarburos, poca tendencia a la formación de espuma, ser económico y disponible.

Desde el punto de vista del proceso la cantidad de agua que puede ser extraída de un gas por un desecante líquido depende de:

- a. Temperatura y presión del sistema
- b. Grado de contacto entre el líquido y el gas
- c. Concentración de agua en el desecante líquido
- d. Rate de circulación del desecante líquido
- e. Temperatura y viscosidad del desecante líquido

La figura 5.6 ilustra un diagrama de flujo de una unidad de deshidratación de glicol. La corriente de gas primero ingresa a un scrubber donde cualquier acumulación de líquido es removida. El gas húmedo entonces ingresa por el fondo de un contactor glicol-gas y fluye hacia arriba a través de los platos y en contracorriente el glicol fluye hacia abajo de la columna mientras el glicol absorbe el vapor de agua del gas. El gas seco deja el contactor pasando por un extractor de niebla y se dirige a un intercambiador de calor glicol-gas (cooler de glicol) para aprovechamiento de energía. El glicol seco ingresa por el tope del contactor glicol-gas después de haber pasado por el cooler de glicol, luego el glicol húmedo el cual ha absorbido el vapor de agua del gas deja el fondo del contactor. El glicol húmedo es llevado a una unidad de regeneración pasando primero por un filtro y un separador flash. El separador flash de baja presión permite liberar el gas contenido en la solución y luego utilizarlo como suministro de combustible en el reboiler. El glicol húmedo es enviado hacia el surge-tank para precalentamiento y desde allí ingresa a la unidad de regeneración por el tope de la columna de despojamiento del reboiler. El vapor de agua es liberado desde el reboiler a la atmósfera pasando por la columna de despojamiento donde los vapores de glicol son condensados proporcionando un reflujo a la columna.

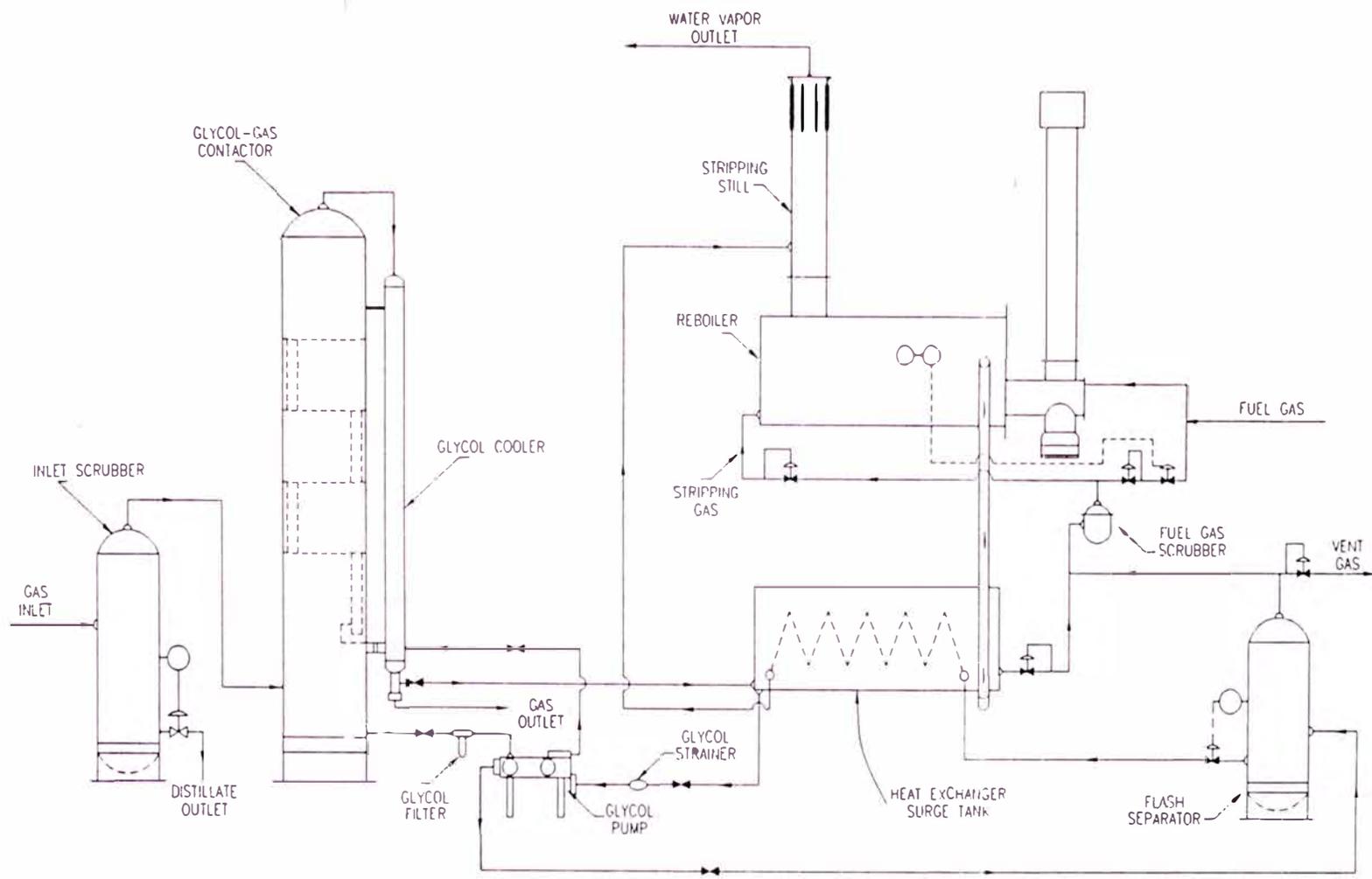


DIAGRAMA DE FLUJO DE
DESHIDRATACION CON GLICOL

Fig.5,6

En el reboiler el glicol es calentado aproximadamente 350°-400°F para remover suficiente vapor de agua y reconcentrarlo hasta 99%. El glicol reconcentrado deja el reboiler a través de una tubería de rebose y pasa por el lado de la coraza del intercambiador de calor del surge-tank. El surge tank también actúa como un acumulador para alimentar la bomba de glicol. Desde la bomba el glicol reconcentrado es enviado al cooler de glicol y luego hacia el tope de la columna de absorción para cerrar el circuito.

Las ventajas que presenta este sistema con respecto al de desecantes sólidos son:

1. Operación continua
2. Baja caída de presión a través de la torre de absorción
3. La planta puede ser usada satisfactoriamente en presencia de materiales extraños causantes de ensuciamiento.

Los problemas que se pueden presentar durante la operación son:

1. Materiales extraños suspendidos tales como suciedad, scale, óxidos de hierro, pueden contaminar la solución de glicol. Además el sobre calentamiento de la solución de glicol puede originar su descomposición. Los lodos e impurezas colectadas sobre las superficies de calentamiento causan pérdida en la eficiencia de

transmisión de calor ó pueden obstruir el paso del flujo.

El uso de filtros adelante de la bomba de glicol resuelve este problema. Por otro lado la presencia de oxígeno y H₂S puede causar corrosión.

2. Los líquidos presentes en el gas de entrada como agua, hidrocarburos ligeros, aceites lubricantes, pueden requerir la instalación de un eficiente separador adelante del absorbedor. Si el agua que ingresa al sistema esta altamente mineralizada puede cristalizar y llenar el reboiler con sales sólidas.
3. Es posible la formación de espuma como consecuencia del arrastre de líquido. La aplicación de un antiespumante es necesario en estos casos.
4. El glicol altamente concentrado tiende a volverse más viscoso a baja temperatura y por eso difícil de bombear. Las líneas de glicol pueden solidificarse a bajas temperaturas cuando la planta no está en operación. Para climas fríos es aconsejable la circulación continua de parte de la solución a través de calentadores

5.2.3.4.1. Propiedades de los desecantes líquidos más comerciales.

En la tabla 5.2 se muestra las propiedades de los desecantes líquidos más comerciales como el dietilenglicol y trietilenglicol.

Tabla 5.2

Característica	DIETILENGLICOL	TRIETILENGLICOL
	DEG	TEG
Peso molecular	106.12	150.17
Fórmula	C ₄ H ₁₀ O ₃	C ₆ H ₁₄ O ₄
Gravedad específica 20/20°C	1.1184	1.1254
Punto ebullición °F, 14.7psia	473	549
Punto de congelación °F	18	19
Solubilidad en agua 68 °F	Miscible en toda proporción	Miscible en toda proporción
Viscosidad absoluta 68 °F	35.5 Cps.	47.8 cps.
Calor específico 68°F	0.545 Btu/lb F	0.525 btu/lb F
Calor vaporización, 14.7 psia	150 btu/lb	179 btu/lb
Temp descomposición °F	328	404
Calor de disolución 77 °F	57.6 Btu/lb	86.4 btu/lb
Temp. Inflamabilidad °F	280.4	320

5.2.3.4.2 Selección del glicol.

Actualmente el DEG y TEG son los de uso más extendido. Los principales factores que han hecho que su uso sea extenso en la deshidratación de gas natural son su gran capacidad higroscópica, excelente estabilidad al calor y descomposición por el agua, además de ser fácil su disponibilidad a precios moderados.

El DEG fue el primero en encontrar aplicaciones comerciales. El DEG consigue buenos descensos

del punto de rocío del agua que lleva asociado el gas natural teniendo la posibilidad de absorber agua, en un amplio intervalo de concentraciones, a la vez que mantiene los valores de la presión de vapor relativamente bajos en las condiciones de operación. Pero su uso está limitado hasta concentraciones del 95% en peso debido a las altas pérdidas por evaporación que se obtendrían en la regeneración del DEG a concentraciones superiores. Este problema no lo tiene el TEG obteniéndose con facilidad concentraciones del 97.5% - 98.5% en peso. Esto se debe a las diferencias de puntos de ebullición de ambos compuestos.

Pequeñas cantidades de agua provocan una sensible disminución del punto de ebullición, haciendo que las disoluciones acuosas de DEG y TEG hiervan a temperaturas muy parecidas. Por este motivo altas concentraciones de TEG se consiguen fácilmente con menos pérdidas por evaporación a las temperaturas normales de regeneración. Alcanzar disoluciones de TEG más concentradas permite lograr una mayor disminución en el punto de rocío del agua asociado al gas natural que si se utilizara DEG.

La presión de vapor del DEG es mayor que la del TEG, lo cual indica la necesidad de un equipo más complejo para la regeneración de la disolución de DEG.

El TEG es recomendado para altos grados de secado ó alta depresión en el punto de rocío del agua asociado al gas natural.

5.2.3.4.3 Cuando se utiliza el desecante sólido ó líquido.

El alcance del uso de sistemas de deshidratación con desecantes sólidos versus desecantes líquidos esta limitado principalmente a los siguientes factores:

Obtención de Punto de rocío bajos del agua.- En el primero se obtienen puntos de rocío del agua más bajos (en el orden de -62°F a -95°F) en comparación con los desecantes líquidos (solamente con el TEG se pueden alcanzar valores de hasta -30°F).

Presencia de agua en el gas tratado.- Las cantidades remanentes de agua en el gas efluente son mínimas con desecantes sólidos (rango desde 10 ppm hasta menores de 1 ppm de agua). En cambio, con desecantes líquidos se alcanzan las

especificaciones requeridas para su transporte y distribución en tuberías (7 lb agua/MMscf gas).

La elección entre estos dos métodos reside en las especificaciones requeridas del gas deshidratado para su utilización directa ó para procesos posteriores, donde las exigencias del contenido máximo de agua en el gas deshidratado alimentado, limite el proceso con desecantes líquidos. En el caso que técnicamente los dos sean factibles, considerando las ventajas y desventajas de cada uno de ellos, sólo la evaluación económica decidirá su elección.

5.3 Problemas en las plantas deshidratadoras de gas natural

La deshidratación es un paso importante en el procesamiento del gas natural. La remoción del agua es necesaria para prevenir la condensación de una fase acuosa lo cual puede llevar a la formación de hidratos y corrosión en el sistema de manipulación del gas.

5.3.1 Sistema agua - hidrocarburo.

El agua y los hidrocarburos son compañeros naturales los cuales están en equilibrio a las condiciones del reservorio. La cantidad de vapor de agua en el gas en condiciones de equilibrio depende de la presión y la temperatura. El agua en el gas natural representa una

fuente de problemas en tuberías a alta presión. La presión facilita la combinación del agua con el gas natural para formar hidratos de gas sólidos a pesar de que la temperatura se encuentre arriba del punto de congelamiento del agua. Es necesario conocer el contenido de agua en el gas natural, lo cual determina la cantidad de agua que debe ser removida cuando los gases son deshidratados. Un entendimiento de las relaciones fisicoquímicas que gobiernan el comportamiento del sistema ayuda al manejo de los problemas involucrados en el control del contenido de humedad del gas natural y los hidrocarburos líquidos ligeros. La información sobre la naturaleza de los hidratos del gas y las condiciones de equilibrio a las cuales ellos se forman cuando el agua está presente permitirá al ingeniero seleccionar temperaturas y presiones para los gases húmedos a los cuales los hidratos no se formaran.

El agua líquida y los hidrocarburos son esencialmente inmiscibles unos a otros. Su ligera mutua solubilidad es importante para la predicción del hidrato pero no tiene un efecto medible en el comportamiento del equilibrio líquido - vapor.

Los hidrocarburos parafínicos son ligeramente solubles en agua aún a altas presiones. La solubilidad del gas natural en el agua de alguna manera es disminuida por la presencia de sólidos disueltos en la fase líquida. Los cálculos para la solubilidad de hidrocarburos en agua puede ser hecha por el uso de la ley de Henry para soluciones diluidas.

5.3.2 Contenido de agua saturada en el gas natural.

La predicción del contenido de agua en el gas natural es importante en el diseño de sistemas de deshidratación. Para la mayor parte de los sistemas de gas, las cartas de McKetta y Wehe en el GPSA Engineering Data Book ó las cartas basadas sobre el trabajo de McCarthy, Boyd y Reid proporcionan la determinación del contenido standard del agua en el gas dulce “**sweet**”. Estas cartas fueron generadas desde datos empíricos y para propósitos prácticos dan buenos resultados.

Maddox ha presentado un sumario de correlaciones del contenido de agua para gas ácido “**sour**”. Las ecuaciones de estado solamente han sido parcialmente exitosas en el modelamiento del comportamiento agua-hidrocarburo en sistemas de gas sour.

La composición del gas afecta el contenido del agua en el gas natural. La data de Deaton y Frost (19) indican que el contenido de agua saturada de gases naturales conteniendo cantidades substanciales de nitrógeno es menor que aquellos gases libres de nitrógeno. El nitrógeno tiende a decrecer la solubilidad del agua en el gas, porque este disminuye la desviación del comportamiento del gas ideal y es menos soluble en agua.

5.3.3 Hidratos del gas. (2,19)

Los hidratos son compuestos sólidos que se forman como cristales y tiene la apariencia de nieve, se forman por una reacción de gas

natural con agua en la proporción aproximadamente 10% hidrocarburo y 90% agua. Los hidratos tienen una gravedad específica de 0.98 y usualmente flotarán en agua y se sumergirán en el hidrocarburo líquido. El agua es siempre necesaria para la formación del hidrato así como también algo de flujo turbulento en la corriente de gas.

La formación del hidrato es frecuentemente confundida con la condensación. La condensación del vapor de agua de un gas natural bajo presión ocurre cuando la temperatura está en ó debajo del punto de rocío a esa presión. El agua libre obtenida bajo tales condiciones es esencial para la formación de hidratos, lo cual ocurrirá en ó debajo de la temperatura del hidrato a la misma presión. De ahí que la temperatura del hidrato será menor ó igual a la temperatura del punto de rocío.

Las condiciones para la formación de hidratos son:

- Gas natural en ó debajo su punto de rocío del agua con agua líquida presente.
- Temperaturas debajo de la temperatura de "formación de hidrato" para la presión y composición del gas considerado.
- Altas presiones de operación que incrementan la temperatura de "formación de hidrato".
- Alta velocidad o agitación a través de las tuberías ó equipos.
- Presencia de pequeños granos del cristal del hidrato.

- La presencia de H₂S ó CO₂ conduce a la formación de hidrato ya que estos gases ácidos son más solubles en agua que en hidrocarburos

5.3.3.1 Predicción de la formación del hidrato.

Katz, Wilcox y Carson (17,19,45) por analogía con el equilibrio líquido-vapor, propusieron un método de estimación de las condiciones para la formación del hidrato, lo cual puede ser determinada desde las constantes de equilibrio vapor-sólido definida por la ecuación:

$$K_{v-s} = y / x_s$$

El cual es empleado en la ecuación del punto de rocío:

$$\sum y_i / k_i = 1 \quad \text{en el punto del hidrato.}$$

Este método es reconocido por sus buenos resultados, especialmente en gas natural dulce con composiciones de hidrocarburos parafínicos típicos. Otros métodos empíricos han sido presentados (45), pero la técnica más común utilizada esta basada en modelos termodinámicos estadísticos.

Recientes trabajos (45) han enfocado sus investigaciones en la cinética de formación de hidrato. Este es un proceso de cristalización que involucra la transferencia de masa de los multicomponentes hacia el lugar de crecimiento del cristal. El tiempo requerido para que la cristalización inicial ocurra depende de varios factores: el grado de subenfriamiento

debajo de la temperatura de equilibrio del hidrato, la presencia de lugares de nucleación artificiales (productos de corrosión, ensuciamiento, incrustaciones, arenas, etc) y el grado de mezcla. Después que la cristalización ha empezado, se requiere un tiempo adicional para que los cristales de hielo se aglomeren y obstaculicen el flujo.

5.3.3.2 Prevención de la formación del hidrato. (19,21)

La formación de hidratos se previene por deshidratación del gas natural ó por inhibición de la formación del hidrato. La deshidratación es usualmente preferible pero la inhibición puede ser satisfactoria. El objetivo es eliminar una de las condiciones para su formación:

- Por calentamiento de la corriente del pozo no procesada (fría).
- Inyección de químicos, los cuales afectan la velocidad de crecimiento del cristal.
- Inhibidores que disminuyen la temperatura de formación del hidrato actuando como anticongelantes.

El uso de los glicoles o metanol disminuye la temperatura de formación de hidrato a una temperatura dada. El etilenglicol, dietilenglicol y trietilenglicol son los más usados para inyección continua en condiciones no criogénicas. El

metanol es usualmente preferido a condiciones criogénicas. Todos pueden ser recuperados y recirculados pero la recuperación de metanol puede no ser económicamente favorable (2,3).

La mínima concentración de inhibidor en la fase agua libre puede ser aproximada por la ecuación de Hammerschmidt (45).

5.4 Recuperación de hidrocarburos líquidos del gas natural.

Desde el punto de vista de la recuperación de hidrocarburos, todos los procesos tienen en común el principio básico de promover la condensación de los hidrocarburos más pesados por medio de la reducción de la temperatura. Dentro de estos, el proceso de absorción con lean oil refrigerada utiliza la refrigeración como complemento auxiliar para obtener mayores recuperaciones. Su aplicación es típica en la recuperación de propano y más pesados, teniendo siempre una recuperación incidental de etano.

La tabla 5.3 muestra los procesos utilizados para la recuperación de líquidos del gas natural.

Tabla 5.3

TIPO	APLICACIÓN
Enfriamiento tipo Chilling con inyección de glicol (Unidad de Refrigeración)	C3 Recuperación varía, depende de la temperatura de procesamiento.
Unidad desecante de ciclo corto	Recuperación C5 a más.
Planta de expansión	Recuperación muy alta de C3 (C2 opcional)
Planta Joule – Thompson	Recuperación alta de C3
Absorción con lean oil (Temperatura atmosférica)	Recuperación baja de C3 (20-30%)
Absorción con lean oil refrigerada	Recuperación alta de C3 (hasta 90%)

Con respecto a los procesos de expansión, ambos causan enfriamiento del gas debido a la reducción de la presión, la diferencia básica entre ellos en términos termodinámicos es que el tipo Planta Joule - Thompson es isoentálpico, mientras que el tipo Planta de Expansión es isoentrópico.

El proceso de recuperación de hidrocarburos líquidos por refrigeración simple consiste esencialmente en el enfriamiento del gas de modo de promover la condensación del propano y los hidrocarburos más pesados. Este proceso es utilizado para recuperaciones no muy elevadas a partir del propano.

El Chilling de gas con inyección de glicol se utiliza para obtener las siguientes especificaciones:

- Punto de rocío del agua en el gas de venta. Esta especificación se logra con la inyección de glicol.
- Punto de rocío del hidrocarburo. Esta especificación se alcanza enfriando el gas aproximadamente de 3° a 6°C como mínimo debajo del punto de rocío requerido para el gas de venta.
- Maximizar el beneficio. La temperatura empleada para el procesamiento puede ser substancialmente menor que la mínima requerida para encontrar el punto de rocío en especificación.

Este proceso es simple y es uno de los más comunes en Norte América. En la fig 5.7 se muestra el diagrama de este proceso. El gas ingresa en la entrada del separador (no mostrado) donde el gas y líquidos son separados. Si el gas es dulce, el gas se envía directamente a la unidad de refrigeración. Si es ácido, la purificación debe ser realizada primero.

En la entrada de la unidad de refrigeración, el gas fluye por el lado de los tubos del intercambiador gas-gas. Etilenglicol-agua (usualmente 80% de glicol en peso) es atomizado e inyectado en la cámara de tubos del intercambiador gas-gas para ayudar en la absorción de agua y prevenir la formación de hidratos (ver fig 5.8 para detalles). Aquí el gas caliente es enfriado con el gas frío del separador de baja temperatura. Luego del enfriamiento, la corriente de gas se envía hacia el chiller de gas. En el chiller la corriente de gas es enfriada por debajo de la temperatura de proceso requerido (tan bajo como -40°C en algunas plantas) por medio

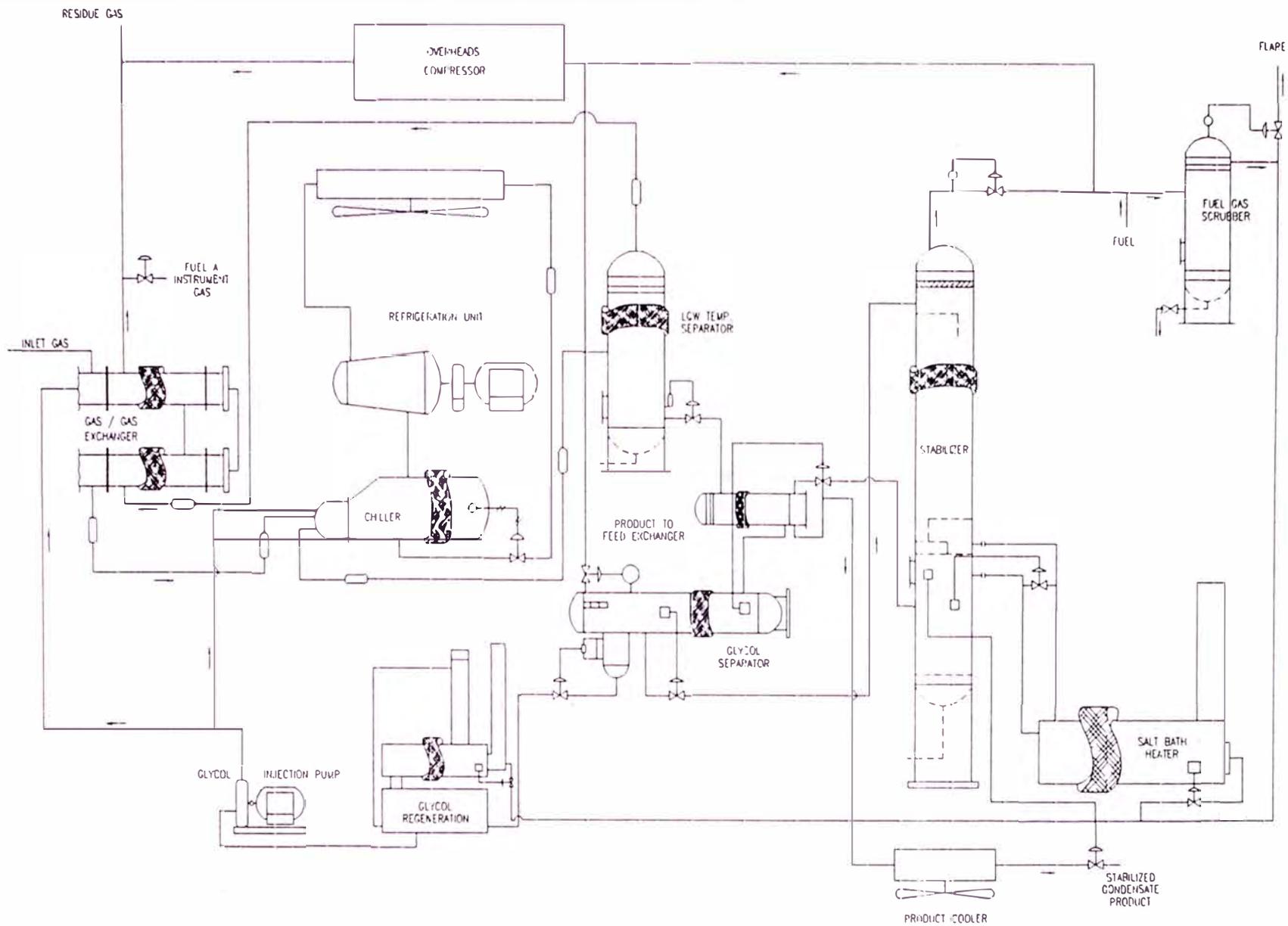
de un refrigerante, el cual fluye por el lado de la coraza. En este intercambiador el glicol también es atomizado en el lado de los tubos.

El gas enfriado del chiller ingresa al separador de baja temperatura donde el gas y líquidos son separados. El gas se envía hacia el intercambiador gas-gas para aprovechamiento de energía. La corriente líquida consiste de una mezcla de hidrocarburos y una solución de glicol rica en agua (aproximadamente 60 - 70 % glicol / agua). Esta corriente puede ser manipulada de la siguiente manera:

- a. La corriente de líquido combinada va a través de un precalentador hacia el separador de glicol (3 fases). Aquí el gas despedido, los hidrocarburos líquidos y el glicol rico son separados. El glicol rico es enviado a regeneración y desde allí es reciclado. Los hidrocarburos líquidos van hacia un fraccionador (estabilizador o deetanizador dependiendo de los requerimientos del producto).
- b. Alternativamente, el separador de baja temperatura puede ser de tres fases donde las tres corrientes son separadas como se explicó previamente.

La selección de uno de ellos depende del diseño particular y de la economía del mismo.

Uno de los refrigerantes utilizados es el propano con el cual se llega a temperaturas de -40°F . La presión del gas debe estar por lo menos a 650 psi para obtener la condensación deseada a la temperatura de operación. El líquido condensado puede ser posteriormente separado en GLP y C5+.



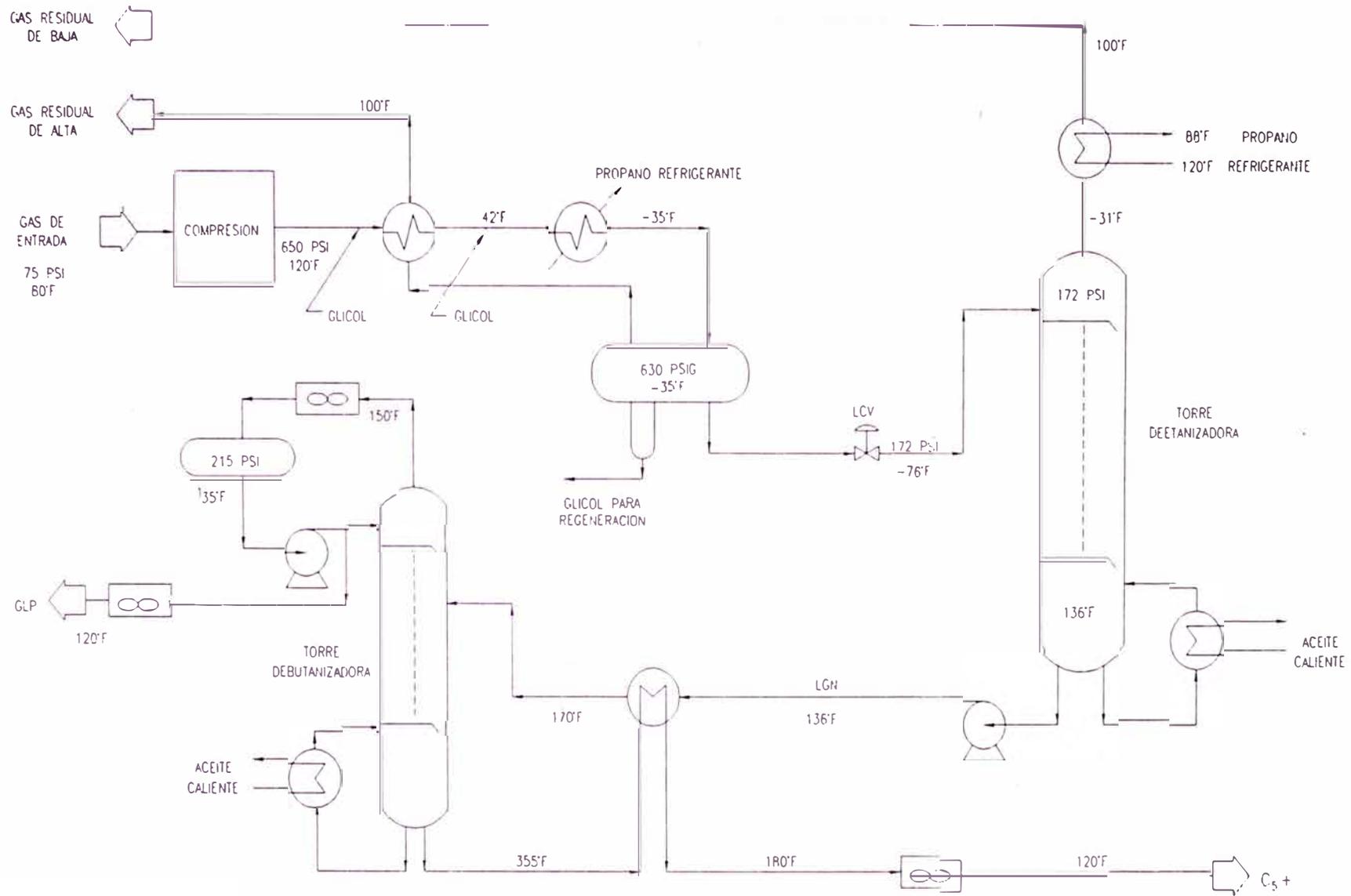
GAS ENFRIADO CON ADICION DE GLICOL
Y PRODUCTO DE ESTABILIZACION

Fig.5,7

En la fig. 5.9 se muestra el diagrama de flujo simplificado del proceso de refrigeración simple.

El gas de entrada disponible a 80°F y 75 psig es comprimido hasta 650 psig y 120°F. Luego este gas es enfriado, primero con el propio gas residual y después con propano refrigerante llegando hasta -35°F. En estos puntos se inyecta glicol para evitar la formación de hidratos durante el transcurso del enfriamiento. Luego, el flujo frío ingresa a un separador de tres fases donde son separados el gas residual, hidrocarburos condensados y el glicol. El gas residual al intercambiar calor con el gas de entrada eleva su temperatura hasta 100°F, el glicol es enviado hacia una unidad de regeneración y posterior reutilización, y el condensado es expandido en una válvula hasta 172 psig, enfriándose de esta manera hasta 76°F. Seguidamente el condensado pasa a una torre deetanizadora donde el etano y componentes más livianos son separados por el tope y los líquidos del gas natural "LGN" por el fondo. El gas residual de tope es llamado "gas residual de baja" (baja presión) el cual es utilizado en la condensación del propano refrigerante en la etapa de compresión del ciclo de propano calentándose a 100°F.

El LGN del fondo de la deetanizadora se bombea hacia la torre debutanizadora donde se obtienen como productos GLP y C5+. El GLP es condensado a 215 psig y una parte de éste es rebombeado para reflujo y el resto enfriado para su almacenamiento. Los rehervidores utilizan aceite caliente como medio de transferencia de calor.



REFRIGERACION SIMPLE
UPGN - LAGUNA PARDA

Fig.5,9

Cabe mencionar que los sistemas de inyección de glicol nacieron como una alternativa a la deshidratación con glicoles en torres de absorción. Ante el crecimiento de la demanda del gas licuado de petróleo y la utilización de la inyección de glicol para la prevención de la formación de hidratos en plantas LTS "Separación a baja temperatura", las cuales empleaban válvulas de expansión como mecanismo de enfriamiento, se utilizó la misma tecnología en plantas refrigeradas que procesaban "lean oil"

A diferencia de la absorción de agua con glicoles en torres de platos (plantas de procesamiento de gas), el mecanismo de remoción de agua en este proceso es la condensación y la solución de glicol es inyectada para prevenir la formación de hidratos. El parámetro del flujo ó rate de circulación de glicol es importante en el diseño de estos dos métodos.

En el proceso de absorción con lean oil refrigerada, la absorción física es promovida por el contacto del gas con un aceite de absorción. El mecanismo se basa en la diferencia entre la presión de vapor de los componentes del aceite y su presión parcial en el gas, dando como resultado la transferencia de masa del gas hacia el aceite con liberación de energía y por lo tanto aumento de la temperatura. La refrigeración es obtenida a través de un fluido auxiliar. La eficiencia de la absorción depende de la presión y temperatura de operación del sistema, de las cantidades relativas de gas y aceite de absorción, la calidad del contacto entre el gas y el líquido.

5.5 Tecnologías de secado de gas natural.

5.5.1 Tecnología de secado mediante glicol.

En la fig 5.10 se muestra el diagrama de proceso de una unidad de secado. La absorción de agua del gas natural se realiza en circuito cerrado por medio de un glicol que es regenerado y nuevamente inyectado al proceso. La corriente de gas natural húmedo ingresa a la unidad de secado a través de un separador de gotas donde se eliminan los líquidos arrastrados. Desde el separador, el gas pasa al absorbedor y circula hacia arriba atravesando los platos en contracorriente con el glicol que fluye hacia la parte baja del absorbedor. El gas natural entra en contacto con el glicol en cada plato, absorbiendo éste el vapor de agua de la corriente del gas natural. El gas natural seco abandona la cabeza del absorbedor a través de otro filtro o separador que elimina las posibles gotas de glicol arrastradas en la corriente de gas. La temperatura del gas a la salida del absorbedor permanece casi invariable. El gas natural abandona la planta con la especificación en agua deseada, en dirección a su posterior tratamiento o distribución.

El glicol concentrado llamado "pobre", procedente del enfriador de glicol concentrado entra al absorbedor por el plato de cabeza fluyendo hacia abajo a través de cada plato. Este glicol húmedo llamado "rico", pasa al tanque flash previo calentamiento en la columna del regenerador.

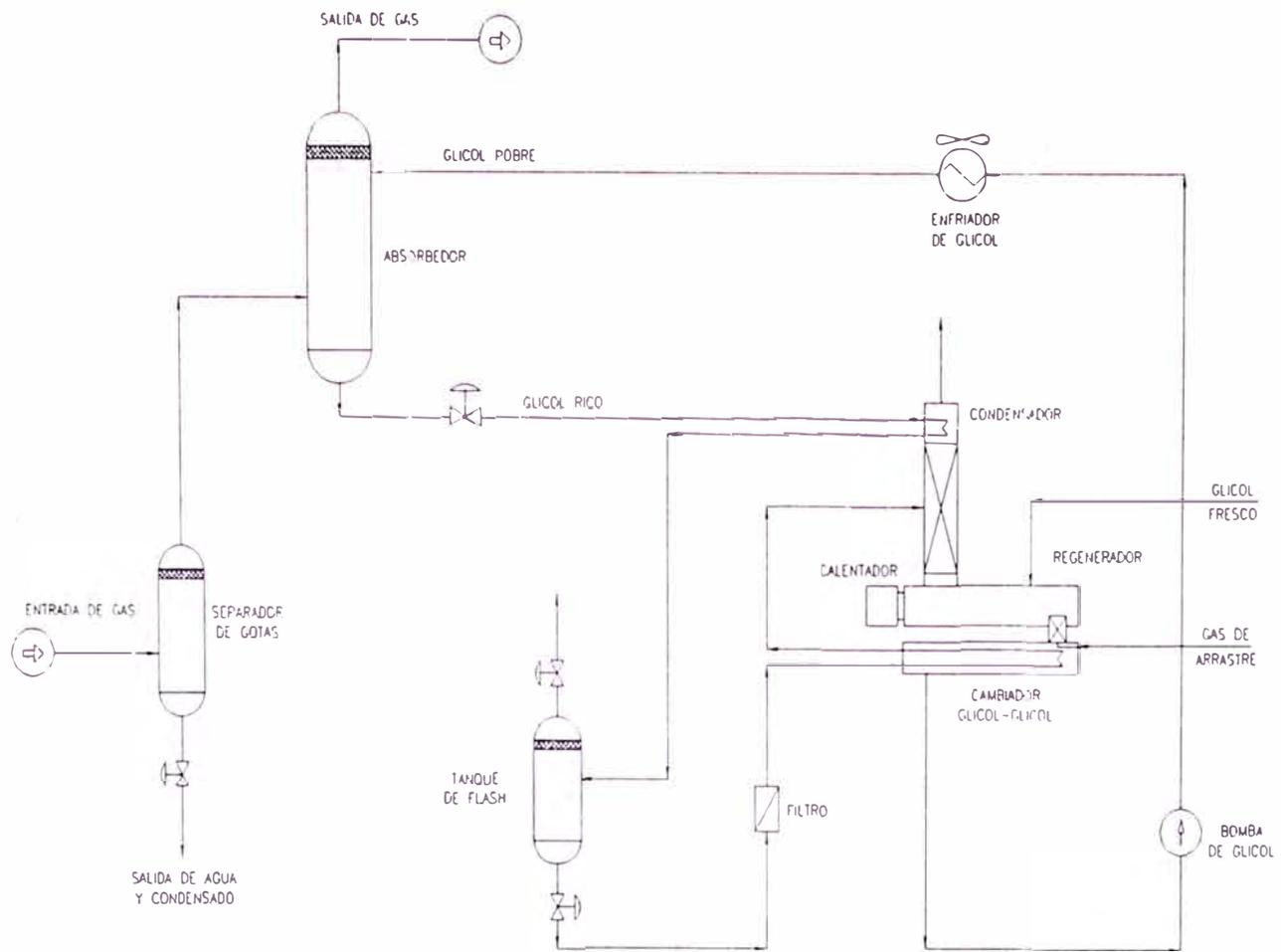
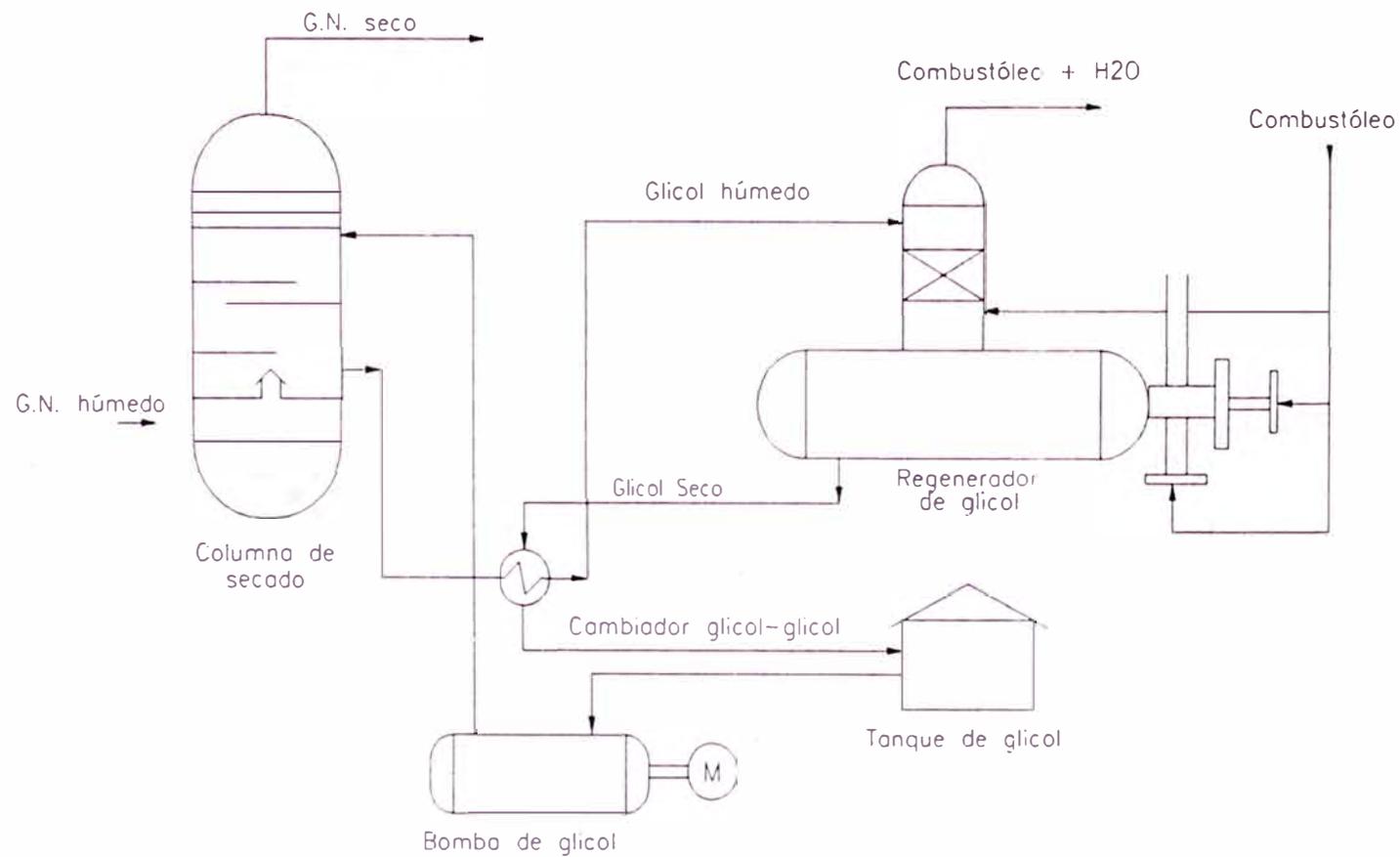


DIAGRAMA DE PROCESO DE UNA UNIDAD DE SECADO Fig.5,10

El separador de baja presión o tanque flash permite eliminar los vapores de hidrocarburos además de otros gases ácidos absorbidos por el glicol. Este separador está equipado con un controlador de nivel y una válvula de control que descarga la corriente de glicol "rico" a través de un filtro. Si la corriente de glicol "rico" absorbe hidrocarburos líquidos en el absorbedor, se diseñará el tanque flash para tres fases evitando así las mayores pérdidas de glicol que los hidrocarburos líquidos provocarían en el regenerador. El filtro elimina posibles partículas sólidas que dañarían la superficie de calefacción en el regenerador. La corriente de glicol "rico" sale del filtro e ingresa a la columna del regenerador dispuesta por la parte superior del mismo. Esta es una columna de relleno a través de la cual el glicol fluye hacia el regenerador poniéndose en contacto con gas caliente y vapores de agua y glicol que circulan hacia la cabeza de la columna. Los vapores de agua y glicol pasan por el condensador de cabeza manteniendo un cierto reflujo en la columna, evitando excesivas pérdidas de glicol. El vapor de agua y el gas de arrastre salen por la cabeza de la columna y son evacuados al colector de baja presión. El glicol pasa de la columna al regenerador que mantiene un nivel constante y suficiente para cubrir los elementos calefactores. La columna de arrastre donde se inyecta el gas de arrastre une el regenerador con el cambiador glicol-glicol. En el regenerador se elimina cantidad de agua suficiente para concentrar el glicol.



SECADO MEDIANTE TEG

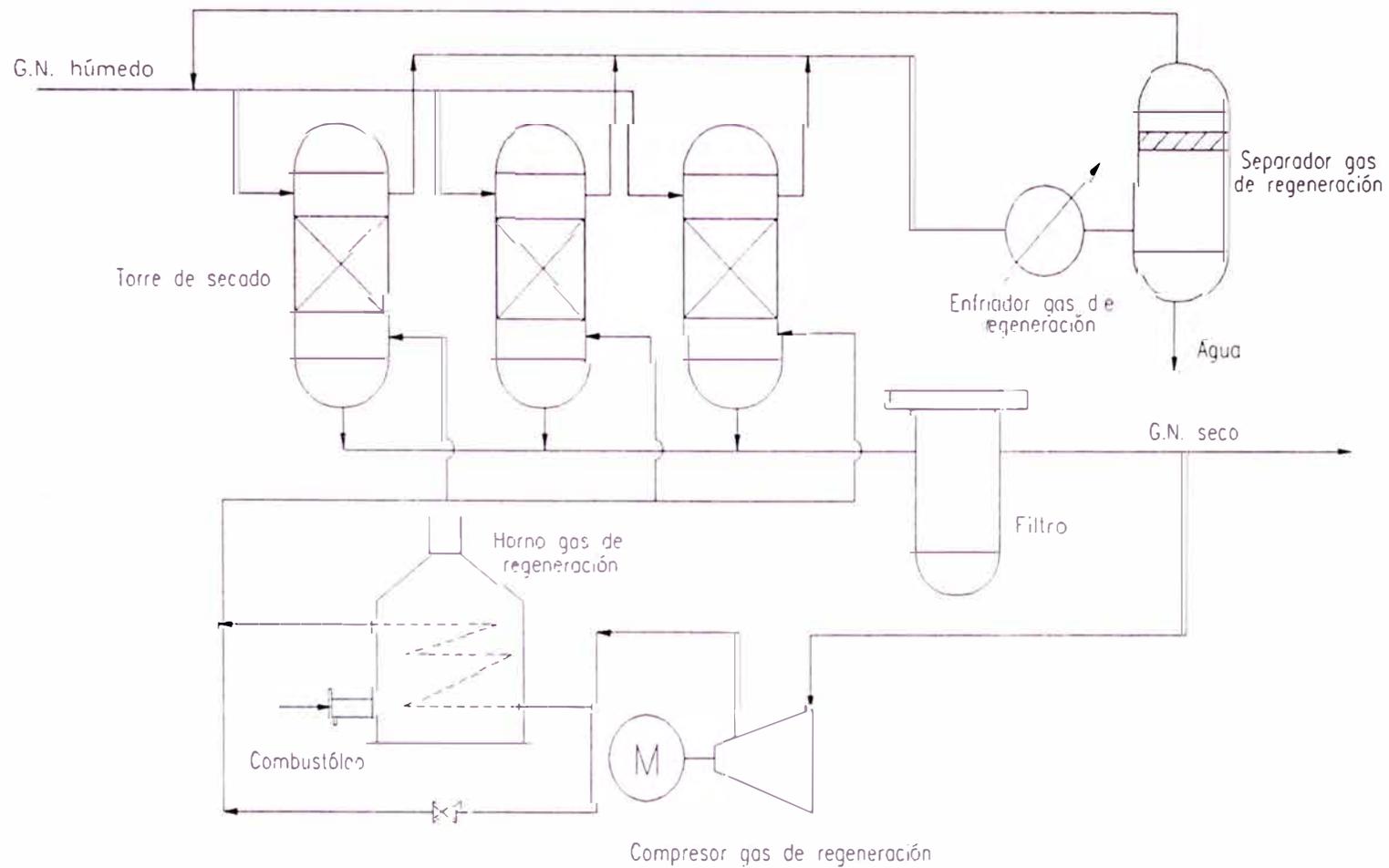
Fig.5, 11

El glicol "pobre" concentrado abandona el regenerador a través del rebose de la columna de arrastre pasando al recipiente pulmón que actúa como carcasa del cambiador que calienta por tubos el glicol rico camino de la columna de regeneración. Este recipiente pulmón también actúa como acumulador para alimentar las bombas de glicol. El glicol "pobre" es bombeado a la presión de operación del absorbedor pasando por un enfriamiento tal que se obtenga una temperatura del glicol "pobre" unos grados por encima de la temperatura del absorbedor evitando así condensaciones de hidrocarburos en el absorbedor.

El método más popular para el secado del gas consiste en circular el gas húmedo en contracorriente con trietilenglicol en una torre de platos. El TEG circula en circuito cerrado, regenerándose en una columna de desorción donde se separa el agua absorbida (Fig. 5.11).

5.5.2 Tecnología de secado mediante tamices moleculares.

Los tamices moleculares poseen la más alta capacidad de absorción de agua, producirán menores puntos de rocío del agua y pueden ser usados simultáneamente purificando y secando gases y líquidos. Los deshidratadores con tamices moleculares son comúnmente usados adelante de las plantas de recuperación de NGL donde el gas es requerido extremadamente seco.



SECADO MEDIANTE TAMICES
MOLECULARES

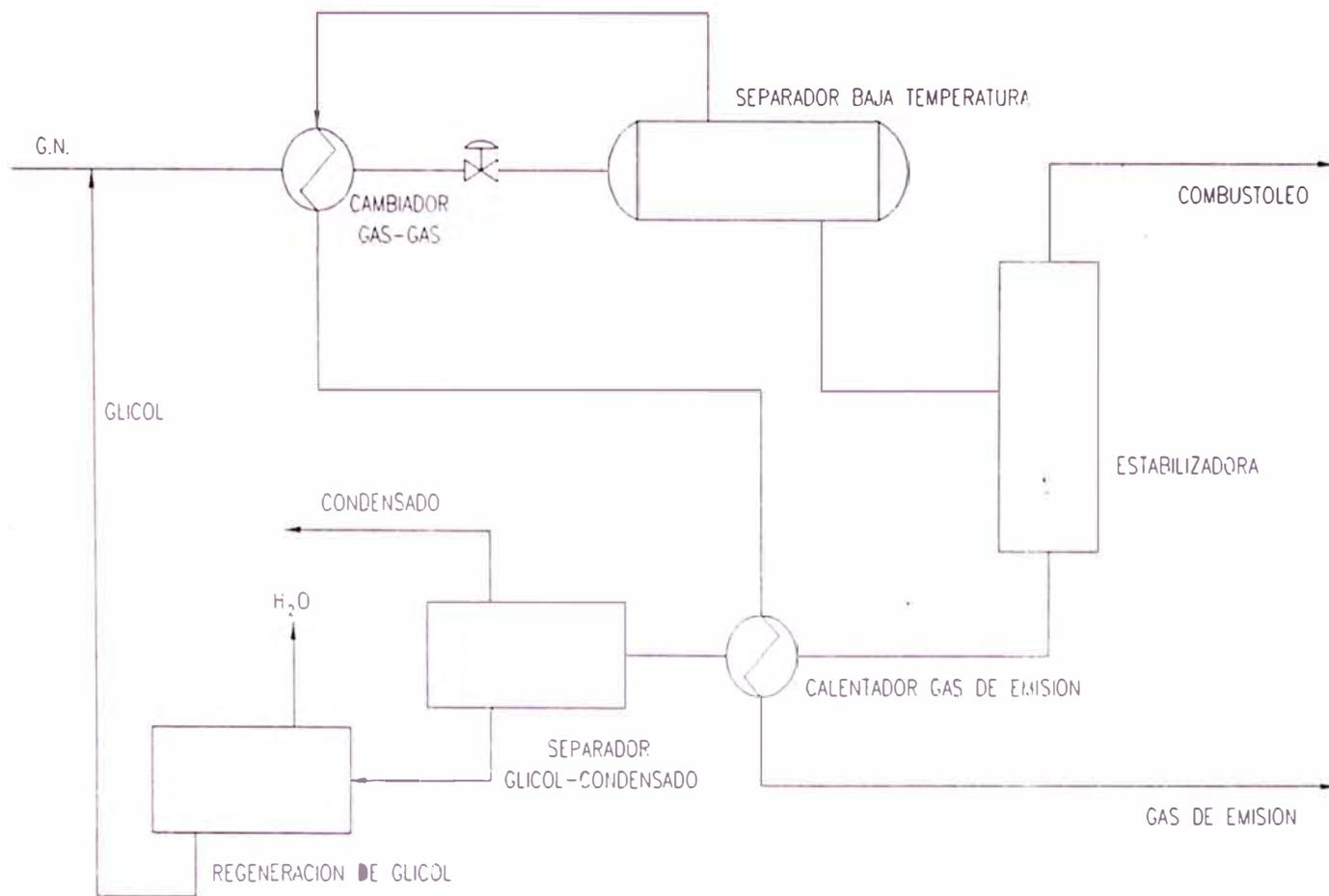
Fig 5, 12

Las plantas criogénicas NGL diseñadas para recuperar etano, producen temperaturas muy bajas y requieren el gas alimentado seco para prevenir la formación de hidratos.

Para procesos continuos se requiere dos ó más tanques con uno sobre la línea de remoción de agua mientras que el otro esta siendo regenerado. Normalmente una cama está diseñada para estar en línea de 8 a 24 hr. Cuando la cama esta fuera de línea, el agua es removida por calentamiento del tamiz a 450°F-550°F. El gas de regeneración utilizado para calentar la cama es usualmente una corriente del gas seco de proceso. El gas de regeneración es retornado al proceso después de que éste ha sido enfriado y el agua libre removida. En este proceso se puede alcanzar una deshidratación de aproximadamente 1 ppmw. Un diagrama de flujo del proceso es ilustrado en la fig 5.12.

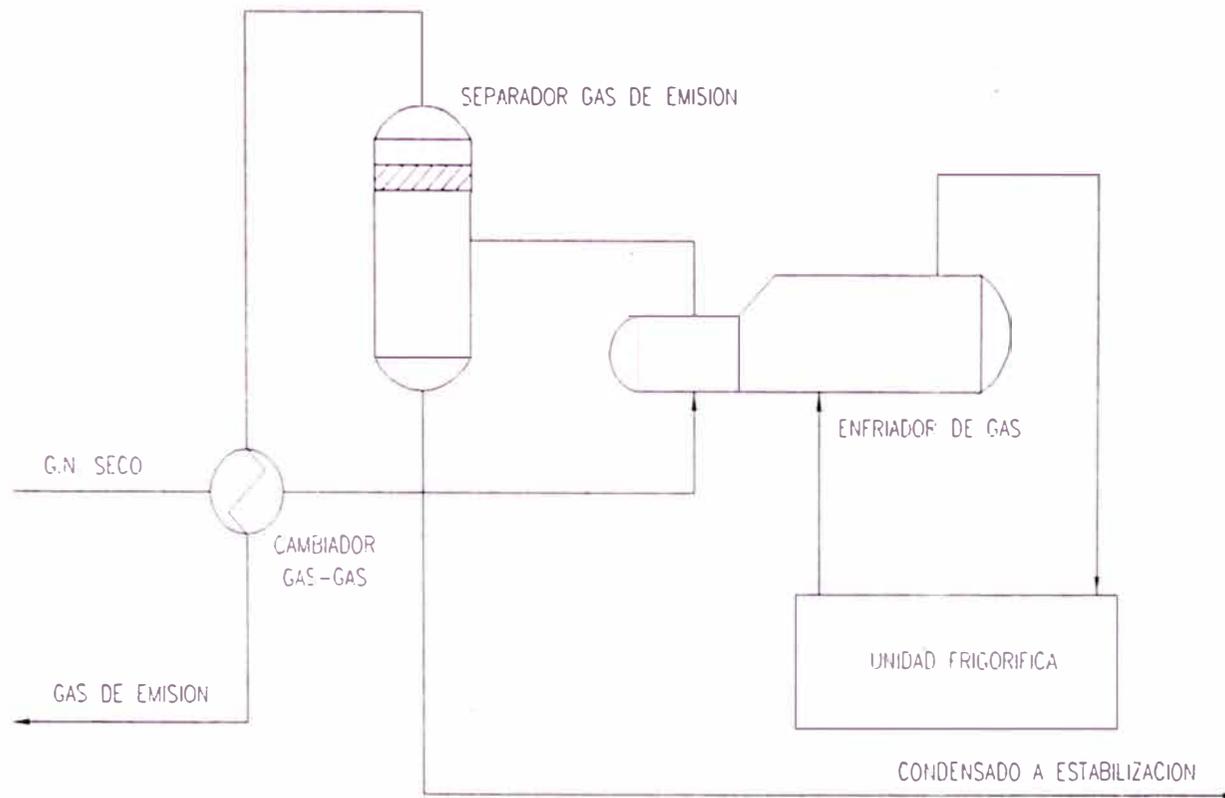
5.5.3 Sistema de separación a baja temperatura "LTX".

Este método es atractivo pues limita el contenido de hidrocarburos más pesados lo cual se expresa como la temperatura de rocío máxima del gas de emisión a una presión de referencia. En este se separan conjuntamente el agua y los hidrocarburos. Una expansión isoentálpica enfría el gas a la temperatura de control, decantándose agua, hidrocarburos y el glicol que se ha adicionado para evitar la formación de hidratos a esta unidad, el cual se regenera y funciona en circuito cerrado (fig. 5.13).



SISTEMA LTX

Fig.5,13



CONTROL DEL PUNTO DE
ROCIO POR REFRIGERACION

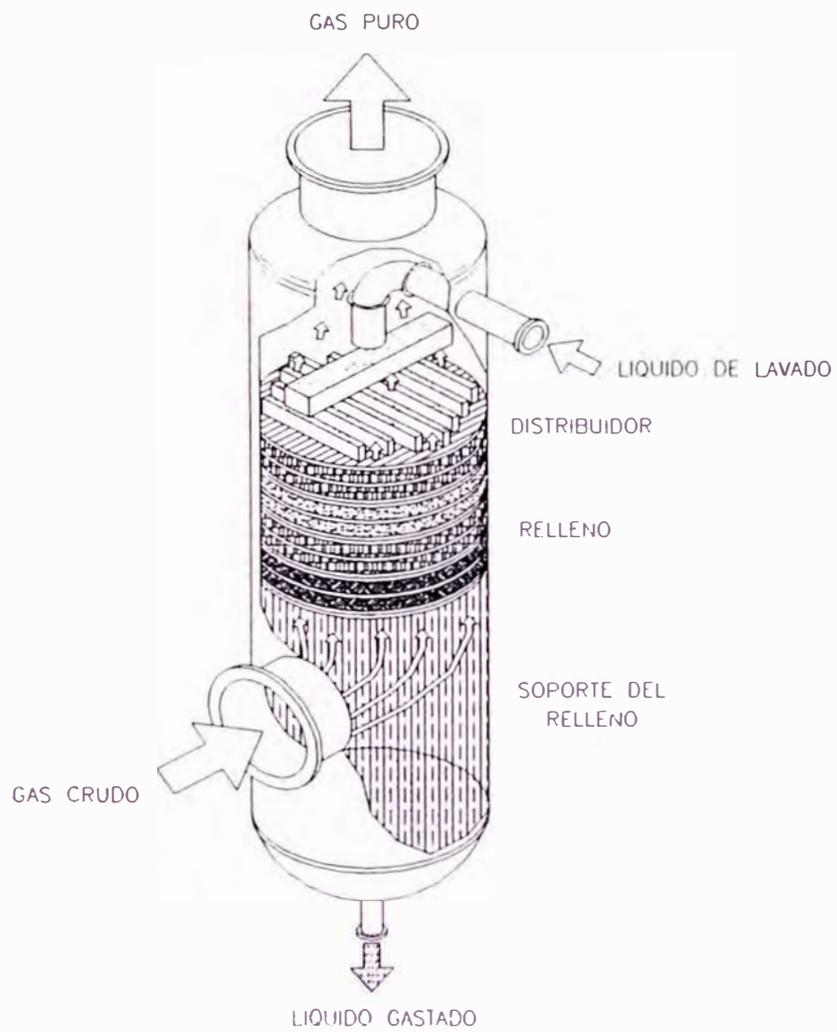
Fig.5,14

La principal desventaja de este sistema es que requiere un incremento de presión elevado para producir el enfriamiento, necesitándose en la práctica presiones del orden de 175 ATA en la llegada a la planta, por lo que sólo es viable cuando se prevén presiones más alta en todo momento de la vida del yacimiento.

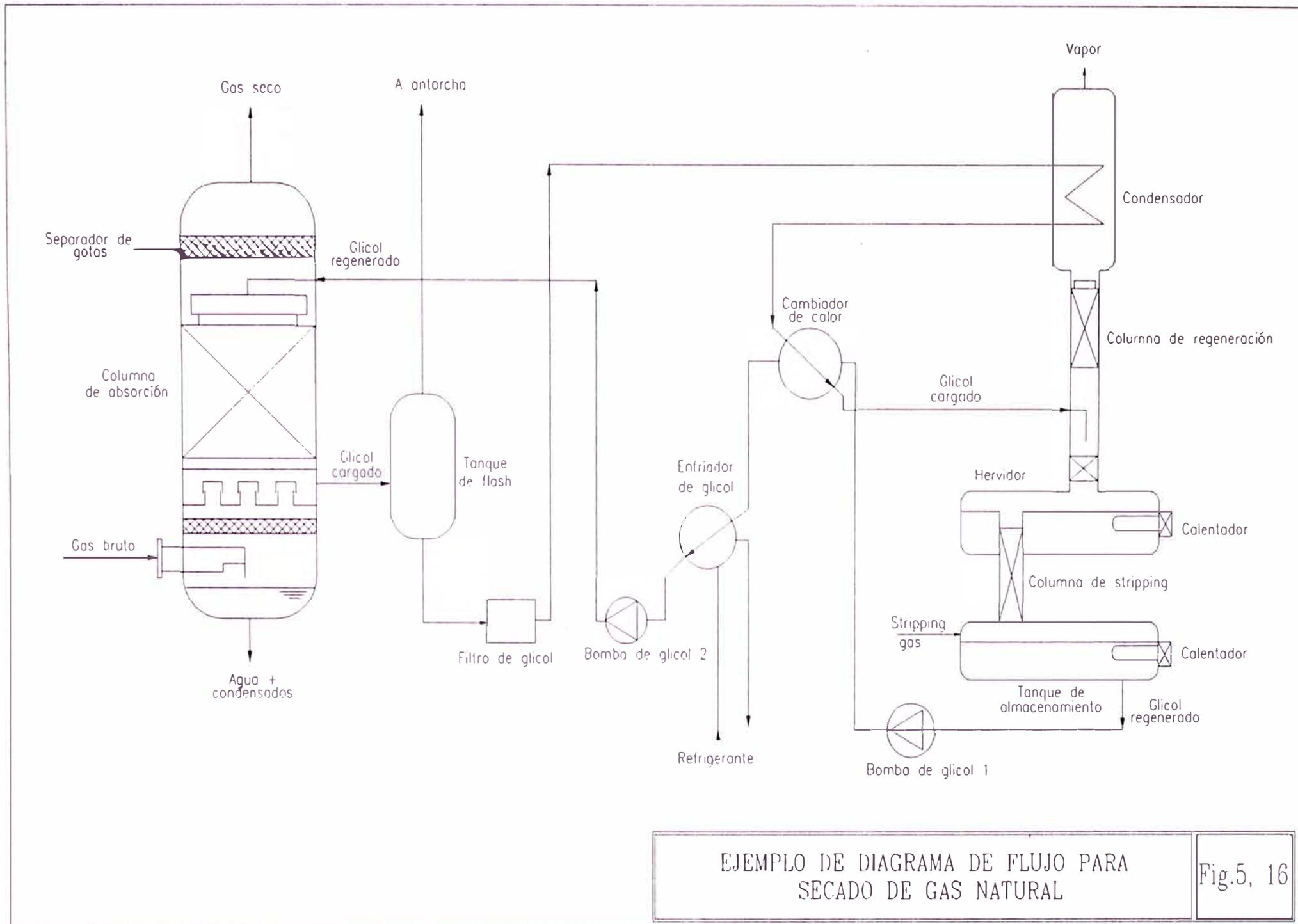
Otro método consiste en someter al gas a un enfriamiento que se consigue con la ayuda de un ciclo frigorífico cerrado (fig. 5.14).

5.5.4 Secado de gas natural en columnas con relleno ordenado.

Se utiliza el secado por absorción con TEG con un relleno ordenado en lugar de los tradicionales platos de campana dentro del absorbedor. Actualmente se encuentran en todo el mundo aproximadamente 150 columnas trabajando en campos de explotación de gas en tierra firme, en plataformas en alta mar y sobre almacenamientos subterráneos. También se utiliza para el secado de gas de coke y para secado a presión atmosférica. Su elección se fundamenta en la alta eficacia de separación debido a la disposición de los elementos de estos rellenos y su estructura proporcionan una gran superficie de contacto entre fases. La sustitución de platos de campana por rellenos ordenados en plantas existentes permite casi duplicar la carga debido a la elevada capacidad y eficiencia de separación del relleno ordenado en comparación con los platos.



COLUMNA DE ABSORCION
CON RELLENO ORDENADO



EJEMPLO DE DIAGRAMA DE FLUJO PARA SECADO DE GAS NATURAL

Fig.5, 16

El diagrama de flujo del proceso es similar a los anteriores y se muestra en la fig 5.16. Normalmente, se elimina primero el agua presente en forma de gotas en un separador gas/líquido. Luego, el gas saturado con vapor de agua ingresa por la parte inferior de la columna de absorción y se lava en contracorriente con TEG. El gas seco abandona la columna de absorción a través de un separador de gotas y la solución de glicol se recoge en el fondo de la columna y desde allí es enviada a la unidad de regeneración (Fig 5.15).

La solución de glicol libera agua por destilación en el regenerador, previamente el glicol pasa por un precalentador y unos filtros. Del hervidor de la columna de destilación se lleva al tanque de almacenamiento. Cuando es necesario alcanzar puntos de rocío del gas muy bajos, se requiere concentraciones de TEG elevadas lo cual se logra con la ayuda de una columna de stripping. El ciclo se cierra bombeando el glicol seco nuevamente al absorbedor a través de intercambiadores de calor y enfriadores.

5.6 Selección de la alternativa tecnológica para el tratamiento del gas asociado.

La tecnología a emplearse debe tomar en consideración que el gas asociado, ya tratado, se dispondrá como combustible en forma inmediata, es decir, el nivel de deshidratación alcanzado debe cumplir las especificaciones de transporte y distribución de gas en tuberías (7 lb agua/MMscf gas)

Debido a que el gas asociado es considerado un lean oil dadas las características de la fuente; el proceso de deshidratación debe dirigirse principalmente a la prevención de la condensación del agua que pueda conllevar a la formación de hidratos en la línea de distribución a los generadores; esto se puede lograr mediante enfriamiento con inyección de glicol a la corriente del gas asociado, reduciendo el punto de rocío del agua hasta 5°F por debajo de la temperatura de rocío del hidrocarburo y aprovechar con el descenso de la temperatura la máxima recuperación de hidrocarburo pesados.

Esta tecnología, a diferencia de las tecnologías tradicionales de deshidratación, nos permite recuperar hidrocarburos condensables necesarios para mejorar la gravedad API del crudo producido.

5.7 Recomendaciones en plantas deshidratadoras de gas natural.

a. Compresión del gas

Debido a las presiones de llegada del gas a la planta a lo largo de la vida del campo y de la presión de entrega requerida, puede presentarse la necesidad de comprimir el gas con el fin de incrementar el porcentaje de recuperación de las reservas, prolongando de esta manera la explotación del yacimiento. Sólo un análisis económico indicará la rentabilidad de esta posibilidad.

Las plantas compresoras tienen un sistema contra incendio que las bloquea automáticamente, interrumpe la entrada de gas y elimina todo el gas de la instalación de bombeo mediante venteo a la atmósfera. Se

debe complementar la instalación con una válvula de retención ubicada entre la sección de compresión y deshidratación.

b. Temperatura de Regeneración

La experiencia muestra que a partir de 165°C (319°F) a grandes aumentos de temperatura corresponden pequeños incrementos de concentración de la solución TEG-agua. En casos en que la temperatura del regenerador excede la temperatura de descomposición del TEG se procederá a renovarlo.

c. Caudal de TEG

La cantidad de TEG que circula en el proceso se encuentra en el rango de dos a siete galones por libra de agua absorbida.

d. Obstrucción de las líneas de descarga

Se debe determinar si el taponamiento se produce en la línea de drenaje del separador o en la descarga de vapores del regenerador. El congelamiento de la línea de drenaje puede deberse a la baja frecuencia de descarga ó a fallas en el sistema automático, que permite que el líquido allí detenido se congele y forme un tapón. Una válvula de alivio de simple ejecución en el regenerador soluciona la falla que se produce en la descarga de vapores del regenerador entre las revisiones periódicas.

e. Contaminación

Ciertos hidrocarburos líquidos hacen que el TEG forme espuma estable lo cual dificulta la deshidratación por desecante en el regenerador. Otros elementos que facilitan la formación de espuma son el polvo y demás sólidos finos suspendidos en la vena de gas. También la acidez del desecante provoca la formación de espuma estable. Para disminuir este

inconveniente se usan antiespumantes que aumentan la tensión superficial del glicol. Se usa con buen resultado un producto a base de siliconas cuya acción es persistente y no disminuye con la regeneración.

f. Inyección de glicol en los procesos

La inyección de un inhibidor de hidrato asegura una eficiente recuperación de hidrocarburos licuables y mejora la deshidratación.

Los glicoles (EG, DEG) son los desecantes líquidos más apropiados para ser atomizados ó inyectados dentro de la corriente del gas debido a su baja solubilidad en hidrocarburos líquidos, menor viscosidad a extremadamente bajas temperaturas y se alcanzan mayores depresiones para la formación del hidrato; sin embargo, su presión de vapor es mayor lo cual puede causar pérdidas por vaporización.

El atomizador se sitúa antes de los enfriadores. Una vez que el glicol es inyectado, fluye con el gas de tal manera que se permita un tiempo de contacto suficiente entre el glicol y el gas.

Las siguientes recomendaciones son útiles para propósitos de diseño y operación:

1. En algunos casos se han obtenido mejores resultados atomizando el glicol directamente dentro del tube sheet del intercambiador de calor, más que, atomizándolo antes que ingrese al intercambiador.
2. El glicol debe ser atomizado como una niebla muy fina para mejores resultados. La densidad y viscosidad del glicol inyectado y la presión del sistema pueden afectar la performance de la boquilla de

atomización. Una boquilla de cono sólido usualmente da mejores resultados.

3. La boquilla debe ser colocada distante de los lugares donde la turbulencia pueda desarrollarse.
4. Una presión de atomización de 100 libras proporcionará una inyección muy fina, uniforme y dará un buen contacto glicol-gas.
5. Pequeños filtros adelante de cada boquilla pueden ser utilizados para prevenir obstrucciones. Una boquilla obstruida goteará, no atomizará.
6. Para obtener una completa dispersión del glicol dentro del gas una excesiva inyección debe ser evitada. Las condiciones de equilibrio deben ser establecidas para prevenir una operación libre de problemas.

VI. DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESHIDRATACIÓN DE GAS NATURAL Y RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS LICUABLES

6.1 Tecnología propuesta para la deshidratación del gas natural y recuperación de condensados.

De acuerdo a la disponibilidad y requerimiento de combustible de los generadores y a la composición del gas asociado al petróleo en un campo típico (sección 2.3.5), se selecciona para la deshidratación del gas natural, el enfriamiento denominado "Chilling" con inyección de glicol para la recuperación de hidrocarburos a partir del propano a más pesados. Como resultado de este tratamiento se obtiene un gas rico en metano con un nivel máximo especificado de contenido de vapor de agua de 7 lb/MMscf.

En el proceso se considera una alimentación de gas natural saturado con vapor de agua proveniente de los campos de producción de petróleo, tomado a partir de una ramal de desviación que nace del conducto principal de alimentación al quemador.

6.2 Descripción del proceso de deshidratación de gas natural y recuperación de hidrocarburos licuables.

El gas asociado al petróleo, proveniente de los equipos de separación, tanques de lavado y tanques de almacenamiento son dirigidos en principio hacia el quemador para su combustión al ambiente. El flujo de gas que va ser dirigido para su proceso de deshidratación es desviado del sistema de recuperación de condensados, que básicamente trata el

gas derivado de los separadores y FWKO's. El gas que continúa en línea es mezclado con los provenientes de los tanques cuyo aporte es de menor proporción. Es importante mencionar que la variación de las propiedades del gas en su conjunto es mínima, a consecuencia del bajo nivel de recuperación de hidrocarburos pesados.

La planta de procesamiento va ser diseñada para tratar 0.8 MMscf de gas por día de acuerdo a los requerimientos de combustible de los generadores MEPs.

Primera etapa: Compresión del gas

El gas húmedo de admisión a la planta de deshidratación posee insuficiente potencial de energía (20 psia) para su procesamiento por lo que ingresa a una pequeña estación de compresión y alcanza una presión de descarga de 160 psia con una temperatura de 129°F, trabajando con compresores recíprocos de baja velocidad instalados en paralelo (uno en stand by), con una eficiencia politrópica de 0.77.

Enfriamiento y limpieza del gas

Una de las variables que afecta el proceso de deshidratación del gas, es la temperatura. Una alta temperatura del gas ó baja presión del gas requerirán un incremento en la recirculación del glicol, para reducir la temperatura hidrante del gas. Considerando la limitación de esta variable, se coloca en línea un ventilador para la disminución de la temperatura del gas, denominado "aereal cooler", que permite ajustar el parámetro temperatura a lo requerido para un manejo óptimo del proceso. En esta unidad de enfriamiento, se alcanza una variación de temperatura de 10°F

con un solo ventilador. Como consecuencia del enfriamiento, el gas puede contener polvo, arrastre de aceite del compresor, agua e hidrocarburos condensados del flujo; por lo que un equipo de separación ó “scrubber” se instala en línea. El gas húmedo ingresa al scrubber donde los líquidos arrastrados son separados del gas y son retirados del sistema por la acción del regulador del nivel del líquido en la válvula de descarga del destilado. En función a los parámetros de diseño y a las condiciones de flujo a manejar, se selecciona un separador de 20 in por 6 ft.

Segunda etapa: Transferencia de calor y absorción

El gas proveniente de la parte superior del “scrubber”, ingresa al forro exterior del intercambiador gas/gas E-210. Este gas húmedo debe ser enfriado aproximadamente 10°F en este intercambiador, de 120°F a 110°F. En el lado interior del intercambiador se calienta el gas procesado (seco) para tener un control de la temperatura del gas de alimentación al sistema de combustible. Con tal finalidad, este intercambiador debe estar equipado con un bypass manual en el lado del gas procesado. Una temperatura en el rango de 60°F a 90°F es deseable para el suministro del gas combustible.

El glicol es bombeado desde la unidad de regeneración e inyectado en el caudal del gas húmedo a través de una tobera insertada en la boquilla de ingreso del forro exterior del intercambiador gas/líquido E-220 para prevenir la formación de hidratos mientras el gas es enfriado. La caída de presión a través de la boquilla atomiza el glicol y asegura un mezclado

completo con la corriente de gas. El glicol absorbe el vapor de agua del gas; y la mezcla del gas seco y solución de glicol pasa a través del intercambiador E-220, luego en forma descendente al enfriador de gas "Chiller" E-230 y finalmente al separador de frío D-310.

El gas que ingresa es enfriado entre 15°F a 20°F adicionales en el intercambiador E-220. Este gas intercambia calor con los líquidos y condensados que fluyen en el lado interior del intercambiador, procedentes del separador de frío D-310. El gas saliente es dirigido hacia el "Chiller" mientras que los líquidos y condensados calentados en el intercambiador E-220 son enviados al separador de tres fases D-320.

Tercera etapa: Unidad de control de punto de rocío de hidrocarburos pesados con sistema de refrigeración por compresión de vapor.

La reducción de los BTU del gas natural se logra al reducir la temperatura del gas hasta aproximadamente 35°F, según simulaciones de enfriamiento del proceso. A esta temperatura se condensan los hidrocarburos más pesados, los cuales son separados del flujo de gas y vendido con la producción de crudo.

El enfriador de gas Chiller E-230, realiza el enfriado final del gas para la separación de los líquidos. Esta temperatura de 35°F para el lado del gas se logrará operando el lado del freón del sistema de refrigeración por compresión de vapor a aproximadamente 25°F. Es importante mencionar que la temperatura del gas requerida para la reducción de los BTU tendrá

que ser determinada en la operación de la unidad y dependerá mucho sobre el valor de BTU del gas suministrado a esta unidad.

La temperatura del lado del refrigerante en el enfriador Chiller puede ser controlada, ajustando el bypass de gas caliente (freón 22) para incrementar ó disminuir la presión de succión del compresor de refrigeración. Esta tiene una relación directa al incremento ó disminución de la temperatura del enfriador. Una vez que se haya efectuado este ajuste, el compresor debe cargar y descargar automáticamente para manejar los requerimientos de refrigeración de la unidad.

Tanques de separación

El caudal de gas, solución de glicol y condensados que salen del "Chiller" E-230, son dirigidos al separador de frío D-310. El gas combustible sale por la parte superior del separador de frío, pasa a través del intercambiador gas / gas E-210 y es dirigido al depósito de compensación de combustible F-410. La solución de glicol y cualquier hidrocarburo condensado son separados del caudal de gas en el separador de tres fases D-320. El glicol es separado de los hidrocarburos en la sección inferior del separador de tres fases y fluye de regreso a través de la válvula de control de nivel a la unidad de regeneración.

El separador de tres fases D-320 también debe estar equipado con un controlador de nivel para los productos líquidos de hidrocarburos y controlador de presión para la sección de gas instantáneo.

Equipo de regeneración de glicol

La solución de glicol fluye desde la sección inferior del separador de tres fases hacia el intercambiador de calor glicol-glicol E-620 y desde ahí es dirigido hacia el rehedidor E-630. A medida que la solución de glicol fluye a través del rehedidor, el agua que ha sido absorbida del gas, es extraída por ebullición, la misma que pasa a la columna y fluye hacia la atmósfera a través de la tubería de venteo. El glicol regenerado fluye desde la sección del rehedidor hacia la sección de almacenaje. De la sección de almacenaje, el glicol fluye a través del intercambiador de calor glicol/glicol donde es enfriado por la solución de glicol que retorna a regeneración. Luego se dirige a la succión de la bomba de glicol desde donde es bombeado hacia la boquilla (tobera) de alimentación ubicada en la entrada del intercambiador gas/líquido E-220.

La calibración básica para el regulador de temperatura del rehedidor es de 265°F. Este está basada en condiciones normales de operación y en alta eficiencia de regeneración de la unidad de reconcentración de glicol. El glicol dietileno DEG, comienza una descomposición lenta a los 328°F. Por lo tanto la temperatura de operación máxima absoluta del rehedidor debe ser fijada en 300°F.

El gas seco contenido en el tanque de compensación de combustible, es distribuido hacia los generadores con un conducto auxiliar hacia al quemador por condiciones de seguridad. El diagrama de flujo del proceso se muestra en la figura 6.1.

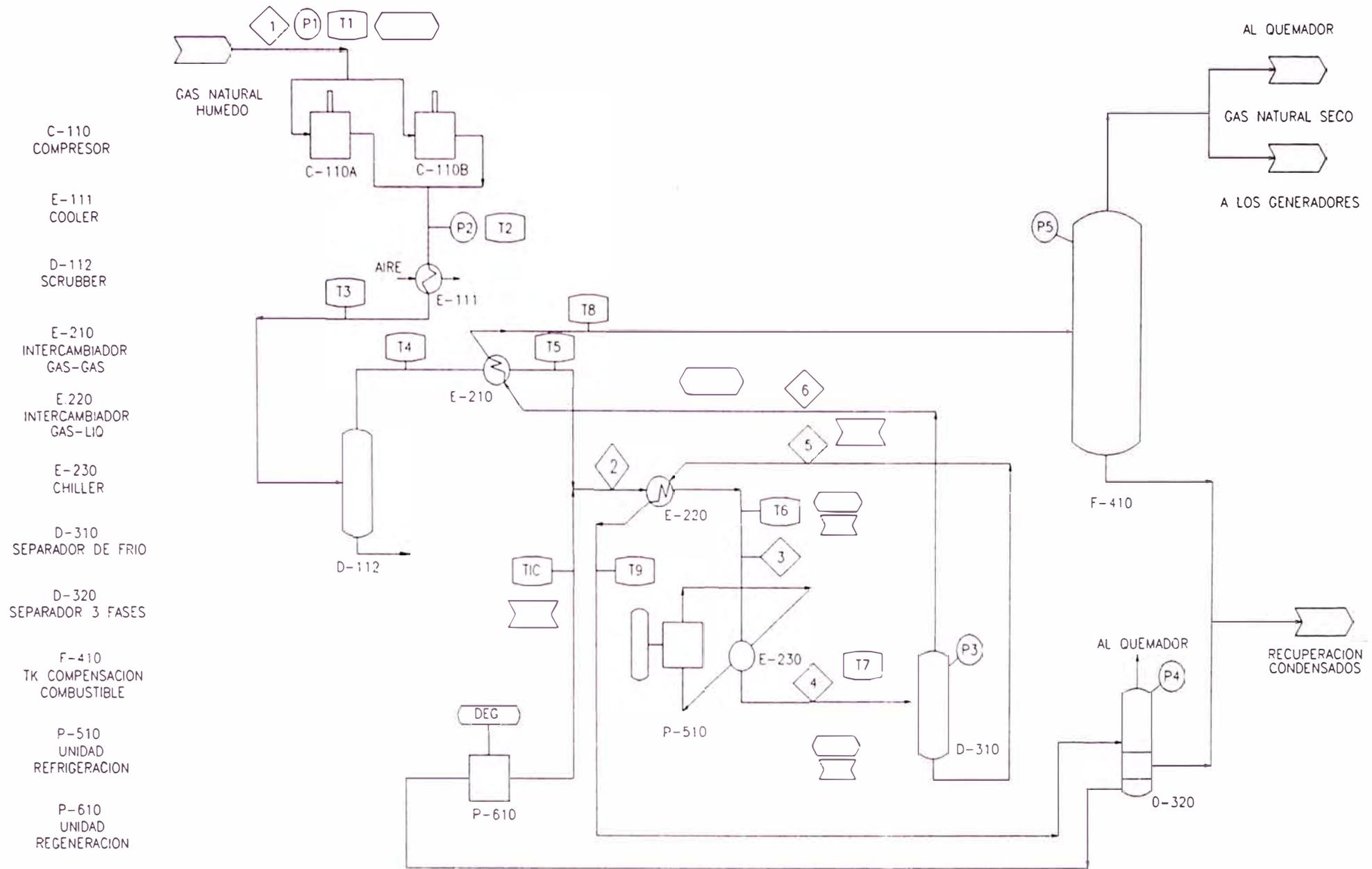


DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE DESHIDRATACION DE GAS NATURAL

Fig.6.1

**Tabla de Presiones y Temperaturas
del Diagrama de Flujo 6.1**

Item	T °R	Item	P PSI
T1	525	P1	20
T2	589	P2	160
T3	580	P3	135
T4	580	P4	250*
T5	570	P5	280*
T6	550		
T7	495		
T8	521		
T9	540		
T10	570		

* Las presiones máximas de diseño en P3, P4, P5 son 250, 250 y 280 psig respectivamente

6.3 Bases de diseño.

Las consideraciones generales sobre el diseño se detallan a continuación:

6.3.1 Localización de planta.

Por la naturaleza del proceso como aprovechamiento del gas natural asociado al petróleo y fines de utilización del producto como combustible para la generación de energía, la planta de deshidratación de gas natural se debe ubicar en un área cercana ó próxima a la planta de producción de petróleo. Esta zona debe tomar en consideración espacio para futuras ampliaciones otorgándole flexibilidad al diseño.

6.3.2 La planta de deshidratación de gas natural se puede conceptuar como una ampliación correspondiente al área de servicios auxiliares de la planta de producción de petróleo, por lo tanto se considera que es parte de todo un sistema estructural y organizacional de la planta existente, en el cual las funciones administrativas, de mantenimiento y supervisión, a excepción de las labores operativas serán ejecutadas por el personal de la planta existente.

6.3.3 Servicios auxiliares

La planta de deshidratación de gas natural requiere los siguientes servicios para su normal funcionamiento:

a. Energía eléctrica. Para el funcionamiento de la unidad de compresión del gas (compresor y ventiladores), en la unidad de

refrigeración (compresor y ventiladores), la bomba para inyección de glicol y el alumbrado de la planta.

- b. Combustible. Para la operación del rehervidor en la unidad de regeneración de glicol.
- c. Refrigerante Freón 22. Ciclo de refrigeración por compresión de vapor.
- d. Dietilenglicol DEG. Ciclo de recirculación.

6.3.4 Volumen de gas natural asociado a tratar: 0.8 MMscfd.

6.3.5 Contenido de vapor de agua inicial.

Se dispone de un análisis composicional en base seca por lo que se considera que el gas natural asociado a tratar se encuentra saturado con vapor de agua a las condiciones de la toma de gas.

6.3.6 Contenido de vapor de agua final.

Contenido máximo de vapor de agua en el gas seco que se utilizará como combustible debe ser 7 lb/MMscf. El diseño asegura una deshidratación mayor.

6.3.7 Composición del gas natural asociado a tratar.

Se considera el análisis composicional de un campo típico de la selva norte peruana (tabla 2.2). De este análisis en base seca, se resuelve que además de la deshidratación, no es necesario un tratamiento adicional. La presencia de elementos inertes como el nitrógeno es mínimo mientras que el contenido de CO₂ no disminuye apreciablemente el rendimiento de los procesos de transferencia de calor.

6.3.8 Consideraciones termodinámicas.

- a. Propiedades físicas del gas natural húmedo. El contenido de vapor de agua es mínimo con respecto a la masa de gas natural por lo cual se considera lo siguiente:
 1. Cálculo de las propiedades del gas natural independiente del vapor de agua debido a que la presencia de éste último no afecta apreciablemente las propiedades del sistema de multicomponentes del cual esta constituido el gas natural.
 2. Las propiedades físicas del gas natural han sido calculadas a partir de las propiedades de los componentes puros (1,17) y corregidas al comportamiento de una mezcla real utilizando factores de compresibilidad "z" (17). Cabe mencionar que la planta de deshidratación de gas natural esta diseñada para trabajar a presiones bajas por lo cual los factores de compresibilidad "z" son cercanos a la unidad.
- b. El cálculo de las propiedades termodinámicas del gas natural se realiza con el uso de las correlaciones de entalpía de G.P.S.A. (3).
- c. El contenido de vapor de agua en el gas natural (despreciable con respecto a la masa de gas) gana y pierde calor sensible hasta que es absorbido por el glicol pobre en agua. Luego de la absorción, la solución de glicol rica en agua es considerada independientemente del sistema de dos fases (gas natural seco-condensado) por ser la solución de glicol no miscible en el sistema.

- d. En el enfriamiento diferencial del gas natural, los equilibrios líquido-vapor del gas seco y condensados son calculados a partir de las constantes de equilibrio K de cada constituyente del gas a una determinada presión de convergencia (1,3,16).
- e. Las propiedades físicas de la solución de glicol son calculadas a partir de cartas y diagramas de trabajos desarrollados en unidades deshidratadoras de gas natural (26,27,28). Al seleccionar la tecnología de Chilling con inyección de glicol (37), se dispone de data específica con respecto a: presión de atomización y recomendaciones para la inyección de glicol, diagramas de propiedades físicas de soluciones de glicoles (DEG y TEG), rates de recirculación de glicol, temperatura de regeneración.
- f. La primera ley de la termodinámica se utiliza con sus respectivas simplificaciones standards para efectos de cálculos de balance de energía en intercambiadores de calor, bomba, equipos de separación, compresores.
- g. Los procesos de compresión han sido calculados considerando eficiencia politrópica, más no isoentrópica, según recomendaciones de especialistas en compresores (17).

6.4 Balance de materia.

Se considera la operación de la planta en estado estacionario para el cálculo de las corrientes entrantes y salientes correspondientes a la

corriente de gas a deshidratar en el volumen de control E-220, E-230, D-310.

Los detalles de cálculo se realizan en los anexos A1 y A2. A continuación se muestra el balance de masa total y por componentes en la tabla 6.1 y la tabla 6.2 respectivamente.

Tabla 6.1

Balance de masa total en la línea de gas a deshidratar

CORRIENTES	< 2 > lb/hr	< 4 > lb/hr
Vapor de agua en el gas	19.357	0.233*
Gas natural seco	2985.193	1231.477
Solución de glicol "rica"	349.960	---
Solución de glicol "pobre"	---	369.084
Condensados	---	1753.716
Total	3354.51	3354.51

(*) El contenido máximo equivalente a 7 lb H₂O/MMscf de gas natural.

Tabla 6.2
Balance por componentes del gas natural seco en la línea de gas a
deshidratar

RANGO DE TEMPERATURA	110°F < 2 >	90°F < 3 >	90°F < 3 >	35°F < 4 >	35°F < 4 >
COMPONENTE	yi lb/hr	Xi lb/hr	yi lb/hr	xi lb/hr	Yi lb/hr
N2	156.403	0.084	156.319	4.609	151.795
CO2	518.313	2.182	516.130	138.811	379.502
C1	579.419	1.050	578.369	71.913	507.506
C2	196.744	1.919	194.825	98.397	98.347
C3	496.256	14.447	481.809	418.059	78.197
i-C4	182.543	11.352	171.191	175.187	7.356
n-C4	380.298	31.262	349.036	372.078	8.219
i-C5	176.241	31.248	144.993	175.872	0.369
n-C5	163.652	36.530	127.123	163.470	0.182
n-C6	135.324	62.650	72.674	135.320	0.005
Total	2985.193	192.725	2792.468	1753.716	1231.477

< # > Indica la ubicación en el diagrama de flujo 6.1.

Al atomizar e inyectar la solución de glicol en la entrada del intercambiador gas/líquido E-220 se produce la transferencia instantánea de agua hacia el glicol. La corriente principal fluyendo en lado exterior del intercambiador E-220 se considera inicialmente conformada por gas seco y solución de glicol pobre. En este equipo se inicia la condensación de los hidrocarburos pesados a partir del gas seco. Finalmente, después que la corriente principal fluye a través de E-220 y E-230 esta constituida por tres flujos: gas seco, condensados y solución de glicol pobre.

6.5 Balance de energía

Se determinó el volumen de control en cada una de las etapas del proceso en los cuales se establecieron las ecuaciones correspondientes de acuerdo a la conservación de energía.

a. Unidad de compresión.

Compresor.- La potencia requerida por el compresor para permitir al gas natural su desplazamiento a través de la planta de deshidratación es calculada según la Referencia 17 y su desarrollo es presentado en el **anexo C1**.

El enfriador aireal "cooler" es un intercambiador de calor cuya ecuación de diseño es tomada de la Referencia 17 y desarrollada en el **anexo C2**.

b. Transferencia de Calor

Se establecen las ecuaciones de intercambio térmico entre *la fuente y el receptor* en los intercambiadores de calor E-210, E-220 y E-230. El cálculo se desarrolla en los **anexos D3, F3, A4**. Además se utiliza la Referencia 3 para el cálculo del cambio de entalpía en sistemas multicomponentes de dos fases en el enfriamiento y condensación diferencial del gas natural en E-220 y E-230, cuyo procedimiento de cálculo se muestra en el **anexo A3**.

c. Absorción de glicol.

La masa de agua absorbida mas la masa de dietilenglicol circulado es insignificante con respecto a la masa de gas. Por lo tanto la temperatura del gas controla el sistema y se considera una absorción

esencialmente isotérmica. Según la Referencia 17, la elevación de la temperatura rara vez excede 2°C. **Anexo E1.**

d. Unidad de refrigeración en ciclo cerrado.

Compresor.- La potencia de compresión necesaria para impulsar el refrigerante Freón-22 se detalla en el **anexo H2.**

Cooler.- El procedimiento de cálculo es tomado de la Referencia 3 y es desarrollado en el **anexo H3.**

Válvula de expansión isoentálpica.- El detalle de cálculo es presentado en el **anexo H4** según la Referencia 3 y la Referencia 17.

e. Unidad de regeneración de glicol.

Intercambiador glicol-glicol.- Se establece la ecuación de intercambio térmico entre la solución de glicol rica en agua y la solución de glicol pobre en agua. Para efectos de diseño se utiliza el procedimiento de cálculo presentado en la Referencia 15, el cual es desarrollado en los **anexos J1 y J2.**

Rehervidor.- La cantidad de energía necesaria para la regeneración es calculada según la Referencia 2 y detallada en el **anexo J3.**

Bomba de glicol.- La potencia necesaria para impulsar y recircular la solución de glicol concentrada es obtenida según la Referencia 46 y presentada en el **anexo E1.**

Los resultados del balance de energía se muestran en la tabla 6.3.

Tabla 6.3

Equipo y/o volumen de control	Calor "Q" Btu/hr	Trabajo. Potencia, Kw
Unidad de compresión:		
Compresor C-110		75
Cooler E-111	83067	
Unidad de enfriamiento:		
Intercambiador de Calor E-210	12559	
Intercambiador de Calor E-220	44703	
Chiller E-230	292884	
Unidad de refrigeración:		
Compresor C-520		30
Cooler E-530	377199	
Unidad de regeneración:		
Intercambiador glicol-glicol E-620	33902	
Rehervidor E-630	125000	
Bomba de glicol L-640		0.5

6.6 Especificaciones y dimensionamiento de equipos.

La tabla 6.4 muestra el requerimiento de equipos para la deshidratación del gas natural y recuperación de hidrocarburos licuables. El desarrollo de los cálculos para el dimensionamiento de los equipos se presenta en los anexos indicados en la respectiva tabla.

Tabla 6.4

Equipos	Material	Anexo	Características
Compresor reciprocante de baja velocidad C-110 (2)	Hierro fundido*	C1	85 kw c/u
Cooler E-111 (1)	ASTM SA515-70(h) SA214(l)	C2	Un fan, tubos 1" OD, arreglo triangular, 3 filas de tubo, 49 ft ²
"Scrubber" separador D-112 (1)	AISI 86XX	C3	20"OD * 6 ft
Intercambiador E-210 (1) Tubo en U concéntrico	ASTM SA106(s) SA214(t)	D4	1 ½" OD tubo, 2"DN tubería, 12 ft longitud
Intercambiador E-220 (1) Tubo en U concéntrico	ASTM SA106(s) SA214(t)	F4	1 ½" OD tubo, 2"DN tubería, 36 ft longitud
"Chiller" E-230 (1)	ASTM SA106(s) SA214(l)	G3	1"OD tubo, 21 tubos, 14 ft longitud, un paso, coraza 8"ID
Separador de frío D-310 (1)	AISI 86XX	I1	20"OD * 6 ft, 250 psig
Separador de tres fases D-320 (1)	AISI 86XX	I2	20"OD * 7.5 ft, 250 psig
Tanque de compensación de combustible F-410 (1)	304	I3	72"OD * 12 ft, 280 psig
Compresor C-520 (2)	Hierro fundido*	H2	40 kw c/u
Coolers tipo forzado E-530 (2)	ASTM SA515-70(h) SA516-70(h) SA214(l) SA179(t)	H3	6 ft longitud, drivers 1.5 HP, diámetro fan 2 ft. (finetube: 1"OD con 5/8 high fins). Arreglo triangular, 4 pasos por tubo, 4 filas de tubo.
Acumulador vertical F-540 (1)	ASTM SA 53	H4	12" diámetro, 1.5 ft ³ volumen
Válvula de expansión isoentálpica K-550 (1)	302, 304	H4	175 psi caída de presión
Intercambiador glicol /glicol (banco de tubos) E-620 (1)	ASTM SA106(s) SA214(t)	J2	Tubos de 1/2"DE. 4.6 ft ² Area.
Reboiler E-630 (1)	ASTM SA515-70(f) SA516-70(f) SA214(t)	J3	125 MBTUH

Nota .- El número entre paréntesis indica la cantidad de unidades requeridas. Las letras s, t, f, h corresponden a: coraza, tubo, firebox y cabezales respectivamente en la especificación de materiales. El material seleccionado para el cilindro de los compresores es hierro fundido para presiones de hasta 1200 psig, según recomendación de la Referencia 3, sección 13.

La fabricación de recipientes a presión "Pressure Vessels" esta normada de acuerdo a las reglas de código ASME "American Society of Mechanical Engineers", Section VIII, División 1; los cuales permiten especificaciones de fabricación estándar de manera que proporcionen una protección legal y ayude a garantizar un medio ambiente seguro para el personal.

VII. EVALUACIÓN ECONÓMICA

7.1 Factores que afectan los costos de inversión y de producción.

a. Costos de los equipos.

Se considera precios de mercado nacional (cotizaciones) y referencias del costo total de equipos e instalación de plantas de deshidratación de gas natural, para la adquisición de equipos nuevos “modelos estándar”. La tabla 7.1 presenta el costo de los equipos principales.

b. Fluctuaciones de precio.

La política internacional de precios de hidrocarburos determina fuertemente las variaciones en los precios del gas natural y petróleo, por tanto, esta evaluación considera la sensibilidad del proyecto al posible incremento y disminución en los precios de estos productos en un rango de $\pm 30\%$. Los resultados se presentan en la Tabla 7.8.

c. Ritmo de producción y periodo de operaciones.

Se considera 335 días operativos con paradas (30 días) de inspección y/o mantenimiento en forma anual. Así mismo se considera que la planta se encuentra en funcionamiento las 24 horas del día. **(Anexo K1)**

d. Costo de la materia prima.

El gas natural asociado al petróleo que sirve como materia prima para el proceso de deshidratación, no tiene un valor económico ya que luego de ser separado de los campos de producción de petróleo es quemado desperdiciando su potencial calorífico. Por tanto, se considera el costo de la materia prima igual a cero.

e. Mano de obra.

Como se menciona en la sección 6.3.2, el requerimiento de mano de obra es sólo operativo, para lo cual se considera la necesidad de dos operadores por turno de 12 horas cada uno (dos turnos por día).

7.2 Estimación de la inversión en capital fijo.

La estimación que se realiza es de tipo preliminar según la clasificación de la "American Association of Cost Engineers". El costo total de la inversión se realiza con el uso del "Método de Factores" ó como porcentaje del costo del equipo adquirido (46). La tabla 7.2 muestra el cuadro resumen de la estimación para la inversión de capital.

7.3 Estimación del costo de manufactura.

El costo de fabricación ó de manufactura se estima a través de dos métodos: el primero que es proporcional a sus elementos: nivel de producción, la inversión de capital fijo y el costo de mano de obra. El segundo método considera rangos de porcentajes típicos de costos de cada componente del costo de fabricación y del costo del producto. **(Anexo K1).**

La utilización del segundo método ha considerado "Depreciación lineal" **(Anexo K2)** para un tiempo de vida útil de los diversos equipos y elementos materiales utilizados en el proceso equivalente a 10 años (sin valor de rescate). De las estimaciones realizadas se obtiene información previa para la evaluación económica como son: gastos de producción, gastos de administración y gastos por ventas. La tabla 7.3 presenta la

información necesaria para la elaboración del Estado de Pérdidas y Ganancias Proyectado.

7.4 Capital de trabajo.

Se considera el capital de trabajo equivalente al 10% de los ingresos más la recuperación de hidrocarburos licuables correspondiente a un día en los inventarios. Los resultados se muestran en la tabla 7.4. **(Anexo K2)**

Tabla 7.1**Resumen de inversión del costo de Equipo fijo**

Equipos	Cantidad	Precio FOB 1998 US\$
Compresor recíprocante de baja velocidad C-110	2	36,000
Cooler E-111	1	12,000
"Scrubber" separador D-112	1	8,000
Intercambiador E-210 Tubo en U concéntrico	1	18,000
Intercambiador E-220 Tubo en U concéntrico	1	23,000
"Chiller" E-230	1	27,000
Separador de frío D-310	1	8,500
Separador de tres fases D-320	1	10,000
Tanque de compensación de combustible F-410	1	25,000
Compresor C-520	2	30,000
Coolers tipo forzado E-530	2	24,000
Acumulador vertical F-540	1	6,000
Válvula de expansión isoentálpica K-550	1	3,000
Intercambiador glicol /glicol (banco) E-620	1	15,000
Reboiler E-630	1	34,000

El costo de transporte de equipos es equivalente al 25% del costo de los equipos principales. Del cálculo se obtiene que el costo de equipos principales es de US \$ 350,000.

Tabla 7.2**Inversión de capital “Método de Factores”**

Componente	Valor medio %	Costo US \$
Costos Directos		
Equipo adquirido	23	350,000
Instalación del equipo adquirido	10	152,174
Instrumentación y controles	3	45,652
Cañerías y tuberías (instaladas)	10	152,174
Instalaciones eléctricas (colocadas)	4	60,870
Obras civiles (incluyendo servicios)	6	91,304
Mejoras del terreno	2	30,435
Instalaciones del servicio (montadas)	12	182,609
Terreno	0	0
Costos Indirectos		
Ingeniería y Supervisión	9	136,957
Gastos de construcción	8	121,739
Honorarios del contratista	3	45,652
Eventuales	10	152,174
Inversión en Capital Fijo	100	1,521,739

7.5 Financiamiento.

El financiamiento es considerado al 50% de la inversión en capital fijo. El servicio de la deuda se calcula con 13% de tasa de interés, 11% inflación anual y pagos constantes durante tres años sin periodo de gracia. **(Anexo K2)**

7.6 Estado de Ganancias y Pérdidas Proyectado.

La elaboración del Estado de Pérdidas y Ganancias Proyectados se presenta en la Tabla 7.5.

Se considera 30% de impuesto a la renta. **(Anexo K2)**

7.7 Flujo de Caja Proyectado.

El resumen del Flujo Neto de Fondos se detalla en la Tabla 7.6. **(Anexo K2)**

7.8 Criterios económicos de evaluación.

Los criterios de evaluación de inversiones utilizados son: Valor Actual Neto VAN, Tasa interna de retorno TIR, Periodo de Recupero y VAN acumulado. Se asigna una tasa de descuento TD de 15% para la evaluación del VAN. La tabla siguiente muestra los resultados de la evaluación. **(Anexo K3)**

Tabla 7.7

Resumen de criterios de evaluación de inversiones.

VAN_{0, 16%}	TIR %	PR	VANA_{0, 16%, 10}
> 0	50.5	3 años, 1 mes	1537.39 MUS\$ año 0

Tabla 7.8

Sensibilidad al precio

Variación Precio Gas Natural	Variación Precio Petróleo Crudo	VAN_{0, 16%}	TIR %
+ 30%	-30%	> 0	41.1
-30%	+30%	> 0	59.9
-30%	-30%	> 0	28.6

Nota : Detalles de la Evaluación Económica se presentan en los anexos

K1, K2, K3, K4.

VIII. MEDIO AMBIENTE: ECOLOGÍA Y SOCIEDAD

La protección y preservación del medio ambiente es uno de los pilares sobre el cual descansa el desarrollo sostenible. En el Perú, el Ministerio de Energía y Minas y sus organismos competentes: la Dirección General de Hidrocarburos (DGH) y la Dirección General de Asuntos Ambientales (DGAA), reglamentan las normas y disposiciones para el desarrollo de las actividades y aprovechamiento de los hidrocarburos, con la finalidad de que éstas no originen impactos ambientales y/o sociales negativos para las poblaciones y los ecosistemas.

Como es sabido, la presentación del estudio de impacto ambiental es requisito indispensable en el inicio ó ampliación de cualquier actividad de hidrocarburos y que según el reglamento para la protección ambiental, es realizado por empresas calificadas por la DGAA. El estudio de Impacto Ambiental del proyecto comprende aspectos físicos naturales, biológicos, socioeconómicos y culturales en el área de influencia del proyecto. En él se determinan las condiciones existentes y las capacidades del medio, se analizan los efectos previsibles y las consecuencias al medio ambiente físico y social, a corto y largo plazo, en el área del proyecto, con la finalidad de establecer las medidas necesarias en el Programa de Manejo Ambiental PMA y lograr un desarrollo armónico entre las operaciones petroleras y el ambiente.

El presente trabajo no pretende desarrollar cada una de las etapas que comprende el Estudio de Impacto Ambiental del proyecto, pero destaca los efectos en la ecología y la sociedad del planteamiento tecnológico presentado.

8.1 Efectos en la ecología

Las bases ecológicas de la Amazonía se basan en la interrelación de sus elementos: los bosques, el agua, los suelos; la interdependencia entre la flora y la fauna, la diversidad de especies, la alta productividad natural de los ecosistemas y la diferencia entre selva alta y selva baja.

La interrelación de los sistemas acuáticos y terrestres es tan estrecha que no es posible su productividad en forma independiente.

La selva alta se caracteriza por una orografía muy compleja y relieve abrupto, escasos valles amplios, clima cálido en el piso inferior, templado en el medio y frío en el superior, numerosos ríos de corriente rápida no navegables, vegetación densa y cambiante con la altura, fauna con numerosos endemismos. En contraste, la selva baja se caracteriza por llanuras y colinas cubiertas de bosques, con numerosos ríos navegables, cochas y pantanos ó aguajales.

Las ventajas energéticas que el gas natural ofrece comparado con otros combustibles incluyen los siguientes efectos en el medio ambiente luego de su combustión:

- a. Las emisiones de CO y particulados pueden reducirse en más de un 90%. El monóxido de carbono causa efectos dañinos en el hombre,

reduciendo la capacidad de transporte de oxígeno a la sangre y los tejidos. Además, afecta a los fetos, personas anémicas y niños.

- b. La formación de ozono se reduce entre un 80% y 90%.
- c. Las emisiones de hidrocarburos volátiles reactivos se reducen en un 65%. Estos compuestos son los principales causantes de la formación de ozono a nivel del suelo.
- d. Los óxidos de nitrógeno, factores que también contribuyen a la formación de ozono, se reducen en un 70%. Los NO_x son gases irritantes que dañan los pulmones y agrava los problemas respiratorios, enfermedades bronquiales y asmáticas. También afectan la vegetación.
- e. La generación de CO₂ disminuye un 90%. Las emanaciones de CO₂ que se desprenden en los diversos procesos de combustión de petróleo y otros combustibles fósiles ocasionan el llamado "efecto invernadero". Estas emanaciones están generando alteraciones en el clima que como es sabido, es una de las principales causas del efecto de invernadero. El calentamiento de la tierra por el incremento en la temperatura determinaría cambios dramáticos en el clima, perjuicios a la agricultura y al equilibrio de los ecosistemas naturales.
- f. La quema de combustibles producidos por biomasa (árboles, agricultura, producción) y el gas natural generalmente produce menos CO₂ que la de combustibles que provienen del petróleo ó del carbón.

Todos estos efectos tienen un impacto positivo ya que mitigan la pérdida de diversidad biológica "Biodiversidad" y favorecen la reducción de la pérdida, en número y calidad, de especies de fauna.

8.2 Efectos en la sociedad

La Amazonía peruana, además de albergar a la población urbana en ocho ciudades amazónicas, está habitada por 250,000 nativos aproximadamente, distribuidos en 64 grupos según sus diferentes lenguas y rasgos culturales. Cada grupo étnico está vinculado física e ideológicamente con un territorio determinado. Con el inicio del proceso de colonización, puede considerarse que el 20% de la población es agricultora. Este territorio se caracteriza porque la mayoría de sus habitantes viven en la pobreza.

El área de influencia del proyecto está habitada por seis grupos etno-lingüísticos: Aguaruna, Huambisa, Candoshi y Jíbaro cuya lengua es el JIBARO, además del Andoa y Arabela cuya lengua es el ZAPARO.

Se puede prever los efectos en las comunidades nativas con una planificación cuidadosa y la asignación de un presupuesto especialmente diseñado para atender las demandas sociales, de tal manera, de establecer una adecuada comunicación con todos los grupos de interés involucrados.

Bajo las premisas del respeto riguroso a los reglamentos del Estado Peruano, del desarrollo armonioso de las relaciones con las comunidades nativas y la realización de un Programa de Relaciones Comunitarias después de un estudio y diagnóstico de la región; se pueden proporcionar los medios para que las comunidades puedan manejar y controlar su propio futuro.

Cabe mencionar que, de acuerdo con la Ley Orgánica de Hidrocarburos, las comunidades indígenas recibirán compensación por el uso de sus terrenos.

Los efectos positivos en las comunidades indígenas comprenden:

- a. La aplicación de planes de apoyo y compensación social en las áreas de salud y educación
- b. La implementación de clubs de madre.
- c. Suministro de agua limpia.
- d. Capacitación y mejora en las habilidades de la mujer.

Por otro lado, los ruidos generados por el funcionamiento de las instalaciones afecta negativamente a la fauna provocando su migración y perturba a las comunidades nativas.

IX. OBSERVACIONES

9.1 La determinación del tamaño del equipo esta asociado a las siguientes variables:

a. El grado específico de deshidratación del gas.

Del gas: flujo, temperatura y presión de entrada del gas.

Del glicol: grado de atomización, concentración y coeficiente de circulación.

b. Valor específico de BTU del gas que ingresa

Del gas: temperatura, presión, volumen, valor de BTU

9.2 El material parafínico del destilado ó aceite sobrante puede acumularse en los siguientes equipos:

El rehervidor.- Es necesario colocar un desnatador manual en la sección de almacenaje del glicol para la remoción de este material.

Intercambiadores y unidad de refrigeración.- La colocación de un filtro en la succión de la bomba de glicol evitará este problema.

9.3 Las sales contenidas en el agua y transportadas en el glicol desde los equipos de separación, podrían causar mayores problemas que los destilados, especialmente en el rehervidor; disminuyendo la capacidad de transferencia de calor y exponiendo a una falla prematura de los equipos. La instalación de un scrubber conglutinante resolverá este inconveniente.

X. RECOMENDACIONES

Una de las variables importantes del proceso es el flujo de ingreso a la planta; para garantizar un flujo permanente de ingreso a la unidad de compresión, será necesario regular el sistema de válvulas de la planta de producción de forma tal que no presurize el sistema desde los tanques hasta la cabeza de los pozos, ocasionando variación de parámetros en el tratamiento del crudo

XI. CONCLUSIONES

11.1 El proyecto es una alternativa técnica y económicamente factible para la generación de energía, como sustituto a los combustibles tradicionales. Durante la evaluación del proyecto se ha considerado como beneficio principal, el que proporciona el uso del gas asociado como recurso disponible, sin embargo, no debemos dejar de lado la totalidad de los beneficios que puede aportar el proyecto independientemente de su relevancia para el resultado final, ya que pueden existir otras variables que a juicio del revisor del proyecto son más importantes que el estimado por el evaluador. Dentro de estas variables se incluyen los beneficios que aporta el subproducto principal "condensado de hidrocarburos pesados" y el ahorro en el consumo de diesel para la generación de energía. El beneficio de una empresa que produce combustible para sus operaciones, se da en el ahorro, disponibilidad y optimización de crudo que es usado en la producción de diesel. En el caso de una empresa que adquiere el combustible para sus operaciones, el beneficio significa ahorro en el costo de operación.

11.2 A través de este proyecto se permite mejorar dos aspectos importantes relacionados a la producción de petróleo: Nivel de producción y Calidad del petróleo de la zona.

a. Mejora del nivel de producción: El crudo ligero que continuamente se usa en la Topping Plant para producir diesel y ser distribuidos a todos los campos de producción, puede ser derivado hacia los campos que presentan un API bajo y así lograr una mayor recuperación de crudo pesado (API 10 aprox.)

b. **Mejora de la calidad del petróleo producido:** Es posible optimizar el API de la mezcla correspondiente a la producción de todos los campos, incrementando la proporción de crudo ligero (API 39 aprox.), el cual era destinado a la obtención de diesel.

11.3 Este proyecto aprovecha el gas asociado como recurso disponible y constituye una alternativa para futuras inversiones ó proyectos de desarrollo que pueden tener un sustento propio.

11.4 Los dos criterios de evaluación empleados en el proyecto, TIR y VAN son los más indicados dadas las características del proyecto y confirman la aceptación del mismo. De acuerdo al análisis de sensibilidad a los cambios en el precio del gas natural y el petróleo, se concluye que el proyecto no es sensible a las variaciones de estos parámetros en un amplio margen ($\pm 30\%$), ya que al evaluarlos la decisión inicial se mantiene, es decir, sigue siendo rentable.

11.5 El valor alto en la TIR calculada obedece principalmente a tres aspectos importantes: la materia prima empleada (gas asociado) no tiene valor económico (costo cero), las dimensiones de los equipos y de la planta en su conjunto no son a gran escala y finalmente, esta planta se diseña como parte de todo un sistema organizacional constituido.

11.6 El diseño de la planta, además de su flexibilidad en ampliación presenta flexibilidad en la ubicación, es decir, en el caso de que no se justifique las operaciones de producción en el campo de localización inicial por bajos niveles de producción, esta puede ser fácilmente desmontada, transportada e instalada a otro campo de producción ya que la composición del gas asociado en la zona presenta características similares.

11.7 Durante la operación de la planta, la cantidad de Dietilenglicol DEG utilizada para reposición es mínima ya que las pérdidas por arrastre en el rehervidor no son significativas y al igual que el Freón 22 usado en la unidad de refrigeración por compresión de vapor, pueden ser considerados como costo fijo en el monto de inversión.

11.8 El uso del gas como combustible en la selva norte peruana en comparación con los combustibles líquidos, tiene efectos positivos sobre el medio ambiente. Las emisiones gaseosas de los productos de combustión se encuentran dentro de los estándares más altos del cuidado ambiental debido a que se emiten menos hidrocarburos volátiles; los pequeños volúmenes que se escapan al aire son menos tóxicos y también menos reactivos a la formación de ozono.

11.9 El gas asociado es considerado un combustible ecológico debido a que preserva la biodiversidad de la zona y favorece el desarrollo de las comunidades nativas.

Nota.- El costo de fabricación del gas útil (gas natural deshidratado), que incluye costos directos de producción, gastos fijos y gastos generales de la planta, para el diseño propuesto es de 349 MUS \$/año.

XII. REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

1. Kumar, Sanjay, ***Contributions in Petroleum Geology & Engineering***, Serie of Gas Production Engineering N°4, Gulf Publishing Company, Houston, 1987.
2. Ikoku, Chi U., ***Natural Gas Production Engineering***, Wiley, New York, 1984.
3. G.P.S.A. Gas Processors Suppliers Association, ***Engineering Data Book***, Tulsa, Oklahoma, Tenth Edition, 1987.
4. Beggs, H. Dale, ***Gas Production Operations***, Tulsa, Oklahoma, Oil & Gas Consultants Internation 198.
5. S.P.E. Society of Petroleum Engineering of AIME, ***Gas Technology***, Dallas Tex Transaction, 1977, 244p.
6. Aguinaga, Jorge, ***“Utilización del gas natural en generación de energía eléctrica”*** Coloquio Latinoamericano “Gas para el desarrollo”, Lima, 1987.
7. INEI, ***Compendio de Estadísticas Económica Financiera 1997-1998***.
8. CIT Petroperú, Centro de Investigación Tecnológica, ***Combustión y Combustibles Diesel***, ESTPDP, 1T.
9. CIT Petroperú, Centro de Investigación Tecnológica, ***Comentarios acerca del crudo de Occidental ARYP***, ESTPDP.
10. ***Recuperación de hidrocarburos licuables y conservación del gas natural de baja presión en costa afuera***, Producción, procesamiento y usos no convencionales del gas natural, Hecht, M., Chile, RANE 1984.

11. **Predicción y prevención de taponamientos en plantas recuperadoras de licuables del gas natural**, Producción, procesamiento y usos no convencionales del gas natural, García, Bernal, Instituto Mexicano del Petróleo, México D.F., RANE 1984.
12. Wuithier, Piere, **El petróleo. Refino y tratamiento químico**, CEPESA, Madrid, 1971, 3T.
13. Perry, Robert H., **Manual del Ing. Químico**, Sexta Edición, Mc. Graw Hill, México, 1993, 6T.
14. Itintec, **Manual de Eficiencia Energética de Calderas Industriales**, Centro de Desarrollo Industrial de la Sociedad Nacional de Industrias, Lima.
15. Ozisik, M., **Transferencia de Calor**, Mc Graw Hill Latinoamericana, Bogotá, 1980.
16. Kern, Donald, **Procesos de Transferencia de Calor**, Continental, México, 1987, 980p.
17. Campbell, John M., **Gas Conditioning and Processing**. Campbell Petroleum Series, Norman, Oklahoma, 1974, Vol I-II.
18. Instituto Mexicano del Petróleo, **Tecnología de Procesos**, Información recolectada en viaje a Países Americanos grandes productores del Gas Natural, 1987.
19. Katz, Donald, **Handbook of Natural Gas Engineering**, Mc. Graw Hill, New York, 1959.
20. Pacheco, E.F., **Seminario de Gas Natural**, Petroleum Refining Technology Workshop, 77p.
21. Industrial Press Inc, **Gas Engineers Handbook**, New York, 1969.
22. Stephens, Maynard, **Natural Gas Engineering**, University Park, 1963, 576p.

23. **Utilización del crudo liviano como mezcla para el tratamiento y bombeo de la producción de petróleo en las operaciones del lote 1AB**, 1er Seminario Internacional "Mejoras en prácticas de explotación de petróleo y gas", Sarmiento Lores, Alvaro, III INGEPET, INGP-023, 1993.
24. **Posibilidades y condiciones para la inversión en exploración y explotación**, INGEPET, INGP-065, 1996.
25. **CO₂ corrosion in tubulars in the peruvian 1AB contract area**, Occidental Peruana, Saavedra Sanguinetti, Pedro, 1995, 25 p.
26. Rike Service Inc, **Dehydration with liquid desiccant**, New Orleans, Lousiana, 1986.
27. Rike Service Inc, **Dehydration by refrigeration or dew point depression**, New Orleans, Lousiana, 1986.
28. Rike Service Inc, **Glycol Dehydrator Design**, New Orleans, Lousiana, 1986.
29. **Diseño de plantas de tratamiento de gas natural**, Ing. Química, Vall Garriga, Francisco, Año XIII, N°144, Marzo 1981, Pag 41 – 54.
30. **El secado del Gas Natural en columnas con Relleno ordenado**, Ing. Química, Breu, K., Año XXV, N°288, Marzo 1993, Pag 65 – 69.
31. **Tecnología actual de secado por atomización , fluidización**, Ing Química, Zucchelli, Pietro. Año 21, N°239, Febrero 1989, Pag 97-100.
32. **El Gas Natural frente a los combustibles convencionales en los motores de combustion interna alternativo**, Ing Química, Muñoz A., Año XXIII, N°264, Marzo 1991, Pag 92-104.

33. **Tecnología criogénica para procesamiento de Gas Natural con alto contenido de CO₂**, Boletín técnico del Arpel, Figueroa Gutierrez, César, Vol 15, N°2, Junio 1986, Pag 141 – 147.
34. **Quemar el gas o aplazar la producción**, Petróleo Internacional, ARPEL Asistencia Recíproca Petrolera Estatal Latinoamericana, Vol 38, N°3, Marzo 1980, Pag 31-38.
35. **Alternativas de Energía**, Energía, Medio Empresarial, Febrero-Marzo 1998, Pag. 28-29.
36. **Predicción de la temperatura de formación de los hidratos del gas natural**, Boletín técnico del Arpel, García, Bernal, IMP, Vol 14, N°1, Marzo 1985, Pag 29-37.
37. **How to operate a Glycol plant**, Hydrocarbon processing, Ballard, Don, Vol 45, N°6, Jun1966, Pag 171–180.
38. **Como se resuelven problemas en plantas deshidratadoras de Gas Natural**, Petróleo Internacional, Boido, Carlos, Vol 32, N°3, Marzo 1974, Pag 87-100.
39. **Modernizar las plantas de gas puede dar buenos resultados**, Petróleo Internacional, Construcción, Vol 36, N°10, Octubre 1978, Pag 34-35.
40. **Secado de gas natural con glicoles**, Ing Química, Martínez, César, Año XVI, N°180, Marzo 1984, Pag 41-50.
41. **Structured packing proven superior for TEG gas drying**, Oil & Gas Journal, Kean, James, Vol 89, N°38, Setiembre 1991, Pag 41-46.
42. **Recuperan condensado de gas de baja presión**, Petróleo Internacional, Petróleos Mexicanos, Vol 34, N°12, Diciembre 1976, Pag 30.

43. ***“La energía en el Perú”. Situación y perspectiva. Gas Natural,***
Universidad de Lima, Centro de Investigación de la Producción Industrial, Facultad de Ingeniería Industrial, 1988, 41 p.
44. ***“Reducción de la contaminación atmosférica al pasar a utilizar gas natural como combustible”,*** Ing. Química, Aragón, Simón, Marzo 1991, Pag 177-180.
45. ***Recent Developments in Gas Dehydration and hydrate inhibition,***
Society of Petroleum Engineers, SPE 21507
46. Peters, Maxs, ***Diseño de Plantas y su evaluación económica para Ing. Químicos,*** Editorial Géminis, Buenos Aires 1978.
47. Ulrich, Gael, ***Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química,***
McGraw-Hill, Interamericana de México S.A., 1992.
48. Bolten, Steven E., ***Manual de Administración Financiera,*** Editorial Limusa, 1987.
49. Yachay, Centro de Estudios y Asesoría, ***“Ecología y desarrollo sustentable”,*** Almanaque ambiental (Perú), Editores Salgado, Lima, 1994, 238 p.
50. Ministerio de Energía y Minas, ***Compendio Legislativo,*** Vol I – II, 1998.

XIII. ANEXOS

Contenido

ANEXO A	BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA	152
A1	Balance de Materia	153
A2	Determinación de la cantidad de vapor de agua en el gas natural	164
A3	Balance de Energía	165
ANEXO B	ANÁLISIS Y PROPIEDADES DEL GAS NATURAL	167
B1	Análisis del gas	168
B2	Procedimiento de cálculo de las propiedades del gas	169
ANEXO C	UNIDAD DE COMPRESIÓN DEL GAS NATURAL	172
C1	Compresión del gas	173
C2	Enfriamiento del gas	175
C3	Limpieza del gas	177
ANEXO D	TRANSFERENCIA DE CALOR E-210	179
D1	Propiedades del gas natural rico en agua	180
D2	Propiedades del gas natural procesado	183
D3	Balance Térmico	186
D4	Especificaciones de diseño	187
ANEXO E	UNIDAD DE SECADO DE GAS POR ATOMIZACIÓN DE DESECANTE LÍQUIDO	188
ANEXO F	TRANSFERENCIA DE CALOR E-220	193
F1	Propiedades del gas natural y solución de glicol	194

F2	Propiedades de los hidrocarburos condensables y solución de glicol	197
F3	Balance Térmico	201
F4	Especificaciones de diseño	202
ANEXO G	TRANSFERENCIA DE CALOR E-230	203
G1	Propiedades del fluido en la corriente principal	204
G2	Propiedades del refrigerante	208
G3	Especificaciones de diseño	209
ANEXO H	UNIDAD DE CONTROL DEL PUNTO DE ROCÍO DE HIDROCARBUROS PESADOS CON SISTEMA DE REFRIGERACIÓN POR COMPRESIÓN DE VAPOR	210
H1	Tasa de circulación del refrigerante	211
H2	Compresión del refrigerante	212
H3	Condensación del refrigerante	214
H4	Acumulación y expansión del refrigerante	218
ANEXO I	SEPARADORES Y TANQUE DE ACUMULACIÓN	219
I1	Separador de frío	220
I2	Separador de tres fases	223
I3	Tanque de compensación de combustible	226
ANEXO J	UNIDAD DE REGENERACIÓN DE GLICOL	227
J1	Intercambiador de calor glicol-glicol	228
J2	Especificaciones de diseño	231
J3	Diseño del rehervidor (reboiler)	232
J4	Consumo de combustible	234

ANEXO K	EVALUACIÓN ECONÓMICA	236
K1	Inversión de Capital y Costo de Manufactura	237
K2	Elaboración del Estado de Ganancias y Pérdidas y Flujo de Caja Proyectado	241
K3	Criterio de evaluación de inversiones	245
K4	Análisis de sensibilidad al precio	247
ANEXO L	PODER CALORÍFICO INICIAL Y FINAL DEL GAS NATURAL	251
ANEXO M	DISCUSIÓN DE RESULTADOS	254
ANEXO N	GLOSARIO DE TÉRMINOS	264
ANEXO O	PROPIEDADES FÍSICAS Y TERMODINÁMICAS DE SISTEMAS DE HIDROCARBUROS, GAS NATURAL	270
ANEXO P	PROPIEDADES DE LOS GLICOLES, DIETILENGLICOL	295
ANEXO Q	TABLAS AUXILIARES DE DISEÑO	312

ANEXO A

BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

ANEXO A1 BALANCE DE MATERIA

Volumen de control

Unidad de compresión, Intercambiador E-220, Chiller E-230, Separador de frío D-310

Flujo de gas natural de admisión a la planta (saturado con

vapor de agua) en MMscfd: 0.800

Densidad del gas natural a 60°F y 14.7 Psi 0.090

Contenido de agua en el gas de admisión en lb/d 464.564 Anexo A2

Flujo de gas natural de admisión en lb/d (sin agua) 71644.628

Del análisis composicional del gas natural

COMPONENTE	% MOLAR	PESO MOL.	PES. MOL.AV.	Q [E-2] lb/d	ni (mol/d)
N2	6.4	28.013	1.793	3753.683	133.998
C02	13.5	44.010	5.941	12439.506	282.652
C1	41.4	16.043	6.642	13906.054	866.799
C2	7.5	30.070	2.255	4721.855	157.029
C3	12.9	44.097	5.689	11910.136	270.089
i-C4	3.6	58.124	2.092	4381.027	75.374
n-C4	7.5	58.124	4.359	9127.141	157.029
i-C5	2.8	72.151	2.020	4229.786	58.624
n-C5	2.6	72.151	1.876	3927.658	54.437
n-C6	1.8	86.178	1.551	3247.782	37.687
TOTAL	100		34.219	71644.628	2093.717

De acuerdo al recorrido del gas natural a deshidratar

En el Intercambiador E-220

En el enfriamiento se establece el equilibrio por el concepto de condensación diferencial según la Referencia 16 y cuyo procedimiento de cálculo es el siguiente.

Determinación del punto de Rocío :

$$\text{Sum } (y_i / k_i) = \text{Sum } x_i = 1.0$$

A una presión de 140 psi la temperatura de convergencia es 110°F

COMPONENTE	Fracc.Molar	ki	xi
N2	0.064	65.000	0.0010
C02	0.135	8.944	0.0151
C1	0.414	20.000	0.0207
C2	0.075	4.000	0.0188
C3	0.129	1.300	0.0992
i-C4	0.036	0.600	0.0600
n-C4	0.075	0.450	0.1667
i-C5	0.028	0.195	0.1436
n-C5	0.026	0.160	0.1625
n-C6	0.018	0.058	0.3103
TOTAL	1.000		0.998

Presión de convergencia

2000 psia

Para propósitos de cálculo se calcula el flujo molar del gas de ingreso por hora

COMPONENTE	z _i	n _i (mol/h)
N ₂	0.064	5.583
C ₀₂	0.135	11.777
C ₁	0.414	36.117
C ₂	0.075	6.543
C ₃	0.129	11.254
i-C ₄	0.036	3.141
n-C ₄	0.075	6.543
i-C ₅	0.028	2.443
n-C ₅	0.026	2.268
n-C ₆	0.018	1.570
TOTAL	1.000	87.238

Cálculo de las Composiciones punto a punto

Supóngase intervalos a 90°, 70°, 50°, 35° F para obtener las composiciones de equilibrio del sistema de dos fases durante la condensación en cada uno

En el punto de Rocio: [110 F]

COMPONENTE	V ₁	K ₁	V ₁ / K ₁
N ₂	5.583	65.000	0.0859
C ₀₂	11.777	8.944	1.3167
C ₁	36.117	20.000	1.8058
C ₂	6.543	4.000	1.6357
C ₃	11.254	1.300	8.6567
i-C ₄	3.141	0.600	5.2343
n-C ₄	6.543	0.450	14.5397
i-C ₅	2.443	0.195	12.5265
n-C ₅	2.268	0.160	14.1762
n-C ₆	1.570	0.058	27.0739
TOTAL	87.238		87.052

$$L1 = Y1 / [1 + K1 V / L]$$

En el intercambiador E-220

Rango : 110 a 90°

Supóngase V/L: 29

V = 84.33

V / L cal 28.99

COMPONENTE	Y1	K 90°	K1 V / L	1 + K1 V / L	L1
------------	----	-------	----------	--------------	----

N2	5.583	64.000	1856.000	1857.000	0.003
C02	11.777	8.155	236.488	237.488	0.050
C1	36.117	19.000	551.000	552.000	0.065
C2	6.543	3.500	101.500	102.500	0.064
C3	11.254	1.150	33.350	34.350	0.328
i-C4	3.141	0.520	15.080	16.080	0.195
n-C4	6.543	0.385	11.165	12.165	0.538
i-C5	2.443	0.160	4.640	5.640	0.433
n-C5	2.268	0.120	3.480	4.480	0.506
n-C6	1.570	0.040	1.160	2.160	0.727

TOTAL	87.238
-------	--------

Sum L	2.909
-------	-------

En el intercambiador E-230

Rango : 90° a 70°

Supóngase V/L: 6.66

V = 73.32
V / L cal 6.66

COMPONENTE	Y1	K 70°	K1 V / L	1 + K1 V / L	L1'	Lc1	L1
N2	5.580	63.500	422.910	423.910	0.013	0.003	0.016
C02	11.728	7.021	46.762	47.762	0.246	0.050	0.295
C1	36.051	17.000	113.220	114.220	0.316	0.065	0.381
C2	6.479	2.900	19.314	20.314	0.319	0.064	0.383
C3	10.926	0.900	5.994	6.994	1.562	0.328	1.890
i-C4	2.945	0.390	2.597	3.597	0.819	0.195	1.014
n-C4	6.005	0.290	1.931	2.931	2.049	0.538	2.586
i-C5	2.010	0.115	0.766	1.766	1.138	0.433	1.571
n-C5	1.762	0.120	0.799	1.799	0.979	0.506	1.486
n-C6	0.843	0.042	0.280	1.280	0.659	0.727	1.386

TOTAL	84.329
-------	--------

Sum L	11.008
-------	--------

En el intercambiador E-230

Rango : 70° a 50°

Supóngase V/L: 2.36

V = 53.52

V / L cal 2.36

COMPONENTE	Y1	K 50°	K1 V / L	1 + K1 V / L	L1'	Lc1	L1
N2	5.567	63.000	148.680	149.680	0.037	0.016	0.053
C02	11.482	6.124	14.452	15.452	0.743	0.295	1.038
C1	35.736	15.000	35.400	36.400	0.982	0.381	1.363
C2	6.160	2.500	5.900	6.900	0.893	0.383	1.276
C3	9.364	0.700	1.652	2.652	3.531	1.890	5.421
i-C4	2.127	0.290	0.684	1.684	1.262	1.014	2.277
n-C4	3.957	0.210	0.496	1.496	2.645	2.586	5.232
i-C5	0.872	0.075	0.177	1.177	0.741	1.571	2.312
n-C5	0.783	0.055	0.130	1.130	0.693	1.486	2.178
n-C6	0.184	0.016	0.038	1.038	0.178	1.386	1.564

TOTAL	76.230
-------	--------

Sum L	22.712
-------	--------

En el intercambiador E-230

Rango : 50° a 35°

Supóngase V/L: 0.78

V = 28.28
V / L cal 0.78

COMPONENTE	Y1	K 35°	K1 V / L	1 + K1 V / L	L1'	Lc1	L1
N2	5.530	62.500	48.750	49.750	0.111	0.053	0.165
C02	10.739	5.225	4.075	5.075	2.116	1.038	3.154
C1	34.754	13.000	10.140	11.140	3.120	1.363	4.483
C2	5.267	2.100	1.638	2.638	1.997	1.276	3.272
C3	5.833	0.560	0.437	1.437	4.060	5.421	9.480
i-C4	0.864	0.220	0.172	1.172	0.737	2.277	3.014
n-C4	1.311	0.155	0.121	1.121	1.170	5.232	6.401
i-C5	0.131	0.052	0.041	1.041	0.126	2.312	2.438
n-C5	0.090	0.037	0.029	1.029	0.087	2.178	2.266
n-C6	0.007	0.011	0.008	1.008	0.007	1.564	1.570
TOTAL	64.526					Sum L	36.243

A la salida del intercambiador E-230

Temperatura : 35°F

COMPONENTE	Y1	Lc1	Fracc Molar
N2	5.419	0.165	0.106259
C02	8.623	3.154	0.169095
C1	31.634	4.483	0.620331
C2	3.271	3.272	0.064135
C3	1.773	9.480	0.034773
i-C4	0.127	3.014	0.002482
n-C4	0.141	6.401	0.002773
i-C5	0.005	2.438	0.000100
n-C5	0.003	2.266	0.000049
n-C6	0.000	1.570	0.000001
TOTAL	50.995		1.000

El siguiente cuadro resume los flujos molares calculados a diferentes intervalos de temperatura

Temperatura		110°F	90°F	90°F	35°F	35°F
Componente	Peso Mol	yi (mol/hr)	xi (mol/hr)	yi (mol/hr)	xi (mol/hr)	yi (mol/hr)
N2	28.013	5.583	0.003	5.580	0.165	5.419
C02	44.010	11.777	0.050	11.728	3.154	8.623
C1	16.043	36.117	0.065	36.051	4.483	31.634
C2	30.070	6.543	0.064	6.479	3.272	3.271
C3	44.097	11.254	0.328	10.926	9.480	1.773
i-C4	58.124	3.141	0.195	2.945	3.014	0.127
n-C4	58.124	6.543	0.538	6.005	6.401	0.141
i-C5	72.151	2.443	0.433	2.010	2.438	0.005
n-C5	72.151	2.268	0.506	1.762	2.266	0.003
n-C6	86.178	1.570	0.727	0.843	1.570	0.000
Total		87.238	2.909	84.329	36.243	50.995
			Sum	87.238	Sum	87.238

Balance de Masa del sistema

Se obtiene los flujos másicos por componente del sistema de multicomponentes del gas natural

Temperatura		110°F	90°F	90°F	35°F	35°F
Componente	Peso Mol	yi (lb/hr)	xi (lb/hr)	yi (lb/hr)	xi (lb/hr)	yi (lb/hr)
N2	28.013	156.403	0.084	156.319	4.609	151.795
C02	44.010	518.313	2.182	516.130	138.811	379.502
C1	16.043	579.419	1.050	578.369	71.913	507.506
C2	30.070	196.744	1.919	194.825	98.397	98.347
C3	44.097	496.256	14.447	481.809	418.059	78.197
i-C4	58.124	182.543	11.352	171.191	175.187	7.356
n-C4	58.124	380.298	31.262	349.036	372.078	8.219
i-C5	72.151	176.241	31.248	144.993	175.872	0.369
n-C5	72.151	163.652	36.530	127.123	163.470	0.182
n-C6	86.178	135.324	62.650	72.674	135.320	0.005
Total		2985.193	192.725	2792.468	1753.716	1231.477
			Sum	2985.193	Sum	2985.193

lb / d		71644.628			42089.174	29555.453
--------	--	-----------	--	--	-----------	-----------

Cálculo de la fracciones molares del sistema

Temperatura	110°F	90°F	90°F	35°F	35°F
Componente	yi	xi	yi	xi	yi
N2	0.064	0.000	0.064	0.002	0.062
C02	0.135	0.001	0.134	0.036	0.099
C1	0.414	0.001	0.413	0.051	0.363
C2	0.075	0.001	0.074	0.038	0.037
C3	0.129	0.004	0.125	0.109	0.020
i-C4	0.036	0.002	0.034	0.035	0.001
n-C4	0.075	0.006	0.069	0.073	0.002
i-C5	0.028	0.005	0.023	0.028	0.000
n-C5	0.026	0.006	0.020	0.026	0.000
n-C6	0.018	0.008	0.010	0.018	0.000
Total	1.0000	0.033	0.967	0.415	0.585

Cálculo de las fracciones molares en cada fase (gas / condensado)

Temperatura	90°F	90°F	35°F	35°F
Componente	xi	yi	xi	yi
N2	0.001	0.066	0.005	0.106
C02	0.017	0.139	0.087	0.169
C1	0.022	0.428	0.124	0.620
C2	0.022	0.077	0.090	0.064
C3	0.113	0.130	0.262	0.035
i-C4	0.067	0.035	0.083	0.002
n-C4	0.185	0.071	0.177	0.003
i-C5	0.149	0.024	0.067	0.000
n-C5	0.174	0.021	0.063	0.000
n-C6	0.250	0.010	0.043	0.000
Total	1.000	1.000	1.000	1.000

Fracciones molares promedio en el intervalo de temperatura 90°F - 35°F

Componente	xi (mol/h)	yi (mol/h)	xi	yi	xi (lb/hr)	yi (lb/hr)
N2	0.084	5.499	0.004	0.081	2.346	154.057
C02	1.602	10.175	0.082	0.150	70.497	447.816
C1	2.274	33.843	0.116	0.500	36.481	542.937
C2	1.668	4.875	0.085	0.072	50.158	146.586
C3	4.904	6.350	0.251	0.094	216.253	280.003
i-C4	1.605	1.536	0.082	0.023	93.270	89.273
n-C4	3.470	3.073	0.177	0.045	201.670	178.628
i-C5	1.435	1.007	0.073	0.015	103.560	72.681
n-C5	1.386	0.882	0.071	0.013	100.000	63.652
n-C6	1.149	0.422	0.059	0.006	98.985	36.339
Total	19.576	67.662	1.000	1.000	973.220	2011.973

ANEXO A2

DETERMINACIÓN DE LA CANTIDAD DE VAPOR DE AGUA EN EL GAS NATURAL

Se considera que el gas natural de admisión a la planta se encuentra saturado con vapor de agua.

Se hace uso de la Referencia 3 y Referencia 17 para el cálculo.

El contenido de agua de un gas depende de la presión, temperatura y composición.

Condiciones de ingreso del gas natural y fracción de CO2 en el gas

P (psi)	T (°F)	yi CO2	y hc
20	65	0.135	0.865

Usando la ecuación:

$$W = y_{hc} * W_{hc} + y_i * W_i$$

Donde:

W	Contenido de agua
W _{hc}	Contenido de agua de la parte hidrocarburo del gas
W _i	Contenido efectivo de agua de la parte de CO2
y _{hc}	Fracción mol de hidrocarburo
y _i	Fracción mol de CO2

Del diagrama de Mc Ketta y Wehe (fig. 20.3 Referencia 3), obtenemos:

$$W_{hc} = 650 \quad \text{lb agua / MM cf gas húmedo (60°F y 14.7 psia)}$$

Factor de corrección para la gravedad y peso molecular del gas:

$$FC = 0.98$$

De la correlación para el cálculo del contenido de agua efectivo :

Fig. 20.6 Referencia 3

$$W_i = 220 \quad \text{lb agua / MM scf (60°F y 14.7 psi)}$$

Entonces :

$$W = 580.705 \quad \text{lb agua / MM scf (14.7 psi y 60°F)}$$

$$W = 464.564 \quad \text{lb agua/ d (14.7 psi y 60°F)}$$

$$W = 19.357 \quad \text{lb agua/ hr (14.7 psi y 60°F)}$$

ANEXO A3 BALANCE DE ENERGÍA

Cálculo utilizando correlaciones de Entalpia

(Puntos: 2 - 3 - 4)

Referencia 3

Columna N°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Row N°	Componente	Peso Mol	Grav. Espec.	Entalpia de gas ideal 110°F Btu/lb Btu/mol	Fracc mol gas yi	Temp Crítica °R	Presión Crítica psia	Factor Acéntrico	Entalpia de gas ideal 90°F Btu/lb Btu/mol	Vap. enfriado yi	Liq enfriado xi	Entalpia de gas ideal 35°F Btu/lb Btu/mol	Vap. enfriado yi	Liq enfriado xi			
1	N2	28.013		138 3865.79	0.064	227.0	493.0	0.0372	136 3809.77	0.066	0.001	124 3473.61	0.106	0.005			
2	CO2	44.010		97 4268.97	0.135	547.5	1071.0	0.2667	95 4180.95	0.139	0.017	84 3696.84	0.169	0.087			
3	C1	16.043		287 4604.34	0.414	343.0	667.8	0.0126	280 4492.04	0.428	0.022	250 4010.75	0.620	0.124			
4	C2	30.070		184 5532.88	0.075	549.8	707.8	0.0978	178 5352.46	0.077	0.022	155 4660.85	0.064	0.090			
5	C3	44.097		156 6879.13	0.129	665.7	616.3	0.1541	150 6614.55	0.130	0.113	133 5864.90	0.035	0.262			
6	i-C4	58.124		145 8427.98	0.036	734.6	529.1	0.1840	140 8137.36	0.035	0.067	120 6974.88	0.002	0.083			
7	n-C4	58.124		156 9067.34	0.075	765.3	550.7	0.2015	150 8718.60	0.071	0.185	133 7730.49	0.003	0.177			
8	i-C5	72.151		145 10461.90	0.028	828.7	490.4	0.2286	140 10101.14	0.024	0.149	120 8658.12	0.000	0.067			
9	n-C5	72.151		151 10894.80	0.026	845.3	488.6	0.2524	148 10678.35	0.021	0.174	125 9018.88	0.000	0.063			
10	n-C6	86.178	0.68	132 11375.50	0.018	912.0	470.0	0.2900	129 11116.96	0.010	0.250	109 9393.40	0.000	0.043			
11	Fracción mol en la fase					1					0.967	0.033			0.585	0.415	
12	Temperatura °F					110					90	90			35	35	
13	Presión psia					145					140	140			135	135	
14	Temperatura Pseudocrítica °R (Sum yi Tci)					502.993					492.970	793.549			391.956	659.229	
15	Presión Pseudocrítica psia (Sum yi Pci)					680.439					685.574	531.576			717.484	628.314	
16	Temperatura Reducida (T/Tcm)					1.133					1.116	0.693			1.263	0.751	
17	Presión Reducida (P/Pcm)					0.213					0.204	0.263			0.188	0.215	
18	Factor Acéntrico de la Mezcla (Sum yi wi)					0.111					0.107	0.224			0.070	0.169	
19	[(H°-H) / RTc]° (Fig 24-6)					0.13					0.15	4.8			0.11	4.7	
20	[(H°-H) / RTc]' (Fig 24-7)					0.08					0.1	6.8			0.04	6.2	
21	(H°-H) / RTc = [(H°-H) / RTc]° + [wm (H°-H) / RTc]'					0.139					0.161	6.326			0.113	5.746	
22	(H°-H)m Btu/mol					138.712					157.313	9969.738			87.792	7522.646	
23	H°m Btu/mol (Sum yi H°i)					5796.71					5502.19	9337.54			4025.15	6287.06	
24	Hm Btu/mol					5658.00					5344.88	-632.19			3937.36	-1235.59	
25	Hm total Btu/mol (vla fila 11)					5658.00						5145.57				1788.28	
26	Diferencia de Entalpia [Hm out - Hm in] =					-512.43	Btu/mol					-3357.29	Btu/mol				
						-14.975	Btu/lb										

Volumen de control

Intercambiador E-220, Intercambiador E-230

BALANCE DE ENERGÍA (PUNTOS 3 - 4)

a. Cálculo del Cambio de Entalpía total entre los puntos 3 y 4.

$$\text{Cambio H 3-4} = H3 - H4$$

$$H3 = [\text{moles } y_i * h_v] + [\text{moles } x_i * h_l]$$

$$H4 = [\text{moles } y_i * h_v] + [\text{moles } x_i * h_l]$$

Del balance de masa (Anexo A1) y Balance de Energía

h _l (B) btu/mol	h _v (B) btu/mol	x _i mol/hr	y _i mol/hr	H3 (btu/h)
-632.194	5344.878	2.909	84.329	448890.266

h _l (C) btu/mol	h _v (C) btu/mol	x _i mol/hr	y _i mol/hr	H4 (btu/h)
-1235.586	3937.361	36.243	50.995	156006.460

$$H_{3-4} = 292883.81 \text{ btu / h}$$

ANEXO B

ANÁLISIS Y PROPIEDADES DEL GAS NATURAL

ANEXO B1

ANÁLISIS DE GAS

LUGAR : CAMPO PETROLERO TÍPICO DE LA SELVA

COMPONENTE	% MOLAR	PESO MOL.	PES. MOL.AV.	SP-GR
N2	6.4	28.013	1.793	0.062
C02	13.5	44.010	5.941	0.205
C1	41.4	16.043	6.642	0.229
C2	7.5	30.070	2.255	0.078
C3	12.9	44.097	5.689	0.196
i-C4	3.6	58.124	2.092	0.072
n-C4	7.5	58.124	4.359	0.150
i-C5	2.8	72.151	2.020	0.070
n-C5	2.6	72.151	1.876	0.065
n-C6	1.8	86.178	1.551	0.054
TOTAL	100		34.219	1.181

ANEXO B2 PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO DE LAS PROPIEDADES DEL GAS

1. PROPIEDADES DEL GAS DE ADMISIÓN A LA PLANTA

Condiciones del gas

PRES.(psi)	TEMP.(R)	Mav.	SP-GR	%CO2
20	525	34.219	1.181	13.5

Nota : Contenido de vapor de agua despreciable, por lo cual no afecta las propiedades del gas

a. Gases Reales.- Ecuación de estado

Método de factor de compresibilidad "z" (Referencia 1, 4, 17, 19)

$$PV = znRT$$

b. Cálculo de Presión y Temperatura Crítica del gas natural (multicomponentes)

Uso de la regla de mezcla de Kay's (Referencias 1, 17)

COMPONENTE	% MOLAR	Pc i (psia)	Yi Pci	Tci (R)	Yi Tci
N2	6.4	493.0	31.552	227.3	14.547
CO2	13.5	1070.9	144.572	547.6	73.926
C1	41.4	667.8	276.469	343.1	142.043
C2	7.5	707.8	53.085	549.8	41.235
C3	12.9	616.3	79.503	665.7	85.875
i-C4	3.6	529.1	19.048	734.7	26.449
n-C4	7.5	550.7	41.303	765.4	57.405
i-C5	2.8	490.4	13.731	828.8	23.206
n-C5	2.6	488.6	12.704	845.4	21.980
n-C6	1.8	436.9	7.864	913.4	16.441

Propiedades Pseudocríticas

$$Pc' = 679.830$$

$$Tc' = 503.109$$

Corrección de parámetros para gases con contenido de CO2 utilizando la aproximación propuesta por Wichert an Aziz.

$$Tc'' = Tc' - e$$

$$Pc'' = \frac{Pc' Tc''}{Tc' + B(1 - B)e}$$

Donde: Tc'' y Pc'' : Valores críticos ajustados para uso con la fig 3.2 (Ref 17)

Tc' y Pc' : Propiedades pseudocríticas

e : Factor de corrección en °R

Estimado por la siguiente ecuación:

$$e = .120*(A^{0,9}-A^{1,6})+15*(B^{0,5}-B^4)$$

Donde:

A: Fracción molar (H2S+CO2) en el gas

0.135

B: Fracción molar (H2S) en el gas

0.000

De la carta de Factor de Compresibilidad de Katz (fig. 3.2, Ref 17) :

$$Z=1$$

Propiedades Críticas ajustadas :

$$e= 14.920$$

$$T_c''= 488.190$$

$$P_c''= 659.669$$

c. Cálculo de la Presión Reducida Pr' y la Temperatura Reducida Tr' :

$$Tr'= 1.0754$$

$$Pr'= 0.0303$$

d. Densidad del gas

Referencia 17

$$D = \frac{P \cdot M_{av}}{Z \cdot R \cdot T}$$

PRES.(psi)	TEMP.(R)	Mav.	R	Z
20	525	34.219	10.732	1

$$D= 0.121 \text{ lb / cf}$$

$$D= 0.002 \text{ gr/cc}$$

e. Gravedad específica del gas

$$Ge= \frac{M_{av} g}{M_{av} a}$$

Mav. g	Mav a
34.219	28.970

$$Ge= 1.181$$

f. Viscosidad del gas

Usando el Método de Lee (Referencia 4)

$$U_g = K \cdot 10^{-4} \cdot \exp(X \cdot D_g^y)$$

$$U_g (\text{cp}) = 0.0088$$

$$K = \frac{(9.4 + 0.02 M_{av}) \cdot T^{1.5}}{209 + 19 M_{av} + T}$$

$$K = 87.6398$$

$$X = 3.5 + 986 / T + 0.01 M_{av}$$

$$X = 5.7203$$

$$Y = 2.4 - 0.2 X$$

$$Y = 1.2559$$

g. Determinación de C_p y C_v a las condiciones de ingreso (65°F)

Cálculo a partir de la regla de Kay's

Se hace uso de la tabla 3-3* de la Referencia 1

COMPONENTE	% MOLAR	C _{pi} (Btu/lbmolR)	Y _i C _{pi}
N ₂	6.4	6.950	0.445
C ₀₂	13.5	8.760	1.183
C ₁	41.4	8.460	3.502
C ₂	7.5	12.320	0.924
C ₃	12.9	17.130	2.210
i-C ₄	3.6	22.510	0.810
n-C ₄	7.5	22.720	1.704
i-C ₅	2.8	27.610	0.773
n-C ₅	2.6	28.020	0.729
n-C ₆	1.8	33.300	0.599

C _p [°] av =	12.879
----------------------------------	--------

Corrección de C_p[°]av a la presión y temperatura de interés

De la carta de corrección de Presión isotérmica C_p - C_p[°] a la capacidad calorífica molar del gas.

De la Fig 3.19 (Referencia 1)

Para: Tr = 1.075
Pr = 0.030

Lectura C_p - C_p[°]av = 0.100

C _p =	12.979	(Btu/lbmol°R)
------------------	--------	---------------

De la fig 3.17 (Referencia 1)

Gráfica generalizada para C_p - C_v , versus Pr' y Tr' para gases reales:

$$C_p - C_v = 1.986 \quad R \text{ (Btu/lbmol}^\circ\text{R)}$$

C _v =	10.993	(Btu/lbmol°R)
------------------	--------	---------------

ANEXO C

UNIDAD DE COMPRESIÓN DEL GAS NATURAL

ANEXO C1

COMPRESIÓN DEL GAS

1. EFICIENCIA DE COMPRESIÓN

Método de cálculo según Referencia 17

$$\text{Eisen} = [(P2 / P1)^{(k-1) / k } - 1] / [(P2 / P1)^{(n-1) / n } - 1]$$

Donde

Eisen	Eficiencia isoentrópica		
P1	Presión ingreso	k	Cp / Cv
P2	Presión salida	n	Exponente polytrópico

a. Eficiencia Isoentrópica vs eficiencia politrópica

Asumiendo una eficiencia isoentrópica Eisen:
(Para compresores recíprocos de baja velocidad).

0.76

Se obtiene el exponente politrópico

P1 (psia)	P2 (psia)	K	n
20	160	1.04	1.06

La eficiencia politrópica puede ser aproximada de la relación

$$(n - 1) / n = (k - 1) / (k \text{ Epoly})$$

Epoly = 0.770

b. Estimación de la temperatura de descarga

$$\text{TD} = \text{T1} [1 + [(P2 / P1)^{(k - 1) / k } - 1] / \text{Eisen}]$$

Donde

TD	Temperatura de descarga °R	TD (°R) =	588.8
T1	Temperatura de ingreso °R	TD (°F) =	128.8

La eficiencia politrópica puede ser solamente determinada por una prueba del compresor.

De la estimación obtenemos :

TD (°R) = 589

TD (°F) = 129

2. POTENCIA DE COMPRESIÓN

Una ecuación de trabajo conveniente para la potencia de compresión es :

$$\text{KW} / \text{Etapa} = (A / E) (n / (n-1)) (q) (Ps / Ts) (T1) [(P2 / P1)^{(n-1) / n } - 1] (Za)$$

Donde

A	Factor de conversión	Q	Rate de flujo de gas
Ps	Presión standar	Za	(Z1 +Z2) / 2
Ts	Temperatura standar	E	Eficiencia total

Sistema	A	T1 (°R)	Ps (Psia)	Ts (°R)	Q (MMscf/d)
Inglés	2.26	525	14.7	520	0.8

Za	0.98	n	1.058	E	0.77
----	------	---	-------	---	------

KW / Etapa =	75.226
--------------	--------

ANEXO C2

ENFRIAMIENTO DEL GAS

Se utiliza aereal cooler debido a que hay poca disponibilidad de agua para enfriamiento y esta necesita un tratamiento previo para poder utilizarla (agua de río)

a. Cálculos de transferencia de calor

Estimación de la elevación de la temperatura del aire (Referencia 17)

$$(t_2 - t_1) = (0.005) (U) [(T_2 + T_1) / 2 - t_1]$$

Donde:

t : temperatura del aire

T : temperatura del gas

U : Coeficiente típico de transferencia de calor global

Sistema	t1	T2	T1
Métrico (°C)	35	49	54
Inglés (°F)	95	120	129

De la tabla 13.3 (Referencia 17)

$$U(\text{Btu/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}) = 70$$

Temperatura de salida de aire

$$t_2 (^\circ\text{F}) = 105.27$$

Utilizando un factor de corrección :

$$CF = 0.89 + A (T_1 - T_2)$$

Donde :

CF : Factor de corrección

A : Constante

Sistema	A
Métrico	0.0025
Inglés	0.0014

$$CF = 0.903$$

Entonces:

$$(t_2 - t_1) * CF = 9.271$$

Temperatura salida de aire

$$t_2 (^\circ\text{F}) = 104.271$$

b. Estimación del área de transferencia

El procedimiento para el diseño térmico de un aereal cooler consiste en asumir una selección y probar si es la correcta.

Se hace uso de la tabla 13.4 (Referencia 17) y se selecciona:

1 in O.D. tubo desnudo en arreglo triangular 2 1/8 in				
Ancho aproximado de la unidad (ft)	Longitud Tubo (ft)	Ventilador por unidad	No. Filas Tubos	Area Total Tubo(ft ²)
4	4	1	3	49

c. Requerimiento de poder del fan

Estimación de la Potencia del fan con el uso de la tabla anterior y la gráfica en función del coeficiente global de transferencia de calor (Referencia 17)

Para un U (Btu/hr °F ft²) = 70 se obtiene 1,7 hp/100 ft² de área de tubo desnudo.

HP=	0.8	KW=	1.1
-----	-----	-----	-----

Por lo tanto un ventilador de 1.0 hp será seleccionado.

d. Cálculo del Flujo de aire:

De la ecuación

$$KW = [(\text{Caída Pa}) (Qa)] / [(A) (\text{Eficiencia})]$$

Donde

Caída Presión (PSI)	Potencia KW	Eficiencia E	Constante A
0.4	1.1	0.7	142

Flujo de aire :

$$Qa \text{ (ft}^3\text{/seg)} = 277.38$$

e. Remoción de calor estimado

$$Q = F U A \text{ LMTD}$$

Cálculo de la LMTD

$$\text{LMTD} = [(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)] / \text{Ln} [(T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)]$$

Donde

T1	T2	t1	t2	LMTD
129	120	95	104	24.71

Recomendado de la tabla 13.3 (Ref. 17)

$$U(\text{Btu/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}) = 70$$

Este coeficiente esta basado en la superficie de tubo desnudo

Determinación del factor de corrección :

$R = T_1 - T_2 / t_2 - t_1$	0.97	$P = t_2 - t_1 / T_1 - t_1$	0.27
-----------------------------	------	-----------------------------	------

De la fig. 10-8 (Referencia 3) se tiene las lectura de F

$$F = 0.98$$

Entonces

$$Q \text{ btu/hr} = 83066.77$$

Nota : El procedimiento presentado sigue las indicaciones de la referencia 17 para los cálculos realizados. En el anexo H3 se presenta un procedimiento de cálculo más fino recogido de la referencia 3. Ambos son válidos para propósitos de cálculo.

ANEXO C3

LIMPIEZA DEL GAS

1. Diseño de un Scrubber/Separador:

a. Diámetro

Se despeja el diámetro de la ecuación 4.10 (Referencia 1):

$$D^2 = \frac{Q_{gsc} Z (T + 460) d_g^{0,5}}{2,4 K P (d_l - d_g)^{0,5}}$$

Donde:

D : Diámetro

Q_{gsc}: Capacidad de gas a condiciones standar

Z : Factor de compresibilidad del gas a las condiciones de operación

K : Coeficiente empírico de separación

d_l, d_g : Densidad de líquido y densidad de gas respectivamente

P, T : Presión y temperatura de operación (psi, °F)

Q _{gsc} (MMscfd)	Z	T (°F)	K	d _g (lbm/ft ³)	d _l (lbm/ft ³)
0.8	0.98	120	0.167	0.870	52

Cálculo de la densidad:

PRES.(psi)	TEMP.(R)	Mav.	R	Z
155	580	34.219	10.732	0.98

$$d_g \text{ lb/cf} = 0.870$$

$$d_g \text{ gr/cc} = 0.014$$

Se obtiene el diámetro:

$$D \text{ (ft)} = 1$$

Por criterio de diseño y la posibilidad de que se incremente el flujo consideramos :

$$D \text{ (ft)} = 1.5$$

b. Cálculo del área del extractor de niebla

De la ecuación 4.11(Referencia 1) se tiene la ecuación

$$A_m = q_g / V_m$$

Donde:

A_m : Área del extractor de niebla

V_m : Velocidad del gas

Calculando V_m (K = 0.35 para un extractor de niebla tipo rejilla)

$$V_m = K [(d_l - d_g) / d_g] ^{0,5}$$

$$V_m \text{ (ft/s)} = 2.684$$

Entonces se obtiene el área del extractor de niebla

$$A_m \text{ (ft}^2\text{)} = 0.365$$

c. Cálculo de la capacidad de líquido

No es necesario realizar el cálculo de la capacidad del líquido debido a que el scrubber solamente se diseña para separar volúmenes pequeños de gas y líquidos.

Sin embargo, se presenta el procedimiento de cálculo para efectos de demostración.

La capacidad del líquido depende del volumen del separador disponible para el líquido y el tiempo de retención del líquido dentro del separador.

Se hace uso de las siguientes ecuaciones

$$W = q \text{ GLR}$$

$$W = 1440 \text{ VI} / t$$

$$\text{VI} = 0.1399 \text{ D}^2 \cdot h_l$$

Donde:

W : Capacidad de líquido bbl/día

VI : Volumen de asentamiento de líquido bbl

t : tiempo de retención min. El tiempo recomendado por Sivalls es de 1 min

GLR: Razón de Líquido a gas (bbl/MMscf). Se asume 40 bbl/MMscf

h_l : altura de la columna de líquido sobre el fondo de la salida del líquido en el separador vertical en ft.

q (MMscfd)	t (min)	GLR(bbl/MMscf)
0.8	1	40

$$W(\text{bbl/d}) = 32$$

$$\text{VI (bbl)} = 0.02$$

La altura de líquido :

$$h_l \text{ (ft)} = 0.07$$

Por consideraciones de diseño la relación la mínima altura en un separador vertical debe ser 6 ft. La relación de la altura a el diámetro se debe mantener entre 3 y 8.

Entonces

Se selecciona un separador de 20 in diámetro por 6 ft de altura

ANEXO D

TRANSFERENCIA DE CALOR E-210

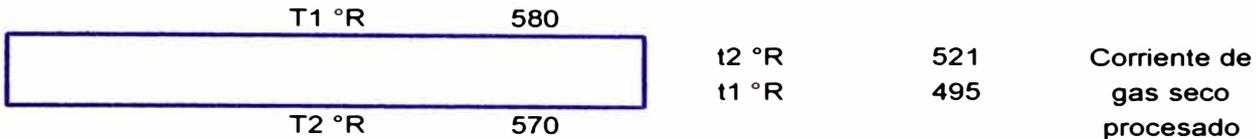
ANEXO D1

TRANSFERENCIA DE CALOR E-210

PROPIEDADES DEL GAS NATURAL RICO EN AGUA

INTERCAMBIADOR DE CALOR GAS / GAS E - 210

Corriente de gas húmedo sin procesar



Se realiza el cálculo de las propiedades de ambos flujos según el procedimiento que se presenta en el Anexo B2

A . Cálculo de las propiedades del gas natural rico en agua (tubo externo)

Condiciones de operación promedio :

T (°R)	P (psi)
575	150

a. Determinación de Cp y Cv a 575°R [115 °F]

Cp =	14.396	(Btu/lbmol°R)
------	--------	---------------

Cv =	11.396	(Btu/lbmol°R)
------	--------	---------------

b. Cálculo de la densidad

Mav.	R	Z
34.219	10.732	0.98

D=	0.849	lb / cf
----	-------	---------

D=	0.014	gr/cc
----	-------	-------

c. Viscosidad del gas

Ug (cp) =	0.0099
-------------	--------

d. Cálculo de la conductividad térmica del fluido

El número de Prandtl (Cp u / K) es esencialmente constante con la P y T
 Para un gas natural un valor de 0,79 es adecuado para este número (Referencia 17)

Cp btu/lb R	u lb/ft hr	N ° Prandtl	K(Btu/h ft °R)
0.4207	0.0240	0.7900	0.0128

e. Cálculo de la velocidad

Para flujo anular de tuberías concéntricas se usa un diámetro equivalente definido por la siguiente ecuación :

$$d_e = (d_2^2 - d_1^2) / d_1$$

Donde :
 d_e : diámetro equivalente
 d_1 : diámetro exterior de la tubería interior
 d_2 : diámetro interior de la tubería exterior

Se selecciona de la tabla 11 (Referencia 16) Dimensiones de tubería

d_2 : 2 plg diámetro nominal del tubo

Se selecciona de la tabla 10 (Referencia 16) Datos de tubos

d_1 : Tubo 1 1/4 plg 18 BWG

$$d_1 = 1.199 \quad d_2 = 2.067$$

$$d_e \text{ (ft)} = 0.197$$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = 0.015$$

$$Q \text{ (ft}^3\text{/s)} = 1.003$$

$$v \text{ (ft/h)} = 233555.49$$

f. Cálculo del coeficiente de película

Se aplica la ecuación de Churchill y Bernstein para el cálculo del número de Nusselt donde $10^2 < Re < 10^7$

$$Re = 1630260.1$$

$$Pr = 0.79$$

$$(k/d) = 0.06$$

$$Nu = 1532.7$$

$$h_o \text{ (Btu/hft}^2\text{°R)} = 99.3$$

g. Caída de presión en el gas rico en agua

Se hace uso de la referencia 16

D_s : Diámetro interno de la coraza

D_e : Diámetro equivalente

G_s : Masa velocidad en la coraza lb/hr ft²

P_s : Caída de presión lado de la coraza

N : Número de deflectores igual a 12 L / B

f : Factor de fricción dimensional fig 29 (Referencia 16)

g : aceleración de la gravedad $4.17 \cdot 10^8$ ft/hr²

f_{is} : aproximadamente igual a 1

$$Re_s = D_e G_s / \mu$$

Caída de presión

$$Ps = f Gs^2 Ds (N+1) / (2 * g * dens * De * (fis))$$

N (baffle)	Ds (ft)	Gs	Re s	f ft ² /plg ²	De (ft)
11	0.17	198284.61	1630260.12	0.0008	0.197

Ps psi	0.5
--------	-----

Se permite una caída de presión de 5 a 10 psi para el flujo de gas rico en agua.

Ps (psi)=	5
-----------	---

ANEXO D2 TRANSFERENCIA DE CALOR E-210 PROPIEDADES DEL GAS NATURAL PROCESADO

B. Cálculo de las propiedades del gas natural procesado (tubo interno)

Se dispone de la composición del gas natural procesado en el anexo A1. Además se utiliza el procedimiento de cálculo detallado en el anexo B2

Condiciones de operación promedio :

T (°R)	P (psi)
520	135

a. Determinación de Cp y Cv a 520°R [60 °F]

Cp =	9.477	(Btu/lbmol°R)	Cv =	7.077	(Btu/lbmol°R)
------	-------	---------------	------	-------	---------------

b. Cálculo de la densidad

Mav.	R	Z
24.15	10.732	0.98

D=	0.602	lb / cf
----	-------	---------

D=	0.010	gr/cc
----	-------	-------

c. Viscosidad del gas

Ug (cp) =	0.01
-------------	------

d. Cálculo de la conductividad térmica del fluido

El número de Prandtl (Cp u / K) es esencialmente constante con la P y T

Para un gas natural un valor de 0,79 es adecuado para este número (Referencia 17)

Cp btu/lb R	u lb/ft hr	N ° Prandtl	K(Btu/h ft °R)
0.3924	0.0242	0.79	0.012

e. Cálculo de la velocidad

Para flujo en el tubo interior se realiza los siguientes cálculos

De la tabla 10 (Referencia 16) Datos de tubos

d1 : Tubo 1 1/4 plg 18 BWG

d1 (ft) =	0.096
-------------	-------

A (ft2) =	0.007
-------------	-------

Q (ft3/s) =	0.568
---------------	-------

v (ft/h) =	283484.52
--------------	-----------

f. Cálculo del coeficiente de película

La siguiente correlación es utilizada para el cálculo del coeficiente de película por análisis adimensional

$$h = A (K/d) [d v D_g / u]^a [C_p u / K]^b$$

$$Re = 675103.3$$

$$Pr = 0.79$$

$$(k/d) = 0.126$$

Valores de A , a , b , de la ecuación para calentamiento de gas en un intercambiador de calor tipo tubo (Tabla 13.1 Referencia 17)

A	a	b
0.0225	0.8	0.4

$$h_i (\text{Btu}/\text{ft}^2 \cdot \text{R}) = 118.52$$

De igual forma utilizando la ecuación de Notter y Sleicher : (Ec 9.82 Referencia 15)
Es válida para $0.1 < Pr < 10^4$ y $10^4 < Re < 10^6$

$$Nu = 5 + 0,016 (Re^a) (Pr^b)$$

Donde

$$a = 0,88 - 0,24 / (4 + Pr)$$

$$b = 0,33 + 0,5 (e - 0.6Pr)$$

$$a = 0.830$$

$$b = 0.641$$

$$Nu = 951.76$$

$$h_i = 119.56$$

g. Caída de presión del gas procesado

Se hace uso de la ecuación 7.45 Referencia 16

f : Factor de fricción dimensional fig 26 (Referencia 16)

fit : aproximadamente igual a 1

Pt : Caída de presión en el tubo

Pr : Pérdida de regreso

PT : Caída de presión total

$$Re = D G_t / u$$

$$Pt = f G_t^2 L n / (2 * g * dens * D * (fit))$$

$$Pr = 4 n (V^2 / 2g') / s$$

$$PT = (Pt + Pr)$$

D ft	Gt lb/hr ft ²	Re	f ft ² /plg ²	Pt psi	Ln
0.096	170727.03	675103.29	0.0001	0.74	12

s	V ft/s	Pr psi	PT psi
0.83	78.75	1.93	3

Se permite una caída de presión de 6 psi para el flujo de gas procesado

Pa (psi)=	6
-----------	---

ANEXO D3
TRANSFERENCIA DE CALOR E-210
BALANCE TÉRMICO

Balance Térmico del intercambiador

Calor perdido por el gas húmedo = Calor ganado por el gas seco
$Q = M C_p (T_2 - T_1) = m c_p (t_2 - t_1)$

Para propósitos de cálculo se desprecia (por ser mínimo) el intercambio de calor asociado al vapor de agua en el gas húmedo

Donde

Gas húmedo	M (lb/h)	C _p btu/lb°F	T ₂ °R	T ₁ °R	Q btu/hr
	2985.193	0.421	570	580	12559.083

Gas seco	m (lb/h)	c _p btu/lb°F	t ₂ °R	t ₁ °R
	1231.477	0.392	521	495

ANEXO D4 TRANSFERENCIA DE CALOR E-210 ESPECIFICACIONES DE DISEÑO

Especificaciones de diseño

Tubería : d2 : 2 plg diámetro nominal Se selecciona de la tabla 11 (Referencia 16)

Tubo : d1 : Tubo 1 1/4 plg 18 BWG Se selecciona de la tabla 10 (Referencia 16)

a. Cálculo del coeficiente Global de transferencia de calor

$$U_o = 1 / [(r_o / h_i r_i) + (r_o / k) \ln (r_o / r_i) + (1 / h_o) + F_o]$$

Donde

k (btu/ h ft °F)	r _o (ft)	r _i (ft)	h _o (btu/h ft ² °R)	h _i (btu/h ft ² °R)	F _o (h ft ² °R/Btu)
26	0.0500	0.0479	99.2756	118.5208	0.0015

$$U_o = \quad 48.8998 \quad \text{btu / hr ft}^2 \text{ °F}$$

b. Cálculo de la LMTD

$$LMTD = [(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)] / \ln [(T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)]$$

T ₁	T ₂	t ₁	t ₂	LMTD
580	570	495	521	66.53

c. Cálculo del área

$$A = Q / (U * LMTD)$$

$$A \text{ ft}^2 = \quad 3.86$$

$$L \text{ ft} = \quad 12$$

ANEXO E

UNIDAD DE SECADO DE GAS POR ATOMIZACIÓN DE DESECANTE LÍQUIDO

ANEXO E UNIDAD DE SECADO DE GAS POR ATOMIZACIÓN DE DESECANTE LIQUIDO

a. Requerimientos de la Solución de Dietilenglicol DEG

Determinación de la cantidad de gal de DEG por lb de agua requerida.

	DEG %	H2O %	@ T °F
Concentración glicol entrada	85	15	110
Concentración glicol salida	80	20	110

Sea :

$$x = \text{lb de solución IN 85 \%}$$

$$y = \text{lb de solución OUT 80 \%}$$

Balance de agua para una libra de H2O absorbida es :

$$1 + 0,15 x = 0,20 y \quad \dots a$$

$$0,85 x = 0,80 y \quad \dots b$$

$$x = [0,80 / 0,85] y$$

$$x = 0.941 y \quad \dots c$$

Sustituyendo (c) en (a) :

$$1 + 0,15 (0,941 y) = 0,20 y$$

$$y = 17.00 \quad \text{lb solución 80\%}$$

$$x = 16.00 \quad \text{lb solución 85\%}$$

De la fig 11 (Referencia 26). Densidades de soluciones acuosas de DEG (% Peso).
Obtenemos , la densidad DEG @ 110°F en lb/gal es : 9.15

$$\text{Gal DEG al 85\% / lb H2O absorbida} = 1.75$$

Nota : Se recomienda 2 gal / lb de agua absorbida

b. Rate de Circulación de glicol

Gas de entrada contiene :

$$W = 580.705 \quad \text{lb agua / MM scf (14.7 psi y 60°F)}$$

1. Remoción de agua hasta 7 lb / MMscf.

$$\text{lb H}_2\text{O removida / hr} = [\text{lb H}_2\text{O} / \text{MMscf}] [\text{MMscf} / \text{d}] [\text{d} / 24 \text{ hr}]$$

lb agua / MM scf	MMscfd	d / 24 hr
573.705	0.8	0.042

$$\text{lb H}_2\text{O removida / hr} = 19.124$$

2. Inyección de DEG

$$\text{gal DEG/hr} = [\text{gal DEG} / \text{lb H}_2\text{O removida}] [\text{lb H}_2\text{O rem/hr}]$$

Gal DEG/lb remv	lbH ₂ O rem/hr
2.0	19.124

$$\text{gal DEG/hr} = 38.247$$

$$\text{gpm DEG} = 0.64$$

$$\text{DEG } 85 \% (\text{lb/hr}) = [\text{gal} / \text{hr}] [\text{Densidad lb} / \text{gal}]$$

gal DEG/hr	D lb/gal
38.247	9.15

$$\text{DEG85\%(lb/hr)} = 349.960$$

Balance de masa de la solución de glicol

Corriente pobre en agua contiene :

Flujo	lb/hr
DEG	297.466
H ₂ O	52.494
Total	349.960

Corriente rica debe contener :

Flujo	lb/hr
DEG	297.466
H ₂ O	71.618
Total	369.084

Por tanto el % peso DEG en la corriente rica es:

81

La bomba de glicol debe manipular :

gph	gpm
38.25	0.64

3. Potencia de la bomba

Del balance de energía mecánica

$$W_o = (z_2 - z_1) + (V_2^2 / 2\alpha g_c) - (V_1^2 / 2\alpha g_c) + (p_2 / \rho) - (p_1 / \rho) + \text{Sum}F$$

Donde :

W_o	Trabajo mecánico entregado al sistema por unidad de masa desde el exterior
z	Altura desde un plano de referencia en ft
V	Velocidad lineal media en ft/s
α	coeficiente de corrección para la energía cinética
g_c	Factor de conversión 32.17 ft lb masa / seg ² lb fuerza

- pv producto de presión absoluta (lbf/ft²) y volumen específico (ft³/lb)
 F Pérdida de energía mecánica en el sistema fluvente debido a la fricción en (ft lbf / lb masa)

De la simplificación, considerando:

Base : 1 libra de DEG fluyendo

El punto inicial se establece a la salida del banco de tubos glicol/glicol en la corriente de glicol seco y el punto final la inyección de DEG a la corriente de gas, cerrando de esta manera el circuito de circulación de DEG.

- v1 = v2 La solución de DEG es incompresible
 p2 100 psi inyección de glicol. Se asume 150 psi
 p1 Se considera cercana a la presión atmosférica
 z2 - z1 Se considera 10 ft lbf/lbm
 V1 Se considera cero
 V2 Para una tubería 1/8" DE, un rate de 38.25 gph
 Velocidad media en la cañería:

gph	Area ft ²	ft ³ /seg	V2 ft/seg
38.25	0.0004	0.0014	3.60

Viscosidad dinámica del DEG (lb/ ft seg) =	0.006
Densidad lb/ft ³ =	68.442

Cálculo del Número de Reynolds
 Factor de corrección α

Re	913.01
α	0.5

Se considera las pérdidas por fricción (Sum F) igual al 40% del head

Wo en ft- lbf / lbm

Wo =	491.78
------	--------

Equivalencia de potencia

1 hp =	550 ft lbf/seg
--------	----------------

Se obtiene la potencia teórica

W hp =	0.087
--------	-------

Se considera una eficiencia n

n % =	60
-------	----

Entonces la potencia real requerida es

Pot hp =	0.14
----------	------

Pot kw =	0.11
----------	------

c. Cálculo de las propiedades del DIETILENGLICOL

Solución de dietilenglicol pobre en agua al 85%

PRES.(psi)	TEMP.(R)	M dietilenglicol	Cp (btu/ lb °R)	Densidad (lb/ft ³)
100	570	106	0.590	67.7

$$de = (d2^2 - d1^2) / d1$$

d1 =	1.199	d2 =	2.067
------	-------	------	-------

de (ft) =	0.197
-------------	-------

A (ft2) =	0.015
-------------	-------

Q (ft3/s) =	0.001
---------------	-------

v (ft/h) =	330.70
--------------	--------

Su presencia no influye apreciablemente en los cálculos.

Recomendaciones para la atomización del glicol.

Capacidad gpm 100 psi	Angulo Spray °
0.64	69

Aproximadamente 100 psi para la inyección del glicol proporcionará una muy fina atomización para obtener un buen contacto gas-glicol.

Data experimental

Coeficiente de difusión $\text{cm}^2 / \text{s} \cdot 10^5$ agua en DEG	0.18
---	------

ANEXO F

TRANSFERENCIA DE CALOR E-220

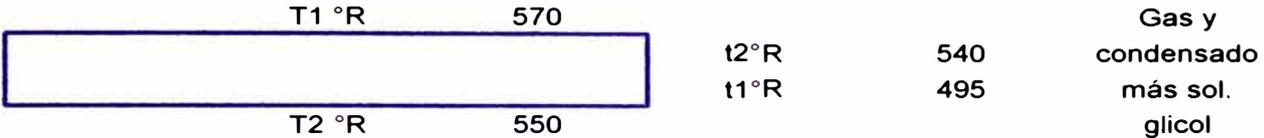
ANEXO F1

TRANSFERENCIA DE CALOR E-220

PROPIEDADES DEL GAS NATURAL Y SOLUCIÓN DE GLICOL

INTERCAMBIADOR DE CALOR GAS / LIQUIDO E - 220

Gas natural y solución de glicol



A . Cálculo de las propiedades del gas natural y sol de glicol (tubo externo)

Se realiza el cálculo de las propiedades del sistema según el procedimiento que se presenta en el Anexo B2. La presencia de la sol de glicol se desprecia por ser mínima en comparación con la masa de gas.

Condiciones de operación promedio :

T (°R)	P (psi)
560	145

a. Determinación de Cp y Cv a 560°R [100 °F]

Cp =	14.148	(Btu/lbmol°R)
------	--------	---------------

Cv =	11.348	(Btu/lbmol°R)
------	--------	---------------

b. Cálculo de la densidad

Mav.	R	Z
34.219	10.732	0.98

D=	0.842	lb / cf
----	-------	---------

D=	0.014	gr/cc
----	-------	-------

c. Viscosidad del gas

Ug (cp) =	0.0098
-------------	--------

d. Cálculo de la conductividad térmica del fluido

El número de Prandtl (Cp u / K) es esencialmente constante con la P y T
 Para un gas natural un valor de 0,79 es adecuado para este número (Referencia 17)

Cp btu/lb R	u lb/ft hr	N ° Prandtl	K(Btu/h ft °R)
0.4134	0.0237	0.79	0.0124

e. Cálculo de la velocidad

Para flujo anular de tuberías concéntricas se usa un diámetro equivalente definido por la siguiente ecuación :

$$d_e = (d_2^2 - d_1^2) / d_1$$

Donde :
 d_e : diámetro equivalente
 d_1 : diámetro exterior de la tubería interior
 d_2 : diámetro interior de la tubería exterior

Se selecciona de la tabla 11 (Referencia 16) Dimensiones de tubería
 d_2 : 2 plg diámetro nominal del tubo

Se selecciona de la tabla 10 (Referencia 16) Datos de tubos
 d_1 : Tubo 1 1/4 plg 18 BWG

$$d_1 = 1.199 \quad d_2 = 2.067$$

$$d_e \text{ (ft)} = 0.197$$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = 0.015$$

$$Q \text{ (ft}^3\text{/s)} = 1.011$$

$$v \text{ (ft/h)} = 235368.56$$

f. Cálculo del coeficiente de película

Se aplica la ecuación de Churchill y Bernstein para el cálculo del número de Nusselt donde $10^2 < Re < 10^7$

$$Re = 1645801.0$$

$$Pr = 0.79$$

$$(k/d) = 0.1$$

$$Nu = 1545.5$$

$$h_o \text{ (Btu/hft}^2\text{°R)} = 97.4$$

g. Caída de presión en el gas rico en agua

Se hace uso de la referencia 16

D_s : Diámetro interno de la coraza

D_e : Diámetro equivalente

G_s : Masa velocidad en la coraza lb/hr ft²

P_s : Caída de presión lado de la coraza

N : Número de deflectores igual a 12 L / B

f : Factor de fricción dimensional fig 29 (Referencia 16)

g : aceleración de la gravedad $4.17 \cdot 10^8$ ft/hr²

f_{is} : aproximadamente igual a 1

$$Re_s = D_e G_s / \mu$$

Caída de presión

$$Ps = f Gs^2 Ds (N+1) / (2 * g * dens * De * (fis))$$

N (baffle)	Ds (ft)	Gs	Re s	f ft ² /plg ²	De (ft)
15	0.17	198284.61	1645800.97	0.0008	0.197

Ps psi	0.6
--------	-----

Se permite una caída de presión de 5 a 10 psi para el flujo de gas rico en agua.

Ps (psi)=	5
-----------	---

ANEXO F2

PROPIEDADES DE LOS HIDROCARBUROS CONDENSABLES Y SOLUCIÓN DE GLICOL

Procedimiento de cálculo de las propiedades de la mezcla inmisible :
Solución de glicol rico en agua más hidrocarburos condensables (tubo interno)

Condiciones de operación promedio :

T (°F)	P (psi)
60	135

Del balance de masa la composición del condensado es el siguiente:

COMPONENTE	% MOLAR	PESO MOL	n (mol/h)	Q [hc] lb/h	PESO MOL AV
N2	0.005	28.013	0.165	4.609	0.127
C02	0.087	44.010	3.154	138.811	3.830
C1	0.124	16.043	4.483	71.913	1.984
C2	0.090	30.070	3.272	98.397	2.715
C3	0.262	44.097	9.480	418.059	11.535
i-C4	0.083	58.124	3.014	175.187	4.834
n-C4	0.177	58.124	6.401	372.078	10.266
i-C5	0.067	72.151	2.438	175.872	4.853
n-C5	0.063	72.151	2.266	163.470	4.510
n-C6	0.043	86.178	1.570	135.320	3.734
TOTAL	1.000		36.24	1753.716	48.39

a. Cálculo de la gravedad específica del hidrocarburo líquido:(Referencia 17)

$$Y_o = 141,5 / [131.5 + (\text{°API})]$$

$$(\text{°API}) = 20$$

$$Y_o = 0.934$$

b. Cálculo de la densidad del hidrocarburo líquido :(Referencia 17)

$$D_{hl} = Y_o (\text{densidad del agua})$$

$$D_{\text{agua}} (\text{lb/cf}) = 62.40$$

$$D_{hl} (\text{lb/cf}) = 58.28$$

c. Cálculo del calor específico de hidrocarburo líquido : (60°F)

Se hace uso de la tabla A-2 (Apéndice A Referencia 15) y la tabla 3.2(b) de la Referencia 17.

COMPONENTE	xi	Cp (btu/lb°F)	PESO MOL.	Cp (btu/mol°F)	Cpav(btu/mol°F)
N2	0.005	0.2500	28.013	7.003	0.0318
C02	0.087	0.2100	44.010	9.242	0.8043
C1	0.124	0.5250	16.043	8.423	1.0417
C2	0.090	0.9723	30.070	29.237	2.6397
C3	0.262	0.6200	44.097	27.340	7.1517
i-C4	0.083	0.5707	58.124	33.171	2.7586
n-C4	0.177	0.5727	58.124	33.288	5.8795
i-C5	0.067	0.5333	72.151	38.478	2.5879
n-C5	0.063	0.5436	72.151	39.221	2.4519
n-C6	0.043	0.5333	86.178	45.959	1.9912

TOTAL	1				27.3383
--------------	----------	--	--	--	----------------

$$Cp \text{ av (btu/lb°F)} = 0.565$$

d. Cálculo de la conductividad térmica de hidrocarburo líquido : (60°F)

De la fig 1 a 20° API Referencia 16

$$k \text{ (btu /h ft °R)} = 0.0725$$

e. Cálculo de la viscosidad del hidrocarburo líquido : (60°F)

Se utiliza la Ec 3.24 Referencia 17 para estimar la viscosidad de la mezcla

$$U_m = [\text{Sum } x_i (u_i)^{1/3}]^3$$

Donde

U_m : viscosidad de la mezcla en centipoise

u_i : viscosidad del componente

x_i : fracción molar de cada componente en la mezcla

Los datos son tomados de la fig 14 (Referencia 16) y la fig 3.19 (Referencia 17)

COMPONENTE	xi	ui (cp)	(ui ^1/3)	SUM xi (ui^1/3)
N2	0.005	0.067	0.406	0.002
C02	0.087	0.018	0.262	0.023
C1	0.124	0.013	0.236	0.029
C2	0.090	0.009	0.208	0.019
C3	0.262	0.120	0.493	0.129
i-C4	0.083	0.180	0.565	0.047
n-C4	0.177	0.180	0.565	0.100
i-C5	0.067	0.250	0.630	0.042
n-C5	0.063	0.250	0.630	0.039
n-C6	0.043	0.350	0.705	0.031
TOTAL	1.000		U_m (cp)=	0.098

$$u \text{ (lb / ft h)} = 0.236$$

f. Cálculo de la viscosidad del hidrocarburo líquido a la temperatura de la pared del tubo (100°F)

$$U_m = [\text{Sum } x_i (u_i)^{1/3}]^3$$

COMPONENTE	x_i	u_i (cp)	$(u_i^{1/3})$	SUM $x_i (u_i^{1/3})$
N2	0.005	0.067	0.406	0.0018
C02	0.087	0.015	0.247	0.0215
C1	0.124	0.011	0.222	0.0275
C2	0.090	0.009	0.208	0.0188
C3	0.262	0.090	0.448	0.1172
i-C4	0.083	0.148	0.529	0.0440
n-C4	0.177	0.148	0.529	0.0934
i-C5	0.067	0.200	0.585	0.0393
n-C5	0.063	0.200	0.585	0.0366
n-C6	0.043	0.270	0.646	0.0280
TOTAL	1		Um (cp)=	0.0785

$$uw \text{ (lb / ft h)} = 0.190$$

g. Cálculo de la velocidad.

Para flujo en el tubo interior se realiza los siguientes cálculos

De la tabla 10 (Referencia 16) Datos de tubos

d1 : Tubo 1 1/4 plg 18 BWG

$$d1 \text{ (ft)} = 0.096$$

$$A \text{ (ft}^2 \text{)} = 0.007$$

$$Q \text{ (ft}^3\text{/s)} = 0.0084$$

$$v \text{ (ft/h)} = 4171.64$$

h. Cálculo del coeficiente de película

Segun la recomendación de Sieder y Tate :

$$h = A \left(\frac{K}{d} \right) \left[d v D I / u \right]^a \left[C_p u / K \right]^b \left[u / uw \right]^{0.14}$$

$$Re = 98612.44$$

$$Pr = 1.841$$

$$\left(\frac{k}{d} \right) = 0.757$$

$$\left(\frac{u}{uw} \right) = 1.245$$

Valores de A , a , b , de la ecuación para calentamiento de liquido de baja viscosidad en un intercambiador de calor tipo tubo:

A	a	b
0.027	0.8	0.333

$$h_i \text{ (Btu/hft}^2\text{°R)} = 255.22$$

I. Caída de presión

Se hace uso de la ecuación 7.45 Referencia 16

f : Factor de fricción dimensional fig 26 (Referencia 16)

f_{it} : aproximadamente igual a 1

$$Re = D Gt / u$$

P_t : Caída de presión en el tubo

P_r : Pérdida de regreso

P_T : Caída de presión total

$$P_t = f Gt^2 L n / (2 * g * dens * D * (fit))$$

$$P_r = 4 n (V^2 / 2g') / s$$

$$P_T = (P_t + P_r)$$

D ft	Gt lb/hr ft2	Re	f ft2/plg2	Pt psi	Ln
0.096	243128.06	98612.44	0.0002	0.07	36

s	V ft/s	Pr psi	PT psi
0.93	1.16	0.04	0.1

Se permite una caída de presión de 6 psi para el flujo de gas procesado

$$P_a \text{ (psi)} = 6$$

ANEXO F3 TRANSFERENCIA DE CALOR E-220 BALANCE TÉRMICO

Balance Térmico del intercambiador

Calor perdido por el gas y sol glicol = Calor ganado por el condensado y sol glicol
 $Q = \text{Cambio H 2-3} = \text{mhl cphl} (t2 - t1)$

Donde:

Cambio H 2-3 Cambio de entalpia de 2-3

mhl Flujo de condensado

t1 y t2 Temperaturas de entrada y salida del condensado respectivamente

Gas	Mgs (lb/h)	H 2-3 btu/mol	Mav	Q (btu/h)
	2985.19	512.43	34.22	44703.1

Se calcula t2:

Condensado	mhl (lb/h)	cphl btu/lb°F	t1 °R	t2 °R
	1753.716	0.565	495	540

ANEXO F4 TRANSFERENCIA DE CALOR E-220 ESPECIFICACIONES DE DISEÑO

Especificaciones de diseño

Tubería : d2 : 2 plg diámetro nominal Se selecciona de la tabla 11 (Referencia 16)
 Tubo : d1 : Tubo 1 1/4 plg 18 BWG Se selecciona de la tabla 10 (Referencia 16)

a. Ecuación de diseño

$$Q = h_o A_o \text{ LMTD}$$

$$A_o = Q / (h_o * \text{LMTD})$$

$$A_o = 2 \text{ PI } r_o L$$

Donde

h_o Coeficiente pelicular btu/hrft² °R(tubo externo)
 A_o Area referida al radio exterior

Q (btu/h)	h _o
44703.1	97.45

b. Cálculo de la LMTD

$$\text{LMTD} = [(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)] / \text{Ln} [(T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)]$$

T1	T2	t1	t2	LMTD
570	550	495	540	41.02

c. Cálculo del área

r _o (ft)	r _i (ft)
0.0500	0.0479

$$A_o = Q / (h_o * \text{LMTD})$$

$$A_i \text{ ft}^2 = \quad 11.18$$

$$L \text{ ft} = \quad 36$$

ANEXO G

TRANSFERENCIA DE CALOR E-230

ANEXO G1

TRANSFERENCIA DE CALOR E-230

PROPIEDADES DEL FLUIDO EN LA CORRIENTE PRINCIPAL

INTERCAMBIADOR DE CALOR E -230

Corriente de gas , condensado y sol de glicol

	t2	490	
	t1	485	Flujo de Freón
T1 °R		550	
T2 °R		495	

Condiciones de Operación promedio

T °F	P psi
62	138.5

PROPIEDADES DEL FLUIDO EN LA CORRIENTE PRINCIPAL

Se procede a realizar el cálculo de las propiedades del gas según anexo B2 y el cálculo de las propiedades del condensado según anexo F2

Fase Gas

La evaluación de las propiedades del gas se realiza con la composición promedio en este intervalo (90° F a 35° F)

Del balance de masa Anexo A1

COMPONENTE	% MOLAR	PESO MOL.	PES. MOL.AV.	SP-GR
N2	8.13	28.013	2.277	0.079
C02	15.04	44.010	6.618	0.228
C1	50.02	16.043	8.024	0.277
C2	7.20	30.070	2.166	0.075
C3	9.38	44.097	4.138	0.143
i-C4	2.27	58.124	1.319	0.046
n-C4	4.54	58.124	2.640	0.091
i-C5	1.49	72.151	1.074	0.037
n-C5	1.30	72.151	0.941	0.032
n-C6	0.62	86.178	0.537	0.019
TOTAL	100		29.735	1.026

a. Determinación de Cp y Cv a 522°R [62 °F]

Cp =	11.736	(Btu/lbmol°R)
------	---------------	---------------

Cv =	9.236	(Btu/lbmol°R)
------	--------------	---------------

b. Cálculo de la densidad

Mav.	R	Z
29.735	10.732	0.98

D=	0.750	lb / cf
----	-------	---------

D=	0.012	gr/cc
----	-------	-------

c. Viscosidad del gas

U_g (cp) =	0.0094
----------------	--------

d. Cálculo de la conductividad térmica del fluido

El número de Prandtl ($C_p u / K$) es esencialmente constante con la P y T

Para un gas natural un valor de 0,79 es adecuado para este número (Referencia 17)

C_p btu/lb R	u lb/ft hr	N ° Prandtl	K (Btu/h ft °R)
0.3947	0.0227	0.79	0.0114

e. Cálculo de la velocidad del gas

Para flujo en el tubo interior se realizan los siguientes cálculos

Se selecciona de la tabla 9 (Referencia 16) Disposición de los espejos de tubos

Tubos de 1plg DE, arreglo en cuadro de 1 1/4 plg

Coraza DI plg	8
---------------	---

N°pasos	1
---------	---

N° tubos	21
----------	----

L (ft)	14
--------	----

De la tabla 10 (Referencia 16) Datos de tubos

d1 : Tubo 1 plg 14 BWG

d_i (ft) =	0.070
----------------	-------

A (ft ²) =	0.080
-------------------------	-------

Q (ft ³ /s) =	0.7456
----------------------------	--------

v (ft/h) =	33693.58
--------------	----------

Donde

U_m : viscosidad de la mezcla en centipoise

u_i : viscosidad del componente

x_i : fracción molar de cada componente en la mezcla

Los datos son tomados de la fig 14 (Referencia 16) y la fig 3.19 (Referencia 17)

u (lb / ft h)	0.252
------------------	-------

f. Cálculo de la velocidad del líquido

Para flujo en el tubo interior se realizan los siguientes cálculos

Se selecciona de la tabla 9 (Referencia 16) Disposición de los espejos de tubos

Tubos de 1plg DE, arreglo en cuadro de 1 1/4 plg

Coraza DI plg	8
---------------	---

N°pasos	1
---------	---

N° tubos	21
----------	----

L (ft)	14
---------	----

De la tabla 10 (Referencia 16) Datos de tubos

d1 : Tubo 1 plg 14 BWG

d_i (ft) =	0.070
----------------	-------

A (ft ²) =	0.080
---------------------------	-------

Q (ft ³ /s) =	0.0046
------------------------------	--------

v (ft/h) =	209.61
----------------	--------

g. Cálculo del coeficiente de película

Davis y David propusieron la siguiente relación empírica de h para flujo de mezclas vapor y líquido dentro de tubos.

$[h_m D / k_l] = 0,06 [d_l / d_v] ^{0,28} [D G x / u] ^{0,87} [Pr_{liq} ^{0,4}]$
--

Donde :

G	Flujo másico lb/hr ft ²
D	Diámetro interior del tubo ft
k_l	Conductividad térmica del líquido Btu/hr ft °F
u	Viscosidad lb/hr ft
x	Calidad ó fracción en peso del vapor en la mezcla
d_l, d_v	Densidad del líquido y vapor respectivamente lb/ft ³
Pr_{liq}	Número de Prant del líquido

$x =$	0.674
-------	-------

$D G x / u =$	6974.801
---------------	----------

$k_l / D =$	1.043
-------------	-------

$Pr_{liq} =$	2.022
--------------	-------

$d_l / d_v =$	77.756
---------------	--------

$h_m =$	619.543
---------	---------

ANEXO G2 TRANSFERENCIA DE CALOR E-230 PROPIEDADES DEL REFRIGERANTE

INTERCAMBIADOR DE CALOR E - 230

Determinación del coeficiente de película

Fluido caliente

	T1 °R	550		
			t2	490
			t1	485
	T2 °R	495		Flujo de Freón 22

En el sistema de refrigeración compresión más simple, la mezcla de refrigerante (vapor y líquido) ingresa al chiller E-230 a una temperatura de 5°F a 10°F más baja que la temperatura de la corriente de proceso a la cual es deseado su enfriamiento.

Vaporización en la coraza del Freón 22

Segun la referencia 16 en el cálculo de coeficientes de película para enfriadores se dispone de la fig 15.11 en donde se grafica los coeficientes de transferencia de calor vs diferencia de temperatura entre la pared del tubo y el líquido (para líquidos orgánicos)

El procedimiento de cálculo es el siguiente

Supóngase un $h_o \text{ prom} = 300$ Para el lado de la vaporización de freón 22

Cálculo de T_c : Temperatura calórica de fluido caliente °R

$$T_c = T_2 + [t_c / t_h] [T_1 - T_2]$$

Razón de cambio de temperaturas frias a calientes

$$[\text{Cambio } t_c / \text{Cambio } t_h] = 0.167$$

$$T_c (\text{°R}) = 504.16$$

$$t_w = t_s + (h_{io} / (h_{io} + h_o)) * (T_c - t_s)$$

$$h_{io} = h_i (d_i / d_o)$$

$$t_s (\text{°R}) = 485$$

$$h_{io} = 594.2$$

$$t_w (\text{°R}) = 497.7$$

Diferencia de temperatura entre la pared del tubo y líquido

$$[\text{Cambio } t]_w = 12.74$$

Este valor corresponde a la gráfica de la fig 15.11(Referencia 16) para el h_o asumido.

ANEXO G3 TRANSFERENCIA DE CALOR E-230 ESPECIFICACIONES DE DISEÑO

INTERCAMBIADOR DE CALOR E - 230

Especificaciones de diseño

a. Cálculo del coeficiente de transferencia total de calor "Coeficiente limpio"

$$U_c = h_{io} h_o / (h_{io} + h_o)$$

Donde

- U_c Coeficiente limpio btu/hr ft² °F
- h_{io} El valor de h_i referido al diámetro exterior del tubo btu/hr ft² °F
- h_o Coeficiente de transferencia de calor del fluido exterior btu/hr ft² °F

$$U_c(\text{btu/hrft}^2\text{°F}) = 199.354$$

b. Cálculo del coeficiente total de diseño Ud

$$U_d = Q / A * [\text{Cambio } t]$$

Donde A se calcula :

$$a'' = \pi * D * L * N^{\circ} \text{ tubos}$$

De la selección presentada en el anexo G1 y G2

$$a'' (\text{ft}^2) = 64.192$$

Y el cambio de temperatura se estima con el cálculo de LMTD.

$$LMTD = [(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)] / \ln [(T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)]$$

T1	T2	t1	t2	LMTD
550	495	485	490	27.860

Donde

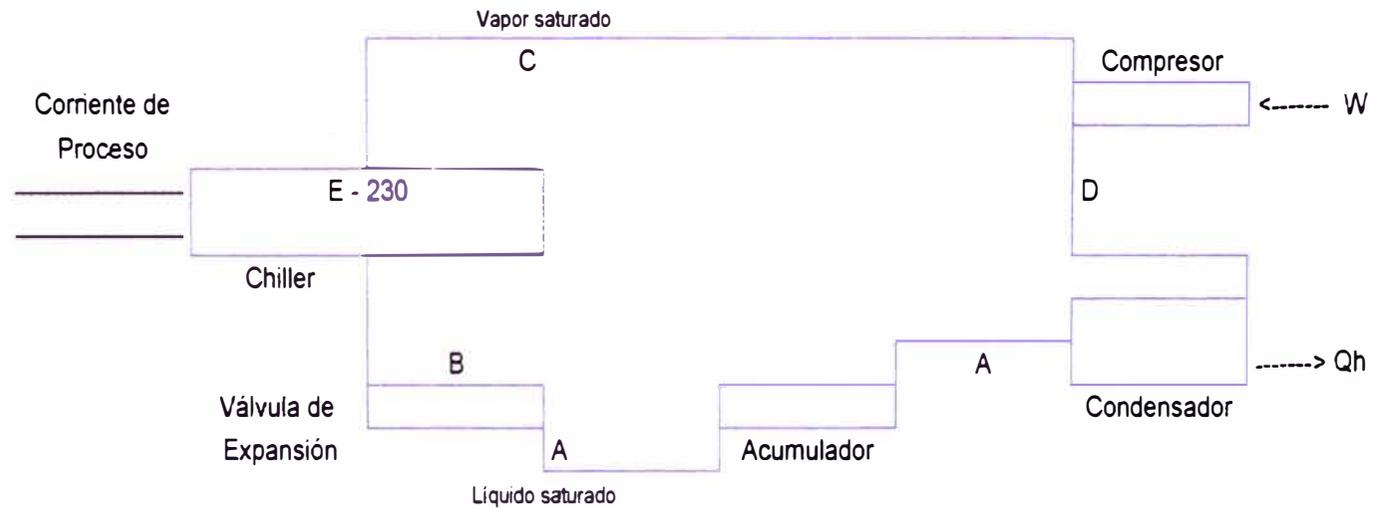
$$U_d(\text{btu/hrft}^2\text{°F}) = 163.768$$

Comprobación del flujo máximo de calor $Q / A = 4562.60$ btu / hr ft²

Este resultado es satisfactorio ya que se permite un flujo máximo de calor de 12000 btu/hr ft² para sustancias orgánicas

ANEXO H

UNIDAD DE CONTROL DEL PUNTO DE ROCÍO DE HIDROCARBUROS PESADOS CON SISTEMA DE REFRIGERACIÓN POR COMPRESIÓN DE VAPOR



ANEXO H1 TASA DE CIRCULACIÓN DEL REFRIGERANTE

Tasa de circulación del Refrigerante Freón-22
Del balance de energía alrededor del Chiller

$$Q_c + m_A h_A = m_C h_C$$

Flujo de Freón 22 :

$$m_A = m_C = m$$

$$m = Q_c / (h_C - h_A)$$

Del diagrama de H-P Entalpia - Presión para el F-22 se obtiene h_A y h_C para el cálculo del flujo másico de circulación de F-22

h_A (btu/lb)	h_C (btu/lb)	Q_c (btu/h)	m (lb/h)
40	106	292883.81	4437.633

Toneladas de refrigeración (1 ton = 12000 btu)

$$\text{ton de refrigeración} = 24.4$$

ANEXO H2

COMPRESIÓN DEL REFRIGERANTE

1. EFICIENCIA DE COMPRESIÓN

Método de cálculo según Referencia 17

$$\text{Eisen} = [(P2 / P1)^{(k-1) / k } - 1] / [(P2 / P1)^{(n-1) / n } - 1]$$

Donde

Eisen	Eficiencia isoentrópica		
P1	Presión ingreso	k	Cp / Cv
P2	Presión salida	n	Exponente politrópico

a. Eficiencia Isoentrópica vs eficiencia politrópica

Asumiendo una eficiencia isoentrópica Eisen:

0.76

(Para compresores recíprocos de baja velocidad).

Se obtiene el exponente politrópico

P1 (psia)	P2 (psia)	K	n
60	250	1.15	1.206

La eficiencia politrópica puede ser aproximada de la relación

$$(n - 1) / n = (k - 1) / (k \text{ Epoli })$$

Epoli = 0.781

b. Estimación de la temperatura de descarga

$$TD = T1 [1 + [(P2 / P1)^{(k - 1) / k } - 1] / \text{Eisen}]$$

Donde

TD	Temperatura de descarga °R
T1	Temperatura de ingreso °R

TD (°R) = 619

TD (°F) = 159

Nota :

La eficiencia politrópica puede ser solamente determinada por una prueba del compresor.

2. POTENCIA DE COMPRESIÓN

Una ecuación de trabajo conveniente para la potencia de compresión es :

$$KW / Etapa = (A / E) (n / (n-1)) (q) (Ps / Ts) (T1) [(P2 / P1)^{(n-1) / n} - 1] (Za)$$

Donde

A	Factor de conversión	Q	Rate de flujo de gas
Ps	Presión standar	Za	(Z1 +Z2) / 2
Ts	Temperatura standar	E	Eficiencia total

Sistema	A	T1 (°R)	Ps (Psia)	Ts (°R)	Q (MMscf/d)
Inglés	2.26	485	14.7	520	0.468

Za	0.99	n	1.206	E	0.78
----	------	---	-------	---	------

$$KW / Etapa = 30$$

Otra forma de cálculo : Del diagrama P vs H de Freón 22 :

P psi	H btu/lb
60	106
250	125

$$W (kw)teor = 24.7$$

$$W = -Cambio H$$

$$W (btu/lb) = 19$$

$$W (btu/h) = 84315.04$$

$$W (kw)real = 31.6$$

$$\text{Cambio } t_a \text{ } ^\circ\text{F} = 21.36$$

$$t_a \text{ out } ^\circ\text{F} = 107.36$$

3. Cálculo CMTD

$$\text{CMTD} = F * \text{LMTD}$$

			$^\circ\text{F}$	$^\circ\text{F}$	
Temperatura	R - 22	in	158.88	104	out
Temperatura	Aire	out	107.36	86	in
			51.52	18	

$$\text{LMTD} = 31.88$$

De la fig 9-3.

$$F = 1$$

$$\text{CMTD} = 31.88$$

4. Cálculo de la superficie requerida

$$A_x = Q / (U_x \text{ CMTD})$$

$$A_x \text{ (ft}^2\text{)} = 3198.17$$

5. Cálculo del factor ASPF de la fig 10-11

$$F_a = A_x / \text{ASPF}$$

$$\text{ASPF} = 118.8$$

$$F_a \text{ (ft}^2\text{)} = 26.92$$

[4 filas tubo asumido]

6. Cálculo del ancho de la unidad con la long. tubo asumida

$$\text{Ancho} = F_a / L$$

$$L \text{ ft} = 8$$

$$\text{Ancho ft} = 3$$

7. Cálculo del N° tubos usando factor APF de la fig 10-11

$$N_t = A_x / (\text{APF} * L)$$

$$\text{APF} = 5.58$$

$$N_t = 72$$

8. Cálculo de la velocidad de masa en el lado del tubo desde el N° pasos asumidos y lectura de At.

[Fig. 9-25 para 1 in OD x 16 BWG.de GPSA]

$$G_t = (144) (W_t) (N_p) / (3600) (N_t) (A_t)$$

$$A_t \text{ pulg}^2 = 0.594$$

$$G_t \text{ lb/s ft}^2 = 16.684$$

9. Cálculo del N° modificado de Reynolds

$$N^{\circ}R = D_i G_t / u$$

$$D_i \text{ pulg} = 0.87$$

$$N^{\circ}R = 124.54 \text{ in lb} / \text{ft}^2 \text{ s. cp}$$

10. Cálculo de Caída Presión del lado del tubo usando la ecuación de la fig 10-14 y 10-15. de GPSA .

$$\text{Caída } P = f Y L N_p / f_i + B N_p$$

f	Y	L	N _p	f _i	B
0.0035	5	8	4	0.98	0.06

$$\text{Caída } P \text{ psi} = 0.8$$

11. Cálculo del Coeficiente del lado del tubo usando la ecuación de la fig 10-15

$$h_t = J k (C_p u / k)^{(1/3)} f_i / D_i$$

Pr	k Pr ^{1/3}	f _i	D _i	J
0.19	0.16	0.98	0.87	880

$$h_t = 160.35$$

12. Cálculo de la cantidad de aire

$$W_a = Q / [0.24 * \text{Cambio } t_a]$$

$$W_a \text{ lb/h} = 73591.22$$

13. Cálculo de la velocidad de masa de aire

$$G_a = W_a / F_a$$

$$G_a = 2733.64 \text{ lb/h ft}^2 \text{ de face area}$$

14. Leer coeficiente de película de lado del aire de fig 10-17 [GPSA]

$$h_a = 8.7$$

15. Cálculo del Coeficiente global de transferencia

$$A_x / A_i = (AR) (D_o / D_i)$$

$$AR = 21.4$$

$$A_x / A_i = 24.60$$

$$[1 / U_x] = (1 / h_t) (A_x / A_i) + r_{dt} (A_x / A_i) + r_{mx} + (1 / h_a)$$

$$[1 / U_x] = 0.28$$

$$U_x = 3.6$$

16. Cálculo del area mínima del fan

$$\text{Area fan /fan} = \text{FAPF} = [0,4 \text{ Fa} / \text{N}^\circ \text{ fans}]$$

$$\text{FAPF ft}^2 = 1.79$$

17. Diámetro del fan

$$df = [4 \text{ FAPF} / \text{PI}]^{0,5}$$

$$df \text{ (ft)} = 1.5$$

18. Cálculo de la caída de Presión estática del aire usando Fp de la fig 10-18 y Dr a la temperatura promedio del aire de la fig 10-16 [GPSA].

$$t_a \text{ prom } ^\circ\text{F} = 96.68$$

$$\text{Caída P s} = \text{Fp} * \text{N} / \text{Dr} \quad \text{pulg de H}_2\text{O}$$

Fp	N° filas tubo	Dr	Caída Ps
0.105	4	0.94	0.45

19. Cálculo del volumen actual del aire usando Dr del aire a la entrada del fan

$$t_1 \text{ } ^\circ\text{F} = 86$$

$$\text{ACFM} = \text{Wa} / [\text{Dr} * 60 * 0,0749]$$

$$\text{ACFM} = 16881.89 \quad \text{Total}$$

$$\text{ACFM/fan} = 2813.65$$

20. Presión total aproximada del fan usando Dr del aire en el fan y área del fan.

$$\text{PF} = \text{Cambio Pa} + [\text{ACFM} / (4005 (\text{Pi D}^2 / 4))]^2 [\text{Dr}]$$

$$\text{PF} = 5.64 \quad \text{pulg de H}_2\text{O}$$

21. Brake horsepower aproximado por fan , usando 70% de la eficiencia del fan.

$$\text{bhp} = (\text{ACFM} / \text{fan}) (\text{PF}) / (6387 * 0,70)$$

$$\text{bhp} = 3.5$$

Para un 90% de eficiencia del speed reducer :

$$\text{bhp} = 4$$

Para esta aplicación drivers de 5 hp serán seleccionados.

ANEXO H4

ACUMULACIÓN Y EXPANSIÓN DEL REFRIGERANTE

a. Acumulación del Refrigerante F - 22.

$$V = Q t$$

Donde

V	Capacidad en ft ³ del acumulador
Q	Flujo de F-22 en ft ³ /min
t	Tiempo de residencia en min

Datos

m lb / h	Dens lb/ft ³	Q ft ³ / h	Q ft ³ / min	t min
4437.6	73	60.79	1.01	1.5

Entonces la capacidad del acumulador

$$V \text{ ft}^3 = 1.5$$

Para un diámetro :

$$d \text{ in} = 12$$

Se obtiene :

$$h \text{ in} = 23$$

b. Válvula de expansión isoentálpica

Expansión del refrigerante :

Condiciones	P psi	T °F	h btu/lb
Inicial	250	100	40
Final	60	25	40

Del diagrama P - H

h LA	h LB	h VB
40	17.5	106

Caída de Presión en la válvula (psi) : 175

Pérdidas por fricción en líneas, equipos y accesorios (psi) : 15

Fracción de líquido :

$$X = (h \text{ VB} - h \text{ LA}) / (h \text{ VB} - h \text{ LB})$$

$$X = 0.75$$

Fracción de vapor :

$$(1 - X) = (h \text{ LA} - h \text{ LB}) / (h \text{ VB} - h \text{ LB})$$

$$(1 - X) = 0.25$$

ANEXO I

SEPARADORES Y TANQUE DE ACUMULACIÓN

ANEXO I1

SEPARADOR DE FRÍO

Diseño del separador de frío

Se sigue el procedimiento presentado en el anexo C3

a. Densidad del gas deshidratado

$$D = \frac{P \cdot M_{av}}{Z \cdot R \cdot T}$$

PRES.(psi)	TEMP.(R)	Mav.	R	Z
135	495	24.149	10.732	0.98

$$D = 0.626 \text{ lb / cf}$$

$$D = 0.010 \text{ gr/cc}$$

b. Densidad del Líquido

De la gravedad específica del hidrocarburo líquido:

$$Y_o = 141,5 / [131,5 + (\text{°API})]$$

$$(\text{°API}) = 20$$

$$Y_o = 0.934$$

Cálculo de la densidad del hidrocarburo líquido :

$$D_{hl} = Y_o (\text{densidad del agua})$$

$$D_{\text{agua}} (\text{lb/cf}) = 62.40$$

$$D_{hl} (\text{lb/cf}) = 58.28$$

c. Velocidad aparente de flujo

Una ecuación usada para la velocidad aparente del flujo es:

Referencia 1

$$v = K_s [(D_l - D_g) / D_g] ^{0,5}$$

P psi	T °F	Dl (lb/ft3)	Dg (lb/ft3)	Ks (ft/s)
135	35	58.281	0.626	0.167

$$v (\text{ft/s}) = 1.602$$

d. Tiempo de Retención del líquido.

$$\text{Tiempo retención típico (min)} = 5$$

e. Diámetro del separador

Método a: Uso de la ecuación 11.14 de la Referencia 17

$$d = [0,0188 [m / F K_s] ^{0,5}] / [(d_l - d_g) d_g] ^{0,25}$$

Donde :

m Flujo másico lb/hr (gas , condensado, sol glicol)
F Fracción del área disponible para el gas

Entonces

m (lb/h)	F	K _s	d (ft)
3354.28	0.6	0.167	1.1

Método b: Uso de la ecuación 4.10 de la Referencia 1

$$D^2 = \frac{Q_{gsc} Z (T + 460) d_g^{0,5}}{2,4 K P (d_l - d_g)^{0,5}}$$

Donde

Q _{gsc} (MMscfd)	Z	T (°F)	K	d _g (lbm/ft ³)	d _l (lbm/ft ³)
0.8	0.98	35	0.167	0.626	58.281

$$D (ft) = 1$$

Por criterio de diseño y la posibilidad de que se incremente el flujo se considera :

$$D (ft) = 1.5$$

f. Cálculo del área del extractor de niebla

$$A_m = q_g / V_m$$

Calculando V_m (K = 0.35 para un extractor de niebla tipo rejilla)

$$V_m = K [(d_l - d_g) / d_g] ^{0,5}$$

$$V_m (ft/s) = 3.36$$

Entonces:

$$A_m (ft^2) = 0.29$$

g. Capacidad de líquido

La capacidad del líquido depende del volumen del separador disponible para el líquido y el tiempo de retención del líquido dentro del separador.

Se hace uso de las siguientes ecuaciones (Referencias 1 y 17)

$$W = q \text{ GLR}$$

$$W = 1440 \text{ VI} / t$$

$$\text{VI} = 0.1399 \text{ D}^2 * \text{hl}$$

Donde:

W : Capacidad de líquido bbl/día

VI : Volumen de asentamiento de líquido bbl

t : tiempo de retención min. El tiempo recomendado por Sivalls es de 5 a 10 min

GLR: Razón de Líquido a gas (bbl/MMscf).

hl : altura de la columna de líquido sobre el fondo de la salida del líquido en el separador vertical en ft.

q (MMscfd)	t (min)	GLR(bbl/MMscf)
0.8	5	194.60

Donde GLR se calcula del balance de masa : recuperación de condensado y sol glicol

$$\text{GLR} = (\text{mhl} + \text{mgl}) * 24 / (\text{dl} * \text{q} * 5.615)$$

dl (lbm/ft ³)	mhl+mgl (lb/h)
58.281	2122.80

Se considera la densidad del líquido igual a la densidad del condensado

Entonces

$$W(\text{bbl/d}) = 155.68$$

$$\text{VI} (\text{ bbl }) = 0.54$$

La altura de líquido :

$$\text{hl} (\text{ft}) = 1.72$$

Por consideraciones de diseño la mínima altura en un separador vertical debe ser 6 ft

La relación de la altura a el diámetro se debe mantener entre 3 y 8.

Entonces

Se selecciona un separador de 20 in diámetro por 6 ft de altura

ANEXO I2

SEPARADOR DE TRES FASES

Diseño del separador de tres fases

a. Aproximación de la velocidad de sentamiento

Ecuación desarrollada por Campbell (Referencia 17 Ec 11.18)

Para el oil y sol glicol :

$$v = A C [D_{gw} - D_o] L_c / u$$

Donde

v	Velocidad de sentamiento ft/hr
D _{gw}	Densidad de la sol de glicol lb/ft ³
D _o	Densidad del oil lb/ft ³
u	Viscosidad del oil lb/ft-seg
L _c	Altura efectiva de la sección de separación de liquido
A	Coficiente
C	Constante de correlación de la fig 11.6 Referencia 17

A	C	D _{gw} (lb/ft ³)	D _o (lb/ft ³)	u oil (lb/ft s)	L _c
6440	1E-005	68.44	58.28	7E-005	1.35

Donde la altura efectiva de la sección separación de liquido

$$L_c = 1,35 (L) ^{0,2}$$

$$L \text{ (ft) } = 1$$

$$v \text{ (ft/h) } = 13452.7$$

$$v \text{ (ft/s) } = 3.74$$

Para la solución de glicol y gas

Uso de la ley de Stokes (Separación por gravedad)

$$v_t = g D_p ^2 (D_l - D_g) / 18 u$$

Donde

v _t	Velocidad terminal de la particula
g	Aceleración de la gravedad ft/seg ²
D _p	Diámetro promedio de la particula ft
D _l , D _g	Densidad de liquido y gas respectivamente lb/ft ³
u	Viscosidad de gas lb/ft-seg

g (ft/s ²)	D _p (ft)	D _l (lb/ft ³)	D _g (lb/ft ³)	u gas (lb/ft-s)	v _t (ft/s)
32.2	0.00082	68.44	0.63	6.73E-006	12.12

b. Cálculo del diámetro del separador

Uso de la ecuación 11.14 de la Referencia 17

$$d = [0,0188 [m / F K_s] ^{0,5}] / [(D_l - D_g) D_g] ^{0,25}$$

Donde :

m	Flujo másico lb/hr (gas , condensado, sol glicol)
---	---

Entonces F Fracción del área disponible para el gas

m (lb/h)	F	K_s	d (ft)
3354.28	0.6	0.14	1.16

Por criterio de diseño y la posibilidad de que se incremente el flujo se considera :

$$D \text{ (ft)} = 1.5$$

c. Tiempo de retención típico

(Referencia 17)

Para separación glicol - hidrocarburo un tiempo de retención mínimo de 30 min es recomendado

d. Capacidad de líquido

La capacidad del líquido depende del volumen del separador disponible para el líquido y el tiempo de retención del líquido dentro del separador.

Se hace uso de las siguientes ecuaciones (Referencias 1 y 17)

$$W = q \text{ GLR}$$

$$W = 1440 \text{ VI} / t$$

$$\text{VI} = 0.1399 \text{ D}^2 * h_l$$

Donde:

W : Capacidad de líquido bbl/día

VI : Volumen de asentamiento de líquido bbl

t : tiempo de retención min.

GLR: Razón de Líquido a gas (bbl/MMscf).

h_l : altura de la columna de líquido sobre el fondo de la salida del líquido en el separador vertical en ft.

Para la sol de glicol

q (MMscfd)	t (min)	GLR(bbl/MMscf)
0.8	30	28.81

Donde GLR se calcula del balance de masa

$$\text{GLR} = \text{mgl} * 24 / (\text{dl} * q * 5.615)$$

dl (lbm/ft ³)	mgl (lb/h)
68.437	369.08

Además

$$W(\text{bbl/d}) = 23.05$$

$$\text{VI} (\text{ bbl }) = 0.48$$

La altura de líquido (sol de glicol) :

$$h_l \text{ glicol(ft)} = 1.53$$

Para el oil

q (MMscfd)	t (min)	GLR(bbl/MMscf)
0.8	10	160.77

Donde GLR se calcula del balance de masa : recuperación de condensado

$$GLR = mhl * 24 / (dl * q * 5.615)$$

dl (lbm/ft ³)	mhl (lb/h)
58.281	1753.72

Además

$$W(\text{bbl/d}) = 128.62$$

$$VI (\text{ bbl }) = 0.89$$

La altura de líquido (oil) :

$$hl \text{ oil (ft) } = 2.84$$

Por consideraciones de diseño la mínima altura en un separador vertical debe ser 6 ft
La relación de la altura a el diámetro se debe mantener entre 3 y 8.

Entonces

Se selecciona un separador de 20 in diámetro por 7.5 ft de altura

ANEXO I3

TANQUE DE COMPENSACIÓN DE COMBUSTIBLE

Tk de compensación de Gas Natural como combustible para los generadores.

Se considera un recipiente de retención con un tiempo de residencia característico de 10 minutos

$$V = Q t$$

Donde

V	Capacidad en ft ³ del Tk de retención
Q	Flujo de gas natural ft ³ /min
t	Tiempo de residencia en min

Datos

m lb / h	Dens lb/ft ³	Q ft ³ / h	Q ft ³ / min	t min
1231.5	0.602	2044.81	34.08	10

Entonces la capacidad del recipiente de retención

$$V \text{ ft}^3 = 340.8$$

Para un diámetro :

$$d \text{ in} = 72$$

Se obtiene :

$$h \text{ in} = 145$$

Se selecciona un tk de retención vertical de 72" DE por 12 ft de altura

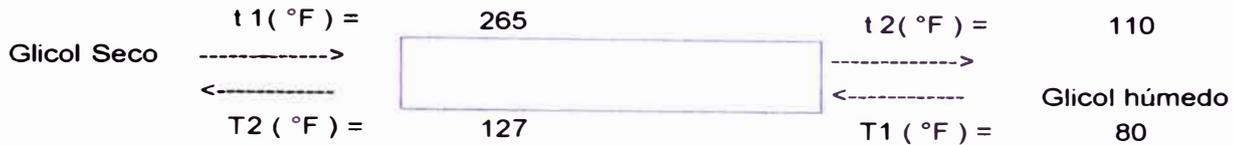
ANEXO J

UNIDAD DE REGENERACIÓN DE GLICOL

ANEXO J1

INTERCAMBIADOR DE CALOR GLICOL-GLICOL

INTERCAMBIADOR DE CALOR GLICOL - GLICOL.



Balance de Calor

Para el Glicol Seco :

$$Q = W_s C_p [\text{Cambio T}]$$

Ws (lb/h)	Cp bt u/lb°F	Cambio T °F
349.96	0.625	155

$$Q \text{ Btu/h} = 33902.38$$

Para el Glicol Húmedo :

Asumo T2 para Cp

$$T_2 (\text{°F}) = 127$$

$$Q = W_h C_p [\text{Cambio T}]$$

Wh (lb/h)	Cp bt u/lb°F	Cambio T °F
1107.25	0.650	47

$$Q \text{ Btu/h} = 33902.38$$

Paso por tubos

a. Propiedades Físicas dry glicol a la Temperatura promedio °F :

187.5

Del apéndice 18A (Referencia 17)

Cp btu/lb °F	D lb/ft ³	K btu/hft°F	u lb/ft s	Pr
0.68	66.57	0.14	0.00336	57.19

b. Cálculo del número de Reynolds

$$Re = 4 m / \pi u d_i$$

Donde

m lb/h	u lb / ft - h	d _i ft	Re
349.960	12.096	0.028	1323.49

$$Q \text{ ft}^3/\text{s} = 0.001$$

Se selecciona tubo 1/2 plg DE 14BWG

$$A \text{ ft}^2 = 0.001$$

$$v \text{ ft/s} = 2.360$$

c. Factor de transferencia de calor para el dietilenglicol

De la tabla "Heat transfer factors for glycol" del apéndice 18A Referencia 17

N ° Re	< 2100	> 2100
Calent,Enfriam	0.5	0.11

Coficiente de transferencia de calor, agua en los tubos en $\text{btu} / \text{h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$h = 210$$

Factor del agua = 1 . Multiplique el coeficiente de transferencia de calor para el agua por el factor mostrado para obtener el coeficiente del glicol para el servicio involucrado.

Coficiente de transferencia de calor del glicol en $\text{btu} / \text{h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$h = 105$$

Paso por coraza

a. Propiedades Físicas wet glicol a la Temperatura promedio $^\circ\text{F}$:

104

Del apéndice 18A (Referencia17)

Cp $\text{btu}/\text{lb } ^\circ\text{F}$	D lb/ft^3	K $\text{btu}/\text{hft}^\circ\text{F}$	μ $\text{lb}/\text{ft s}$	Pr
0.65	68.44	0.16	0.006048	87.86

b. Velocidad máxima de flujo para distribución en línea

Banco de tubos (Referencia15)

$$U_{\max} = U \left[\frac{St}{St - D} \right]$$

Donde

- U_{\max} Velocidad max basada en el área mínima disponible para el flujo libre
- U Velocidad de flujo medido en un punto en el intercambiador antes de que el fluido entre al banco de tubos
- D Diámetro exterior del tubo
- St Espaciamiento transversal

U ft/s	St	D	U_{\max} ft/s
1.493	1	0.5	2.987

c. La velocidad máxima de flujo másico es entonces :

$$G_{\max} = D U_{\max}$$

D lb/ft^3	U_{\max} ft/s	G_{\max} $\text{lb}/\text{ft}^2 \text{ s}$
68.44	2.987	204.43

d. El número de Reynolds

$$Re = D G_{max} / u$$

D ft	G _{max}	u lb/ft s	Re
0.042	204.435	0.006	1408.4

e. El factor de fricción para distribución en línea

$$f = [0,044 + 0,08 (Sl / D) / (St / D - 1) ^{0.43 + 1.13 (D / Sl) }] Re^{-0.15}$$

Sl	St	D	Re	f
1	1	0.5	1408.42	0.069

f. Caída de presión :

$$\text{caída P (psi)} = 2 f G_{max}^2 NI / D gc$$

f	G _{max}	NI	D lb/ft ³	gc	Caída P
0.069	204.435	10	68.442	32.2	26.1

g. Coeficiente promedio de transferencia de calor :

De la ecuación 9-108b Referencia 15

$$hm D / k = 1.13 c Re^n Pr^{1/3}$$

De la tabla 9.3 Referencia 15

c	n
0.229	0.632

Donde

D ft	k btu/h ft°F	Pr	Re	hm btu/hrft ² °F
0.04	0.161	87.86	1408.42	434.59

ANEXO J2

ESPECIFICACIONES DE DISEÑO

INTERCAMBIADOR DE CALOR GLICOL - GLICOL.

Especificaciones de diseño

Del balance de Energía

$$Q = h_i \pi D_i L (\text{LMTD}) = W C_p (T_{i+1} - T_i)$$

Cálculo de la LMTD

$$\text{LMTD} = [(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)] / \ln [(T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)]$$

T1	T2	t1	t2	LMTD
80	127	265	110	70.595

Despejando la longitud y calculando el área:

Q btu/hr	h _i btu/h rf ² ° F	D _i ft	L ft	A ft ²
33902.38	105	0.03	52	4.6

Del anexo J1 se ha seleccionado tubo 1/2 plg DE 14BWG

ANEXO J3

DISEÑO DEL REHERVIDOR (REBOILER)

DISEÑO DEL REBOILER :

El procedimiento de cálculo se ha tomado de la referencia 2

a. Rate de circulación de glicol requerido

$$L = L_w W_i q / 24$$

Donde

L	Rate de circulación de glicol gal/hr
L _w	Rate de circulación de glicol a agua
W _i	Contenido de agua en el gas de entrada lb H ₂ O/MMscf
q	Rate de flujo de gas MMscfd

L _w gal DEG/lbH ₂ O	W _i lb H ₂ O/ MMscf	q MMscf
2.0	573.705	0.8

$$L \text{ gph} = 38.25$$

b. Cantidad de Calor requerido para el reboiler

1. Calor sensible requerido para el glicol

$$H_I = L D_i C_p (T_2 - T_1)$$

Donde

H _I	Calor sensible requerido para el glicol btu/hr
C _p	Calor específico del glicol a la temperatura promedio en el reboiler
D _i	Densidad del glicol a la temperatura promedio en el reboiler

L gph	D _i lb/gal	C _p btu/lb°F	T ₂ °F	T ₁ °F
38.25	8.85	0.7	265	127

$$H_I \text{ btu/h} = 32644.91$$

2. Calor de vaporización requerido por el agua :

$$H_w = 970.3 [W_i - W_o] q / 24$$

Donde

H _w	Calor de vaporización requerido por el agua btu/hr
W _o	Contenido de agua del gas de salida lb H ₂ O/MMscf

W _i lbH ₂ O/MMscf	W _o lbH ₂ O/MMscf	q MMscf
580.705	7	0.8

$$H_w \text{ btu/h} = 18555.53$$

3. Calor para vaporizar el reflujo de agua en still :

$$H_r = 0.3 H_w$$

$$H_r \text{ btu/h} = 5566.66$$

4. Pérdida de calor del reboiler y stripping still :

Asumiendo 20% de pérdida de calor del total.

$$Hh = 0.20 Q_t$$

5. Calor total :

$$Q_t = Hl + Hw + Hr + Hh$$

$$Q_t \text{ btu/h} = 70958.87$$

$$\text{Eficiencia \%} = 70$$

$$Q_t \text{ btu/h} = 101369.82$$

Según especificación recomendada para reconcentradores de glicol de la tabla 5-11

[Gas - Water Systems and Dehydration Processing] Referencia 1

Se selecciona un reboiler con capacidad para :

$$Q_t \text{ btu/h} = 125000.00$$

c. Estimación del área del Firebox

Criterio de diseño

$$\text{Flux de calor btu/h ft}^2 : 7000$$

El área es igual a :

$$A = Q_t / 7000$$

$$A \text{ ft}^2 = 14.48$$

Estimación del diámetro y longitud

$$A = \pi D L$$

D in	L ft
4	14

d." Still Column" Sección de rectificación para prevenir la pérdida de glicol

Cálculo del diámetro

Ecuación 18.9 (Referencia 17)

$$d = A m^{0.5}$$

Donde

A Constante empírica
 m Rate de circulación de glicol en gpm
 d Diámetro en in

A	m gpmDEG	d in
9.1	0.64	7

ANEXO J4

CONSUMO DE COMBUSTIBLE

CONSUMO DE COMBUSTIBLE

Análisis energético. (Referencia 14)

Base : 1 kg/h combustible

a. Calor cedido en el almacenamiento.

$$Q1 = 1 * 0,55 * [3 / 24]$$

$$Q1 \text{ kcal / kg/h} = 0.07$$

$$Q1r = Q1 / 0,75$$

$$Q1r \text{ kcal / kg/h} = 0.09$$

b. Calor cedido en el precalentador

$$Q2 = 2 * 0,55 [100 - 60]$$

$$Q2 \text{ kcal / kg/h} = 44.00$$

$$Q2r = Q2 / 0,75$$

$$Q2r \text{ kcal / kg/h} = 58.67$$

c. Calor de calentamiento perdido en la caldera.

$$Q3 = 1 * 0,55 [100 - 60] * 0,25$$

$$Q3 \text{ kcal / kg/h} = 5.50$$

d. Calor perdido por retorno de combustible

$$Q4 = 1 * 0,55 [5]$$

$$Q4 \text{ kcal / kg/h} = 2.75$$

e. Gastos de energía.

$$Q = Q1 + Q2 - Q3 - Q4$$

$$Q \text{ kcal / kg/h} = 50.51$$

f. Poder calorífico.

$$PC \text{ kcal / kg/h} = 10936$$

g. Energía disponible.

$$E \text{ kcal / kg/h} = 10885.49$$

Conversiones

Cálculo de la gravedad específica del hidrocarburo líquido:

$$Y_o = 141,5 / [131,5 + (\text{°API})]$$

$$(\text{°API}) = 20$$

$$Y_o = 0,934$$

Cálculo de la densidad del hidrocarburo líquido :

$$D_{hl} = Y_o (\text{densidad del agua})$$

$$\text{Dagua (lb/cf)} = 62,40$$

$$D_{hl} \text{ (lb/cf)} = 58,28$$

h. Consumo de combustible F para la cantidad de energía necesaria.

$$E = [Q / F * PC] * 100$$

Q btu/h	E %	PC btu / lb/h	F lb/h
125000	75	19611.16	8.50

$$\text{Combus gph} = 1,09$$

Consumo anual :

$$\text{Combus gal} = 8769,50$$

ANEXO K

EVALUACIÓN ECONÓMICA

ANEXO K1

INVERSIÓN DE CAPITAL Y COSTO DE MANUFACTURA

A. Factor de Servicio

$$F.S. = [\text{Días operativos / periodo}] / [\text{Días calendarios / periodo}]$$

$$F. S. = 1 - [\text{Días de parada} / 365]$$

Días Parada : 30

F.S. = 0.92

B. Estimación de la inversión de capital por el "Método de Factores".

[Según Tabla 4 y 5 Diseño de Plantas y su Evaluación Económica - M Peters - Pag 112]

Referencia 46

Componente	Valor medio %	Costo M US \$
Costos Directos		
Equipo adquirido	23	350.000
Instalación del Equipo adquirido	10	152.174
Instrumentación y controles	3	45.652
Cañerías y tuberías (instaladas)	10	152.174
Instalaciones electricas (colocadas)	4	60.870
Obras civiles (incluyendo servicios)	6	91.304
Mejoras del terreno	2	30.435
Instalaciones de servicios (montadas)	12	182.609
Terreno	0	0.000
	70	1065.217
Costos indirectos		
Ingeniería y Supervisión	9	136.957
Gastos de construcción	8	121.739
Honorarios del contratista	3	45.652
Eventuales	10	152.174
	30	456.522
Inversión en Capital fijo	100	1521.739

C. Estimación del Costo de Manufactura. (Método a)

La siguiente ecuación estima el Costo de manufactura en función a la proporcionalidad de sus elementos.

$$C = \alpha Q + \beta I + \theta L$$

Donde :

C : Costo de manufactura (US \$ / año)
 α , β , θ : Ctes de proporcionalidad
 I : Inversión en capital fijo
 L : Costo de Mano de obra (US \$ / hr-h)
 Q : Nivel de Producción

1. Cálculo de la cte. α :

$$C_v = \alpha Q$$

Constante de proporcionalidad del costo variable

a. Materia Prima

MMSCFD GN Húmedo	MMSCFD GN Seco	MMSCF MatPrim porMMSCF Prod
0.800	0.452	1.770

b. Electricidad

Equipos	kw
1. Compresión del gas	85.04
2. Cooler (1)	1.50
3. Compresión del Refrigerante	31.70
4. Coolers (6) 5 hp	22.30
5. Alumbrado	35.00
6. Otras cargas	40.00
Carga total	215.54
Selección de Potencia	260.00
Producción Gas Natural MMSCFD	0.452
Electricidad [kw-hr / MMSCF GN]	13805.31

c. Combustible para el reboiler

$$57.88 \text{ gal / MMscf}$$

GPH	GPD	PC btu/lb	D lb/cf	MMbtu/MMscf
1.09	26.16	19611.16	58.28	8.843

Recuperación de petróleo crudo

bbbl/dia	bbbl/año
128.81	43151.35

Se obtiene

Elementos	Requerimiento por MMSCF Prod	Costo Unitario	Costo variable US \$ / MMSCF
Materia Prima	1.77 MMSCF	cero	0.00
Electricidad	13805.31 kw-hr / MMSCF	0.05 US \$/kw-hr	690.27
Combustible	8.84 MMbtu/MMSCF	0.0175 US \$ / MMbtu	0.15
		$\alpha =$	690.42

Q (MMSCF/año) 151.42

Cv (MUS \$ /año) 104.54

2. Cálculo de la cte β :

Elemento	Frac. Inversión
Mantenimiento	0.02
Patentes	0.01
Seguros	0.01
Servicios generales	0.09
$\beta =$	0.13

I (\$) = 1521.74

βI (MUS\$/año) 202.39

3. Estimación de cte θ :

Considerando el costo de la mano de obra 12 % del costo de manufactura

$\theta =$ 0.12

Entonces :

$C = [\alpha Q + \beta I] / [1 - \theta]$

C (MUS \$/año) 348.79

D. Estimación del Costo de Manufactura. (Método b)

Subdividido en sus componentes. Se utilizan porcentajes típicos de cada componente para su cálculo (Referencia 46)

1. Costos fabricación = Costo directo producción+gastos fijos+gastos generales planta
--

A. Costos directos de producción	% CTP	% I	MUS \$/año
1. Materia prima	0		0.00
2. Mano de obra	12		45.98
3. Supervisión directa y tareas de oficina	1.2		4.60
4. Servicios auxiliares	10		38.32
5. Mantenimiento y reparaciones		2	30.43
6. Suministros para la operación		1	15.22
7. Gastos de laboratorio	1.2		4.60
8. Patentes y regalías		1	3.83
Subtotal			142.98

B. Gastos fijos

1. Depreciación		10	152.17
2. Impuestos locales		0	0.00
3. Seguros		1	15.22
4. Alquileres		0	0.00
Subtotal			167.39

C. Gastos generales de la planta	10		38.32
---	-----------	--	--------------

Costo de Fabricación y/o Manufactura			348.69
---	--	--	---------------

2. Gastos generales = Gastos administración + gastos distribución y marketing + gastos de investigación y desarrollo

A. Gastos de administración	2		7.66
B. Gastos de distribución y marketing	2		7.66
C. Gastos de Investigación y desarrollo	5		19.16
Subtotal			34.49

Total			383.17
--------------	--	--	---------------

3. Costo total del producto = Costos de fabricación + gastos generales

CTP MUS \$/año	383.17
----------------	---------------

c. Determinación de capital de trabajo

[MUS\$ del año 0]

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos(10% MUS \$/año	90.77	90.77	90.77	90.77	90.77	90.77	90.77	90.77	90.77	90.77
Inventarios	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93
Incremento capital trabajo	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

d. Servicio de la deuda

Financiamiento : 50 % del Capital Fijo
 Tasa interés 13 % anual
 Plazo : 3 años sin periodo de gracia
 Tasa inflació 11 % anual
 Pagos constantes

[MUS \$]

	0	1	2	3
MONEDA CORRIENTE				
Deuda	760.87	537.54	285.17	-0.00
Interés		98.91	69.88	37.07
Amortización		223.33	252.37	285.17
Pago		322.24	322.24	322.24
MONEDA REAL DEL AÑO 0				
Interés		89.11	56.72	27.11
Amortización		201.20	204.83	208.52

ANEXO K3

CRITERIO DE EVALUACIÓN DE INVERSIONES

Criterio de evaluación de inversiones

A. Valor Actual Neto [VAN]

Si VAN > 0 el proyecto es rentable.

Donde :

j : año
 TD : 15 %

$$VAN_{0,TD} = \sum_{j=0}^n \frac{FNF_j}{[1 + TD]^j}$$

$$VAN_{0,TD} = 1537.39 \text{ MUS \$ año 0}$$

-760.87	266.67	246.29	225.37	326.04	283.51	246.53	214.38	186.41	162.10	140.96
---------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------

b. Tasa Interna de Retorno [TIR]

Si TIR > TD el proyecto es rentable.

Donde :

j : año
 TIR : 50.5 %
 TD : 15 %

$$VAN_{0,TIR=0} = \sum_{j=0}^n \frac{FNF_j}{[1 + TIR]^j}$$

$$TIR = 0.00$$

-760.87	203.80	143.85	100.60	111.23	73.92	49.12	32.65	21.70	14.42	9.58
---------	--------	--------	--------	--------	-------	-------	-------	-------	-------	------

c. Periodo de Recupero y VAN acumulado

Periodo en que se recupera la inversión. $VANA_{0,TD,K} = \sum_{j=0}^k \frac{FNF_j}{[1+TD]^j}$

Donde :

j : año [de 0 a k]

k : año hasta el cual se calcula el VANA [de 0 a n]

VANA : VAN acumulado

Año j	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FNF	-760.87	306.67	325.72	342.76	570.25	570.25	570.25	570.25	570.25	570.25	570.25
VANA j	-760.87	-494.20	-247.91	-22.54	303.50	587.01	833.55	1047.92	1234.34	1396.44	1537.39

c. Determinación de capital de trabajo

[MUS\$ del año 0]

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos(10%) MUS \$/año	63.54	63.54	63.54	63.54	63.54	63.54	63.54	63.54	63.54	63.54
Inventarios	1.35	1.35	1.35	1.35	1.35	1.35	1.35	1.35	1.35	1.35
Incremento capital trabajo	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

d.Servicio de la deuda

Financiamiento : 50 % del Capital Fijo
 Tasa interés: 13 % anual
 Plazo : 3 años sin periodo de gracia
 Tasa inflació 11 % anual
 Pagos constantes

[MUS \$]

	0	1	2	3
MONEDA CORRIENTE				
Deuda	760.87	537.54	285.17	-0.00
Interés		98.91	69.88	37.07
Amortización		223.33	252.37	285.17
Pago		322.24	322.24	322.24
MONEDA REAL DEL AÑO 0				
Interés		89.11	56.72	27.11
Amortización		201.20	204.83	208.52

Criterio de evaluación de inversiones

A. Valor Actual Neto [VAN]

Si VAN > 0 el proyecto es rentable.

Donde :

j : año
 TD : 15 %

$$VAN_{0,TD} = \sum_{j=0}^n \frac{FNF_j}{[1 + TD]^j}$$

$$VAN_{0,TD} = 580.70 \text{ MUS \$ año 0}$$

-760.87	100.91	102.15	100.03	217.05	188.74	164.12	142.71	124.10	107.91	93.84
---------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	-------

b. Tasa Interna de Retorno [TIR]

Si TIR > TD el proyecto es rentable.

Donde :

j : año
 TIR : 28.6 %
 TD : 15 %

$$VAN_{0,TIR=0} = \sum_{j=0}^n \frac{FNF_j}{[1 + TIR]^j}$$

$$TIR = 0.00$$

-760.87	90.25	81.72	71.57	138.89	108.02	84.01	65.34	50.82	39.52	30.74
---------	-------	-------	-------	--------	--------	-------	-------	-------	-------	-------

c. Periodo de Recupero y VAN acumulado

Periodo en que se recupera la inversión.

Donde :

j : año [de 0 a k]
 k : año hasta el cual se calcula el VANA [de 0 a n]
 VANA : VAN acumulado

$$VANA_{0,TD,K} = \sum_{j=0}^k \frac{FNF_j}{[1 + TD]^j}$$

Año j	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FNF	-760.87	116.05	135.10	152.13	379.62	379.62	379.62	379.62	379.62	379.62	379.62
VANA j	-760.87	-659.96	-557.81	-457.78	-240.72	-51.98	112.14	254.85	378.95	486.87	580.70

ANEXO L

PODER CALORÍFICO INICIAL Y FINAL DEL GAS NATURAL

ANEXO L

ANÁLISIS DE GAS - PODER CALORÍFICO INICIAL

LUGAR : CAMPO PETROLERO TÍPICO DE LA SELVA

COMPONENTE	% MOLAR	PESO MOL.	PES. MOL.AV.	SP-GR	PODER CALORIF Btu/ft3	PODER CALORIFICO AV Btu/ft3
N2	6.4	28.013	1.793	0.062	0	0.00
C02	13.5	44.010	5.941	0.205	0	0.00
C1	41.4	16.043	6.642	0.229	1012	418.97
C2	7.5	30.070	2.255	0.078	1786	133.95
C3	12.9	44.097	5.689	0.196	2522	325.34
i-C4	3.6	58.124	2.092	0.072	3163	113.87
n-C4	7.5	58.124	4.359	0.150	3261	244.58
i-C5	2.8	72.151	2.020	0.070	4023	112.64
n-C5	2.6	72.151	1.876	0.065	4023	104.60
n-C6	1.8	86.178	1.551	0.054	4756	85.61
TOTAL	100		34.219	1.181		1539.55

ANÁLISIS DE GAS - PODER CALORÍFICO FINAL

LUGAR : CAMPO PETROLERO TÍPICO DE LA SELVA

COMPONENTE	% MOLAR	PESO MOL.	PES. MOL.AV.	SP-GR	PODER CALORIF Btu/ft3	PODER CALORIFICO AV Btu/ft3
N2	10.6	28.013	2.977	0.103	0	0.00
CO2	16.9	44.010	7.442	0.257	0	0.00
C1	62.0	16.043	9.952	0.344	1012	627.78
C2	6.4	30.070	1.929	0.067	1786	114.55
C3	3.5	44.097	1.533	0.053	2522	87.70
i-C4	0.2	58.124	0.144	0.005	3163	7.85
n-C4	0.3	58.124	0.161	0.006	3261	9.04
i-C5	0.0	72.151	0.007	0.000	4023	0.40
n-C5	0.0	72.151	0.004	0.000	4023	0.20
n-C6	0.0	86.178	0.000	0.000	4756	0.01
TOTAL	100		24.149	0.834		847.52

ANEXO M

DISCUSIÓN DE RESULTADOS

DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Se realizó la corrida del programa CHEMCAD con los parámetros del diseño propuesto. El programa utilizó una de sus herramientas "expert" para determinar el modelo matemático más conveniente dentro del rango de temperaturas y presiones del diseño (Unifac).

De los resultados se puede observar lo siguiente:

- a. La convergencia de los parámetros del diseño propuesto.
- b. La presencia de componentes polares como el agua influyen en las características del comportamiento de la mezcla de multicomponentes, este efecto es considerado por el Unifac pues su modelo matemático tiene en cuenta los parámetros de interacción entre pares de grupos estructurales. A diferencia de los valores de K (ratios de equilibrio) de hidrocarburos basado en su diferente presión de convergencia, en el cálculo de las composiciones de los constituyentes del sistema de dos fases; los coeficientes de actividad molecular en soluciones líquidas (Unifac) consideran las siguientes contribuciones: 1. diferencias en el tamaño molecular. 2. Interacción entre las moléculas.
- c. El metano y el nitrógeno tienen un inusual comportamiento en la fase líquida.

Cabe mencionar que el uso del método de ecuaciones de estado tiene resultados muy razonables en la determinación de las fugacidades en la fase vapor. La fase líquida es mucho más difícil, especialmente cuando éste contiene moléculas discímiles. Además las moléculas como H₂S, H₂O, alcoholes y glicol

no son fácilmente manipulables, En esas situaciones, la fugacidad de la fase líquida debe ser calculada donde el coeficiente de actividad es un factor de corrección empíricamente determinado. Actualmente se dispone de programas que pueden obtener estos resultados con rangos de aproximación más estrechos.

Por lo expuesto, los resultados del modelo matemático Unifac son más confiables que los desarrollados, sin embargo, considerando la consistencia del diseño propuesto, el uso y preferencia de las correlaciones de K por presión de convergencia, la falta de herramientas sofisticadas de cálculo y que la aproximación de la evaluación se encuentra dentro de los rangos aceptables para proyectos de pre-factibilidad, el diseño propuesto es viable.

VIOLETA Case Code: VIOLETA Date: 01-29-99 Time: 15:07

Run mode Sequential
Algorithm Normal

Calculation Sequence

2 3 4

Recycle Sequence

2 3 4

Streams

Convergence Method: Direct Substitution

Maximum iterations 40

Convergence Tolerance

Rate	1.000E-003
Temperature	1.000E-003
Pressure	1.000E-003
Volume	1.000E-003
Enthalpy	1.000E-003
Entropy	1.000E-003

Calculation has converged.

File: VIOLETA Case Code: VIOLETA Date: 01-29-99 Time: 15:19

No. Name	FEED	1	2	3	4
psia		120.0000*	110.0000*	90.0000	35.0000
MMBtu/day		150.0000*	149.5000	148.9000*	146.9000*
mole fraction		-118.82	-119.11	-147.39	-151.98
lbmol/day		1.0000	1.0000	0.924988	0.786849
lb/day		2119.5273	2119.5273	2256.7874	2256.7874
std L ft3/hr		72109.1074	72109.1133	80508.8145	80508.8145
std V scfh		96.5569	96.5570	101.6580	101.6580
Species in lbmol/day		33513.14	33513.14	35683.44	35683.44
ethyleneGlycol		25.8090	25.8090	95.7990	95.7990
benzene		0.0000	0.0000	67.2700	67.2700
Carbon Dioxide		133.9980	133.9980	133.9980	133.9980
Water		282.6520	282.6520	282.6520	282.6520
Hydrogen		866.7990	866.7994	866.7994	866.7994
Acetylene		157.0290	157.0290	157.0290	157.0290
Ethylene		270.0890	270.0890	270.0890	270.0890
Propylene		157.0290	157.0290	157.0290	157.0290
Acetylene		75.3740	75.3740	75.3740	75.3740
Ethylene		58.6240	58.6240	58.6240	58.6240
Propylene		54.4370	54.4370	54.4370	54.4370
Ethylene		37.6870	37.6870	37.6870	37.6870
-Methane		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

No. Name		5	6	7	8
psia		35.0000*	35.0000*	50.0897*	88.7496*
MMBtu/day		146.9000*	146.9000*	145.7000*	144.9000*
mole fraction		-97.861	-54.123	-97.572	-52.987
lbmol/day		1.0000	0.00000	0.999267	0.0885467
lb/day		1775.7548	481.0324	1775.7548	481.0324
std L ft3/hr		52519.2012	27989.6104	52519.2012	27989.6104
std V scfh		74.6507	27.0072	74.6507	27.0072
Species in lbmol/day		28077.54	7605.90	28077.54	7605.90
ethyleneGlycol		1.3800	94.4190	1.3800	94.4190
benzene		0.0000	67.2700	0.0000	67.2700
Carbon Dioxide		133.9829	0.0150	133.9829	0.0150
Water		263.8347	18.8173	263.8347	18.8173
Hydrogen		866.6329	0.1665	866.6329	0.1665
Acetylene		142.6180	14.4110	142.6180	14.4110
Ethylene		208.6927	61.3962	208.6927	61.3962
Propylene		79.5249	77.5041	79.5249	77.5041
Ethylene		45.5441	29.8299	45.5441	29.8299
Propylene		17.5474	41.0766	17.5474	41.0766
Ethylene		12.7528	41.6842	12.7528	41.6842
Propylene		3.2444	34.4426	3.2444	34.4426
-Methane		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

File: VIOLETA Case Code: VIOLETA Date: 01-29-99 Time: 15:19

No.	9	10	11	12
Name				
	25.0000*	30.6487	110.0000*	117.8675*
osia	74.0000*	70.0000*	149.5000	149.5000
MBtu/day	-266.48	-261.88	-27.140	-146.25
mole fraction	0.00000	0.472151	0.00000	0.930835
lbmol/day	1235.5350	1235.5350	137.2600	2256.7874
lb/day	106834.2422	106834.2422	8399.6968	80508.8145
std L ft3/hr	58.1142	58.1142	5.1010	101.6580
std V scfh	19535.80	19535.80	2170.30	35683.44
es in lbmol/day				
	0.0000	0.0000	69.9900	95.7990
eneGlycol	0.0000	0.0000	67.2700	67.2700
n	0.0000	0.0000	0.0000	133.9980
Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	282.6520
a	0.0000	0.0000	0.0000	866.7994
n	0.0000	0.0000	0.0000	157.0290
a	0.0000	0.0000	0.0000	270.0890
te	0.0000	0.0000	0.0000	157.0290
te	0.0000	0.0000	0.0000	75.3740
nne	0.0000	0.0000	0.0000	58.6240
nne	0.0000	0.0000	0.0000	54.4370
xe	0.0000	0.0000	0.0000	37.6870
i Methane	1235.5350	1235.5350	0.0000	0.0000

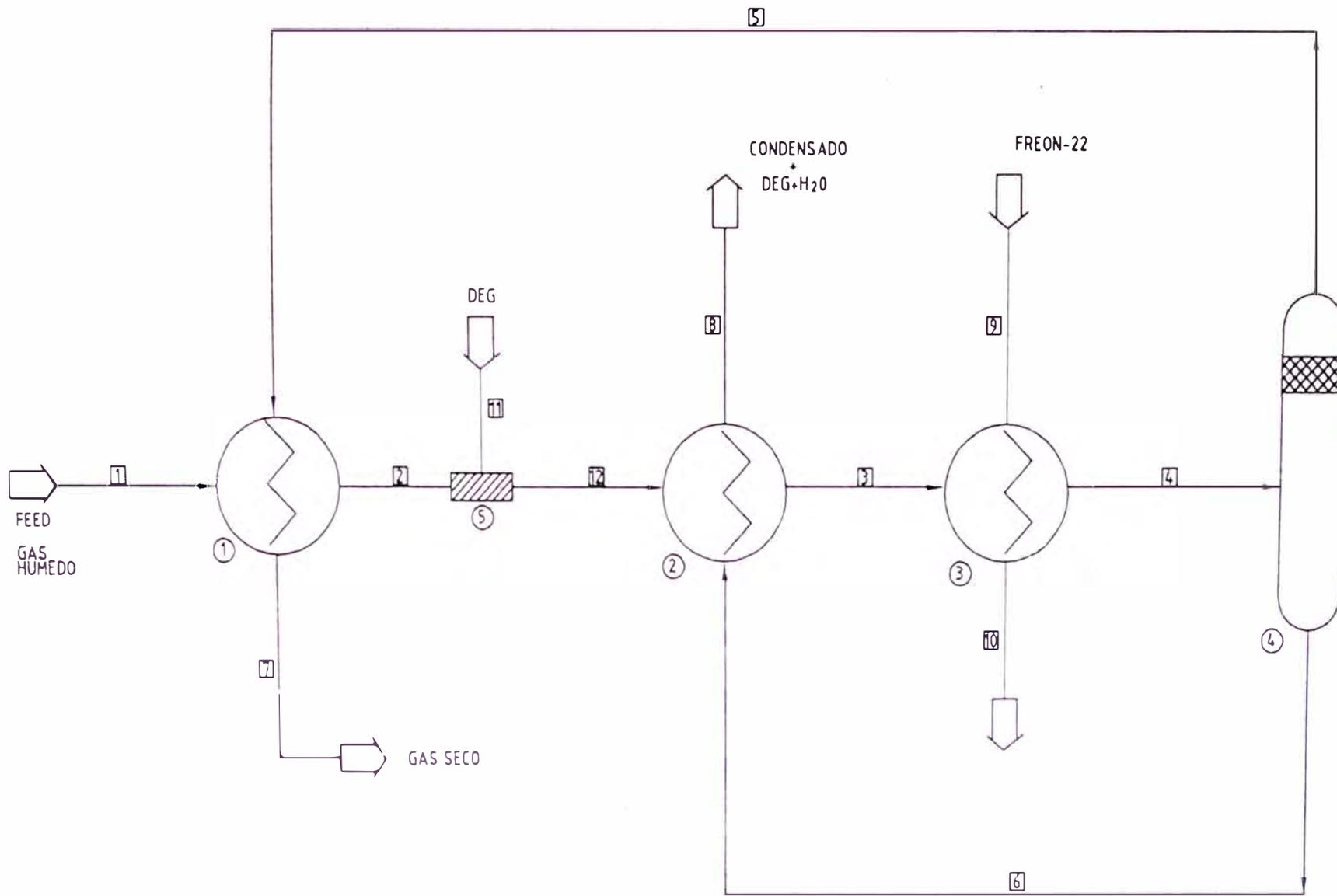


DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO
CORRIDA CHEMCAD

ANEXO M

EVALUACIÓN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON CHEMCAD

Productos del separador (equipo N°4)

COMPONENTE	CORRIENTE N°5 mol/d	Porcentaje molar yi	CORRIENTE N°6 mol/d	Porcentaje molar xi	Constante Equilibrio Ki	Temperatura Critica °R	yi * Tc Corr N°5	xi*Tc Corr N°6	Temp. Reducida por componente
AGUA	1.3800	0.078	94.4190	19.628	0.0040	1165	0.91	228.67	0.42
DIETILENGLICOL	0.0000	0.000	67.2700	13.985	0.0000	950	0.00	132.85	0.52
NITRÓGENO	133.9829	7.545	0.0150	0.003	2419.6327	227	17.13	0.01	2.18
DIÓXIDO DE CARBONO	263.8347	14.858	18.8173	3.912	3.7981	548	81.42	21.44	0.90
METANO	866.6329	48.804	0.1665	0.035	1409.9778	343	167.40	0.12	1.44
ETANO	142.6180	8.031	14.4110	2.996	2.6808	550	44.17	16.48	0.90
PROPANO	208.6927	11.752	61.3962	12.763	0.9208	666	78.27	85.00	0.74
N-BUTANO	79.5249	4.478	77.5041	16.112	0.2780	765	34.26	123.26	0.65
I-BUTANO	45.5441	2.565	29.8299	6.201	0.4136	734	18.83	45.52	0.67
I-PENTANO	17.5474	0.988	41.0766	8.539	0.1157	829	8.19	70.79	0.60
N-PENTANO	12.7528	0.718	41.6842	8.666	0.0829	845	6.07	73.22	0.59
N-HEXANO	3.2444	0.183	34.4426	7.160	0.0255	913	1.67	65.37	0.54
TOTAL	1775.7548	100.000	481.0324	100.000		Tc mezcla °R	458.31	862.73	
						Tr mezcla	1.08	0.57	

TEMPERATURA °F/°R	35	495
PRESIÓN PSIA	146.9	

RESULTADOS DE DISEÑO

Temperatura		120°F	110°F	90°F	90°F	35°F	35°F
Componente	Peso Mol	yi (mol/d)	yi (mol/d)	xi (mol/d)	yi (mol/d)	xi (mol/d)	yi (mol/d)
N2	28.013	133.998	133.998	0.072	133.926	3.948	130.049
C02	44.010	282.652	282.652	1.190	281.462	75.698	206.954
C1	16.043	866.799	866.799	1.570	865.229	107.581	759.218
C2	30.070	157.029	157.029	1.532	155.497	78.534	78.495
C3	44.097	270.089	270.089	7.863	262.227	227.531	42.559
i-C4	58.124	75.374	75.374	4.687	70.686	72.337	3.037
n-C4	58.124	157.029	157.029	12.908	144.121	153.635	3.394
i-C5	72.151	58.624	58.624	10.394	48.230	58.501	0.123
n-C5	72.151	54.437	54.437	12.151	42.286	54.376	0.061
n-C6	86.178	37.687	37.687	17.448	20.239	37.686	0.001
Total		2093.717	2093.717	69.816	2023.901	869.826	1223.891
			xi (mol/d)				
H2O	18.000	25.809	69.990	95.799		95.799	
DEG	106.120		67.270	67.270		67.270	

COMPOSICIÓN DEL GAS OBTENIDO EN EL DISEÑO

A la salida del intercambiador E-230

Temperatura : 35°F

COMPONENTE	Y1	Lc1	Fracc Molar	yi
N2	5.419	0.165	0.106259	10.626
CO2	8.623	3.154	0.169095	16.910
C1	31.634	4.483	0.620331	62.033
C2	3.271	3.272	0.064135	6.414
C3	1.773	9.480	0.034773	3.477
i-C4	0.127	3.014	0.002482	0.248
n-C4	0.141	6.401	0.002773	0.277
i-C5	0.005	2.438	0.000100	0.010
n-C5	0.003	2.266	0.000049	0.005
n-C6	0.000	1.570	0.000001	0.000
TOTAL	50.995		1.000	

ANEXO N

GLOSARIO DE TÉRMINOS

GLOSARIO DE TÉRMINOS

1. **Actividad de valor** Dentro de la Gerencia Estratégica de Costos se entiende como una actividad creadora de valor.
2. **Air/Gas lift** Elevación de líquidos por inyección directa dentro del pozo de aire ó gas.
3. **Aireal cooler** Equipo empleado en la transferencia de calor, en el cual el medio de enfriamiento es el aire.
4. **ATA** Unidad de presión equivalente a una atmósfera absoluta.
5. **Baffles** Platos con los cuales cambia la dirección del flujo de fluidos.
6. **Batch** Una cantidad definida de oil, ácido ú otro líquido en un tanque ó tubería
7. **BS ó BS&W** Sedimentos básicos ó sedimentos básicos en el agua
8. **Choke** Un aparato insertado en una línea de flujo para regular el rate de flujo.
9. **Chilling** Enfriamiento con el uso de refrigerantes.
10. **Cooler** Intercambiador de calor.
11. **Crude oil** Una mezcla de hidrocarburos que existió en la fase líquida como fase natural en el reservorio y retiene líquido a presión atmosférica después de pasar a través de los equipos de separación en la superficie.

12. **Demulsificantes** Son compuestos químicos que desestabilizan las emulsiones de petróleo crudo y ayudan a su coalescencia.
13. **Downhole** Se refiere al pozo de petróleo y/o gas.
14. **Dry gas** Gas natural que es producido sin líquido; también un gas que ha sido tratado para remover todos los líquidos.
15. **Endémico** Dicese de una enfermedad que habitualmente reina en un país.
16. **Emulsión** Es una mezcla íntima de dos fases, de dos líquidos mutuamente inmiscibles (crudo oil y agua) con una fase dispersada como diminutas gotas en la otra fase y estabilizadas por una película interfacial ó agentes estabilizantes, tales que las gotas no coalescen y no responden al asentamiento por gravedad.
17. **Free Water Knock Out. Equipo de separación de oil y agua, FWKO.**
18. **Firebox** Hogar, fogón, caja de fuego del reboiler.
19. **Gas asociado** Comúnmente conocido como gas-cap gas, el cual yace y esta en contacto con crudo oil en el reservorio.
20. **Gas no asociado** Gas natural el cual esta en reservorios que no contienen cantidades significantes de crudo oil.
21. **Gas húmedo** gas que transporta líquidos con él.

22. GOR El número de pies cúbicos de gas producido con un barril de oil.
23. GLP Gas licuado de petróleo. Propano y butano.
24. GNL Líquidos del gas natural. Constituido por el etano y los GLP.
25. Gravedad API Un sistema de medición de la densidad de un líquido en el cual se adopta una norma estándar de la American Petroleum Institute API.
26. Hidrolizante Característica de los compuestos que se descomponen por acción del agua.
27. Higroscópico Que tiene higroscopicidad. Propiedad de algunos cuerpos de absorber y de exhalar la humedad.
28. Índice de cetano El índice ó número de cetano es una medida numérica de las características de retardo de la ignición de un combustible; cuando mayor es el número de cetano, tanto menor es el retardo.
29. Knock out Una variedad de tanque ó filtro usado para separar oil y agua.
30. Leaks Gotera, fuga, escape, grieta.
31. Lean oil Oil pobre ó consumido
32. Manifold Término especializado a tuberías ó espacios encerrados en una máquina, la cual tiene varias aberturas, permitiendo a los líquidos y gases entrar y salir.
33. MEPs Marca de los generadores

34. Natural Gas Liquids Aquellas porciones del reservorio de gas las cuales son licuadas a las condiciones de la superficie en separadores, facilidades del campo ó plantas de procesamiento de gas.
35. Oil Petróleo – gas – Un fluido ó vapor compuesto de hidrocarburos; el gas seco esta casi libre de oil y vapor de gasolina.
36. Polución Contaminación.
37. Relief Valve Una válvula que abrirá automáticamente cuando la presión alcanzada sea muy alta.
38. Reservorio Una formación bajo tierra porosa y permeable conteniendo una acumulación y separada naturalmente de hidrocarburos producibles (oil y/o gas). El cual esta confinado por roca impermeable ó barreras de agua y esta caracterizado por un sistema simple de presión natural.
39. Reboiler Equipo de regeneración, rehervidor.
40. Scale compuestos y sustancias químicas que producen incrustaciones.
41. Scrubber Equipo de separación gas – líquido.
42. Shipping Tank Tanque de almacenamiento en operaciones de producción petrolera.
43. Sour gas Gas de olor desagradable a causa de impurezas, usualmente H₂S.
44. Stripping Despojamiento.

- | | | |
|-----|------------|---|
| 45. | Surge tank | Tanque de precalentamiento. |
| 46. | Sweet | Dicho del oil ó gas cuando este no contiene impurezas "sour". |
| 47. | Tube sheet | Coraza del intercambiador de calor |
| 48. | Vessel | Tanque ó depósito usado para mantener líquidos. |
| 49. | Wash Tank | Tanque de lavado en operaciones de producción de petróleo |

ANEXO O

PROPIEDADES FÍSICAS Y TERMODINÁMICAS DE SISTEMAS DE HIDROCARBUROS, GAS NATURAL

Table 3-1
Physical Constants for Typical Natural Gas Constituents*

Compound	Molecular Weight	Critical Pressure (psia)	Critical Temp. (°R)	Crit. Comp. Factor (Z_c)	Acentric Factor (ω)	Eykman Mol Refraction** (EMR)
CH ₄	16.043	667.8	343.1	0.289	0.0115	13.984
C ₂ H ₆	30.070	707.8	549.8	0.285	0.0908	23.913
C ₃ H ₈	44.097	616.3	665.7	0.281	0.1454	34.316
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	58.124	550.7	765.4	0.274	0.1928	44.243
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	58.124	529.1	734.7	0.283	0.1756	44.741
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	72.151	488.6	845.4	0.262	0.2510	55.267
<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	72.151	490.4	828.8	0.273	0.2273	55.302
<i>n</i> -C ₆ H ₁₄	86.178	436.9	913.4	0.264	0.2957	65.575
<i>n</i> -C ₇ H ₁₆	100.205	396.8	972.5	0.263	0.3506	75.875
<i>n</i> -C ₈ H ₁₈	114.232	360.6	1023.9	0.259	0.3978	86.193
<i>n</i> -C ₉ H ₂₀	128.259	332.0	1070.4	0.251	0.4437	96.529
<i>n</i> -C ₁₀ H ₂₂	142.286	304.0	1111.8	0.247	0.4902	106.859
N ₂	28.013	493.0	227.3	0.291	0.0355	9.407
CO ₂	44.010	1070.9	547.6	0.274	0.2250	15.750
H ₂ S	34.076	1306.0	672.4	0.266	0.0949	19.828
O ₂	31.999	737.1	278.6	0.292	0.0196	8.495
H ₂	2.016	188.2	59.9	0.304	-0.2234	4.450
H ₂ O	18.015	3203.6	1165.1	0.230	0.3210	—

* From Edmister and Lee (1981).

** From McLeod and Campbell (1960).

† $\omega = 0.0$ used in most correlations.

Table 3-3*
Molal Heat Capacity (Ideal-Gas State), Btu/(lb mol·°R·°)

Gas	Chemical formula	Mol wt	0°F	50°F	60°F	100°F	150°F	200°F	250°F	300°F
Methane	CH ₄	16.043	8.23	8.42	8.46	8.65	8.95	9.28	9.64	10.01
Ethyne (Acetylene)	C ₂ H ₂	26.038	9.68	10.22	10.33	10.71	11.15	11.55	11.90	12.22
Ethene (Ethylene)	C ₂ H ₄	28.054	9.33	10.02	10.16	10.72	11.11	12.09	12.76	13.41
Ethane	C ₂ H ₆	30.070	11.44	12.17	12.32	12.95	13.78	14.63	15.49	16.34
Propene (Propylene)	C ₃ H ₆	42.081	13.63	14.69	14.90	15.73	16.80	17.85	18.88	19.89
Propane	C ₃ H ₈	44.097	15.65	16.88	17.13	18.17	19.32	20.89	22.25	23.56
1-Butene (Butylene)	C ₄ H ₆	56.108	17.96	19.59	19.91	21.18	22.74	24.26	25.73	27.16
cis-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	16.54	18.04	18.34	19.54	21.04	22.53	24.01	25.47
trans-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	18.84	20.23	20.50	21.61	23.00	24.37	25.73	27.07
iso-Butane	C ₄ H ₁₀	58.124	20.40	22.15	22.51	23.95	25.77	27.59	29.39	31.11
n-Butane	C ₄ H ₁₀	58.124	20.80	22.38	22.72	24.08	25.81	27.55	29.23	30.90
iso-Pentane	C ₅ H ₁₂	72.151	24.94	27.17	27.61	29.42	31.66	33.87	36.03	38.14
n-Pentane	C ₅ H ₁₂	72.151	25.64	27.61	28.02	29.71	31.86	33.99	36.08	38.13
Benzene	C ₆ H ₆	78.114	16.41	18.41	18.78	20.46	22.45	24.46	26.34	28.15
n-Hexane	C ₆ H ₁₄	86.178	30.17	32.78	33.30	35.37	37.93	40.45	42.94	45.36
n-Heptane	C ₇ H ₁₆	100.205	34.96	38.00	38.61	41.01	44.00	46.94	49.81	52.61
Ammonia	NH ₃	17.031	8.52	8.52	8.52	8.52	8.52	8.53	8.53	8.53
Air		28.964	6.94	6.95	6.95	6.96	6.97	6.99	7.01	7.03
Water	H ₂ O	18.015	7.28	8.00	8.01	8.03	8.07	8.12	8.17	8.23
Oxygen	O ₂	31.999	6.97	6.99	7.00	7.03	7.07	7.12	7.17	7.23
Nitrogen	N ₂	28.013	6.95	6.95	6.95	6.96	6.96	6.97	6.98	7.00
Hydrogen	H ₂	2.016	6.78	6.86	6.87	6.91	6.94	6.95	6.97	6.98
Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.076	8.00	8.09	8.11	8.18	8.27	8.36	8.46	8.55
Carbon monoxide	CO	28.010	6.95	6.96	6.96	6.96	6.97	6.99	7.01	7.03
Carbon dioxide	CO ₂	44.010	8.38	8.70	8.76	9.00	9.29	9.56	9.81	10.05

* Courtesy of Gas Processors Suppliers Association.

** Data source: Selected values of properties of hydrocarbons, API Research Project 44, Exceptions: "Air," Ecken and Keyes, *Thermodynamic Properties of Air*, Wiley, 3rd Printing 1947. "Ammonia," Edw. R. Grubb, "Thermodynamic Properties of Ammonia at High Temperatures and Pressures," *Petr. Processing*, April 1953. "Hydrogen Sulfide," J. R. West, *Chem. Eng. Progress*, 44, 287, 1948.

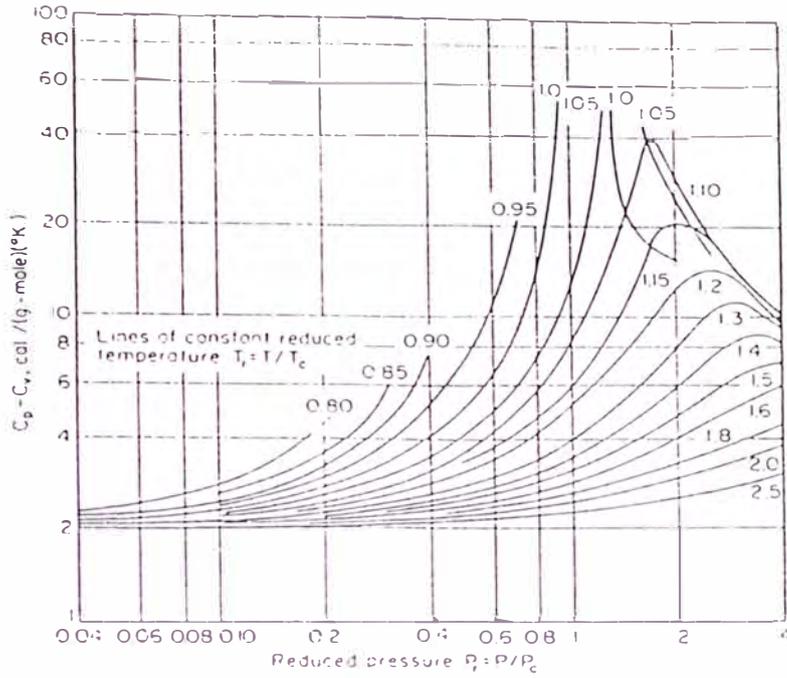


Figure 3-17. Generalized plot for the heat capacity difference, $c_p - c_v$, versus P_r and T_r for real gases. (After Edmister, 1948; reprinted from *Chemical Engineers' Handbook*, 1973; courtesy of McGraw-Hill Book Co.)

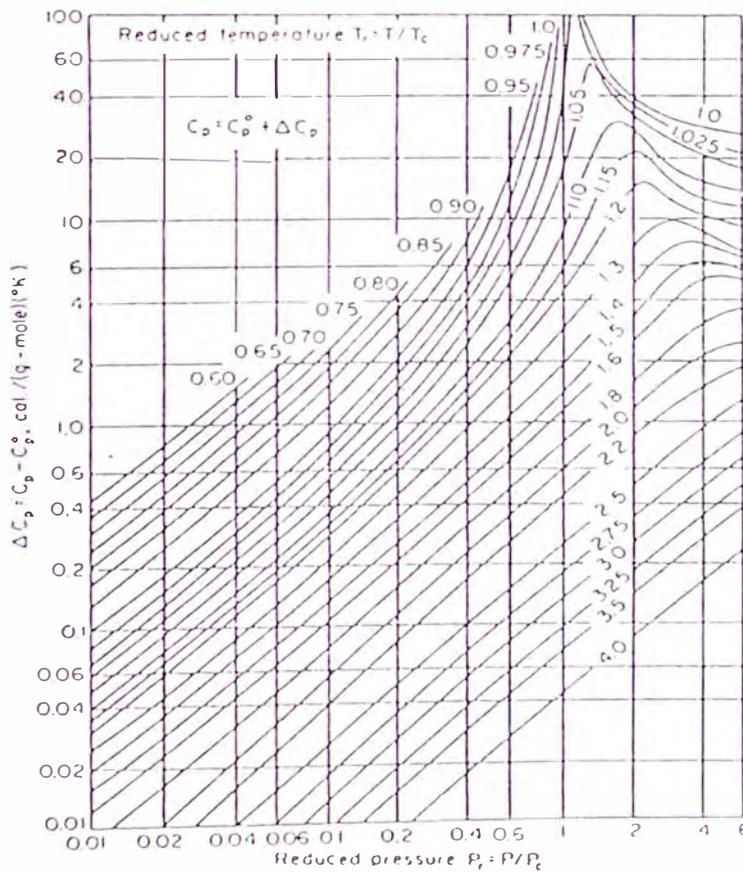


Figure 3-19. Isothermal pressure correction, $c_p - c_p^0$, to the molar heat capacity of gases. (After Edmister, 1950; reprinted from *Chemical Engineers' Handbook*, 1973; courtesy of McGraw-Hill Book Co.)

GAS VISCOSITY

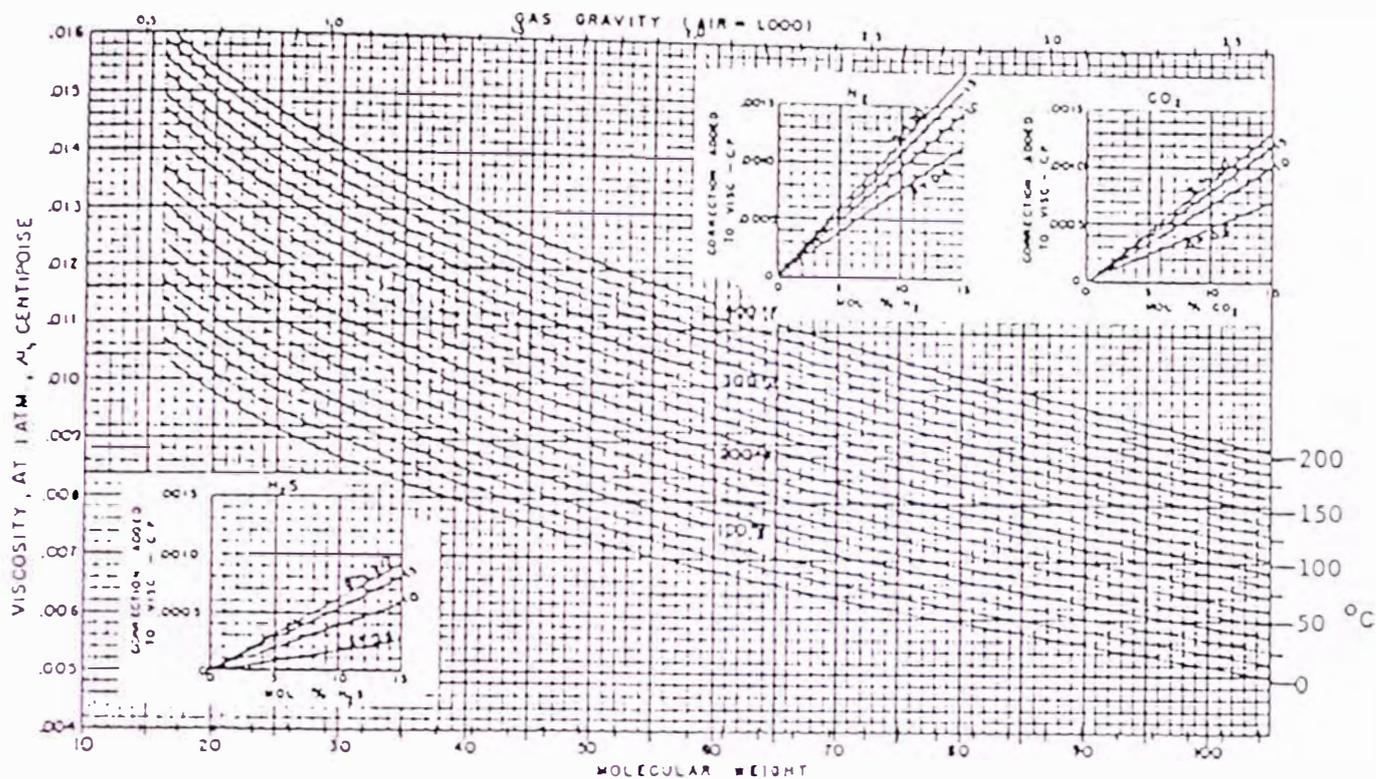


Figure 3.17 Viscosity of Paraffin Hydrocarbon Gases at Atmospheric Pressure

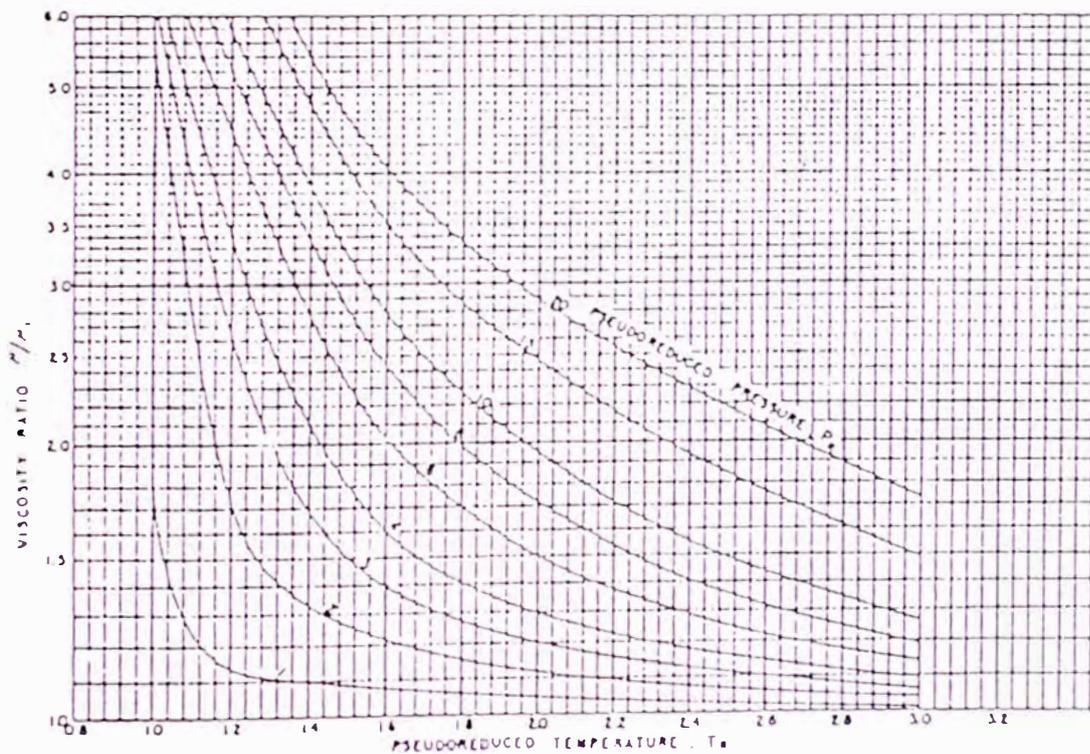
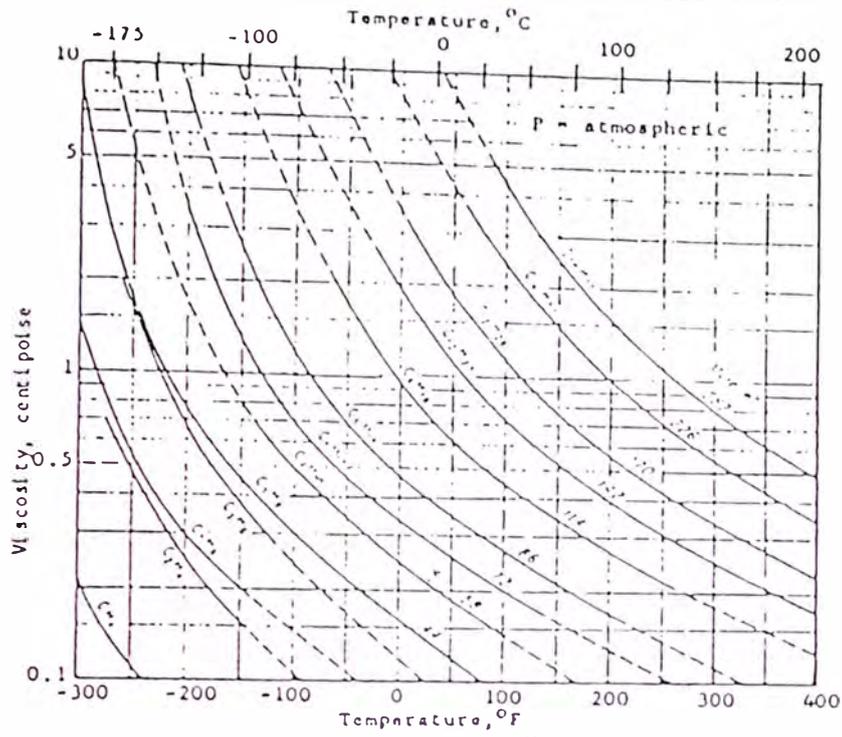


Figure 3.18 Pressure Correction for Viscosity from Figure 3.17



.19 Viscosity of Pure Paraffin Hydrocarbons

FIG. 20-2
Solubility of Water in Liquid Hydrocarbons

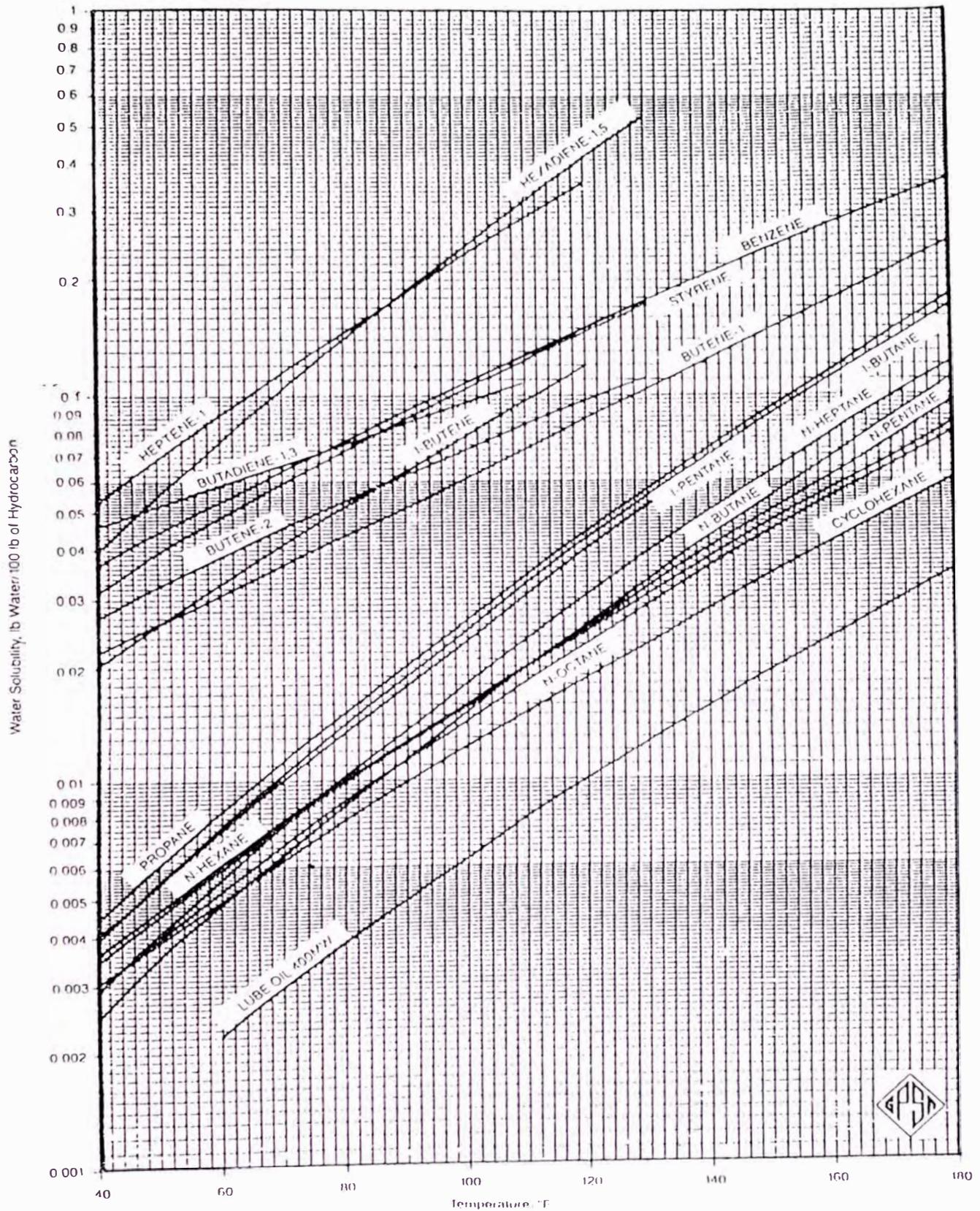


FIG. 20-3
Water Content of Hydrocarbon Gas

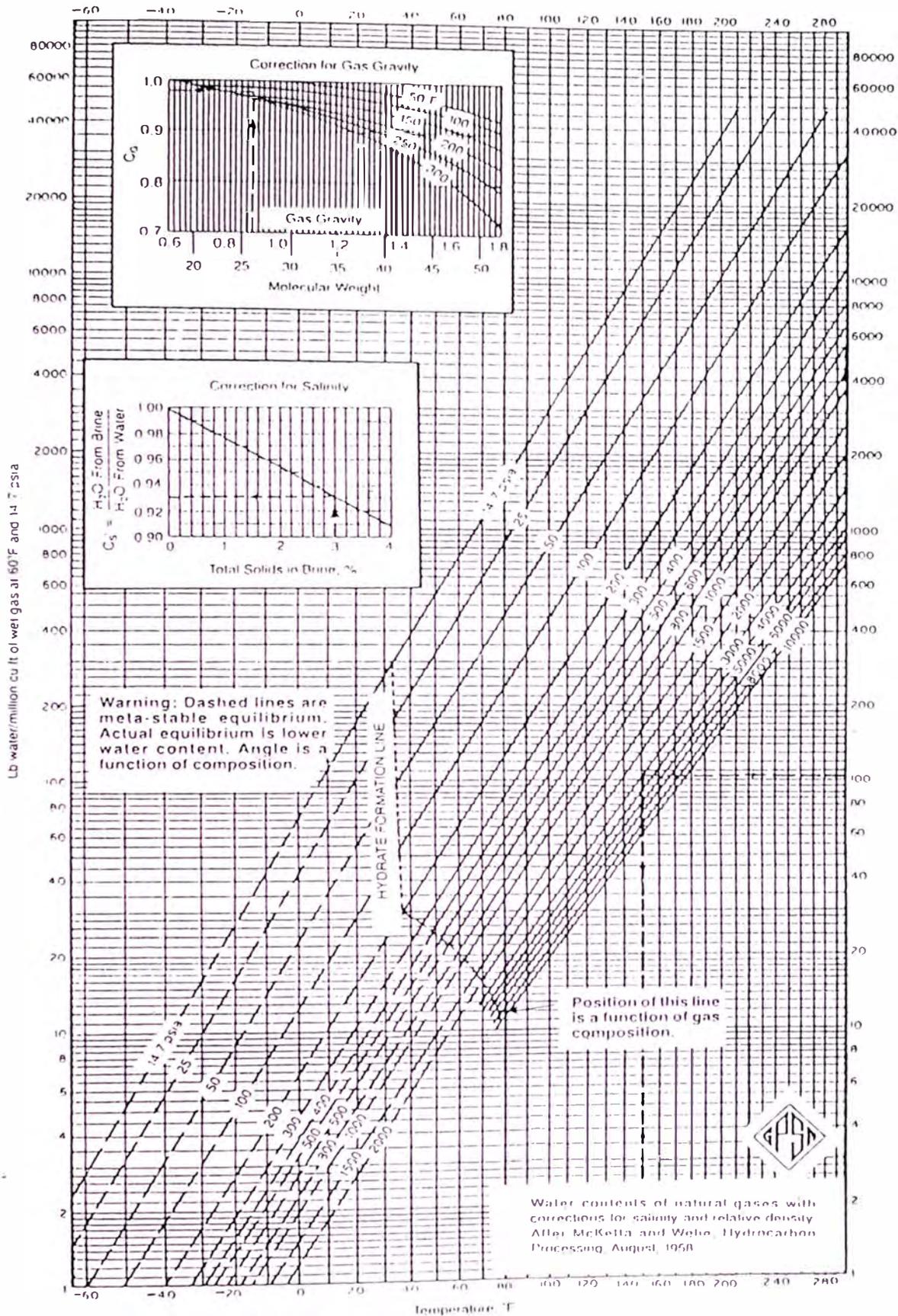


FIG. 20-4
Water Content of CO₂

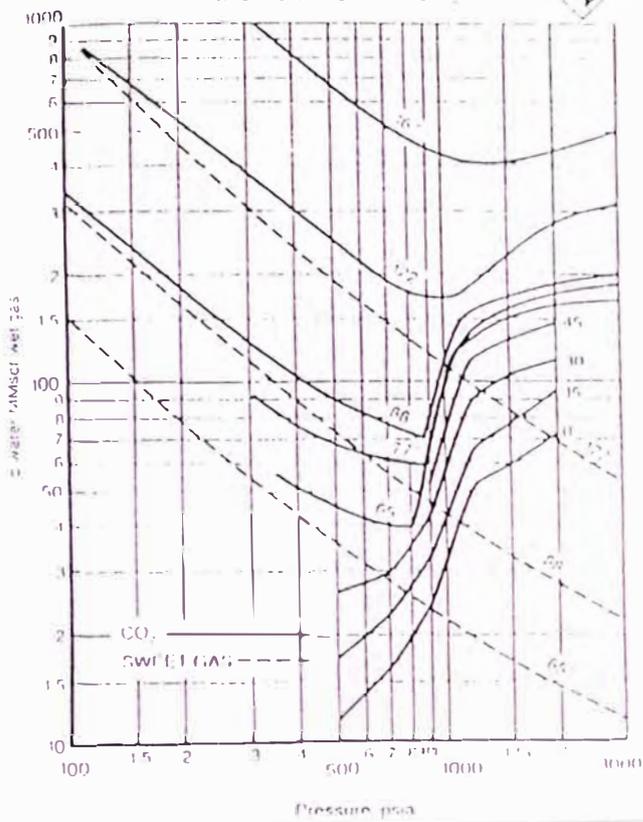


FIG. 20-5
Water Content of Hydrogen Sulfide

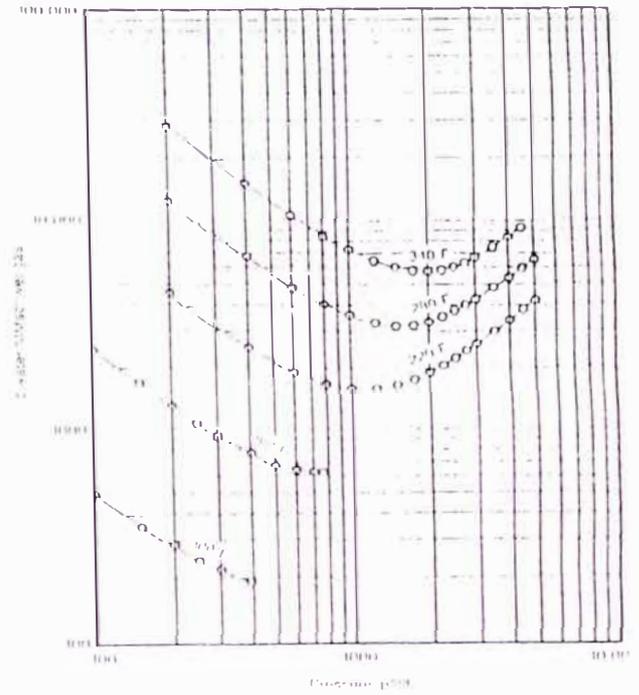


FIG. 20-6
Effective Water Content for CO₂
to be Used in Equation 20-1

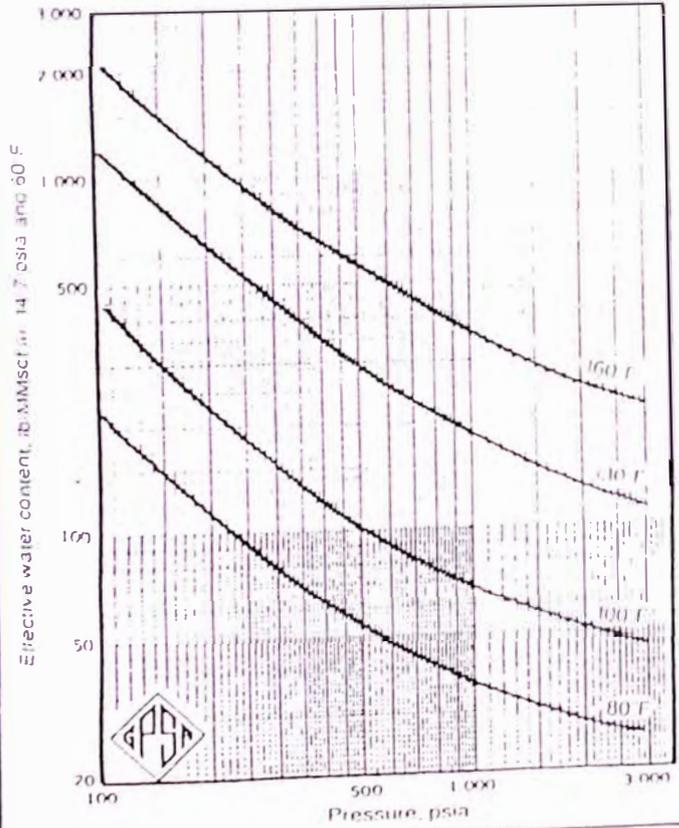
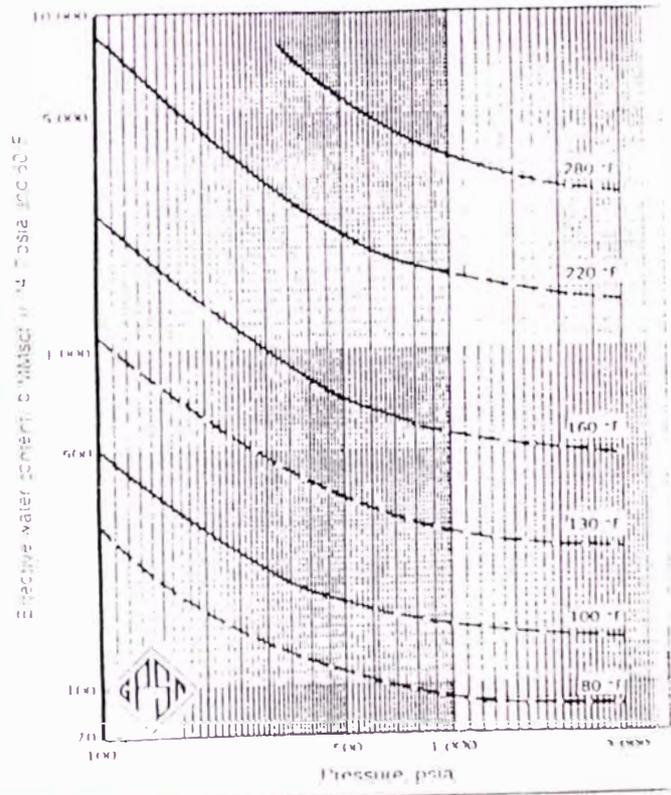


FIG. 20-7
Effective Water Content for H₂S
to be Used in Equation 20-1



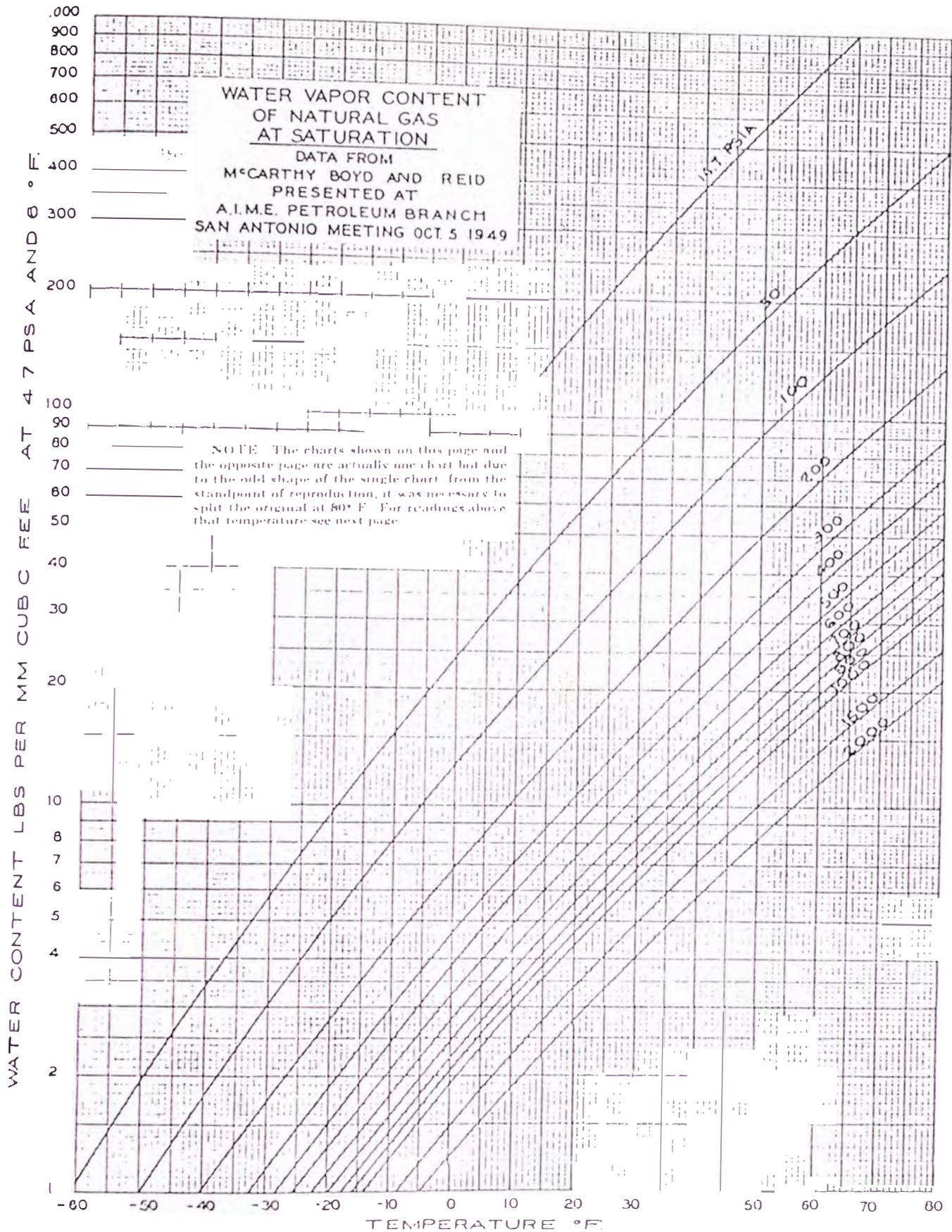


FIGURE 2
 WATER VAPOR CONTENT
 OF NATURAL GAS AT SATURATION

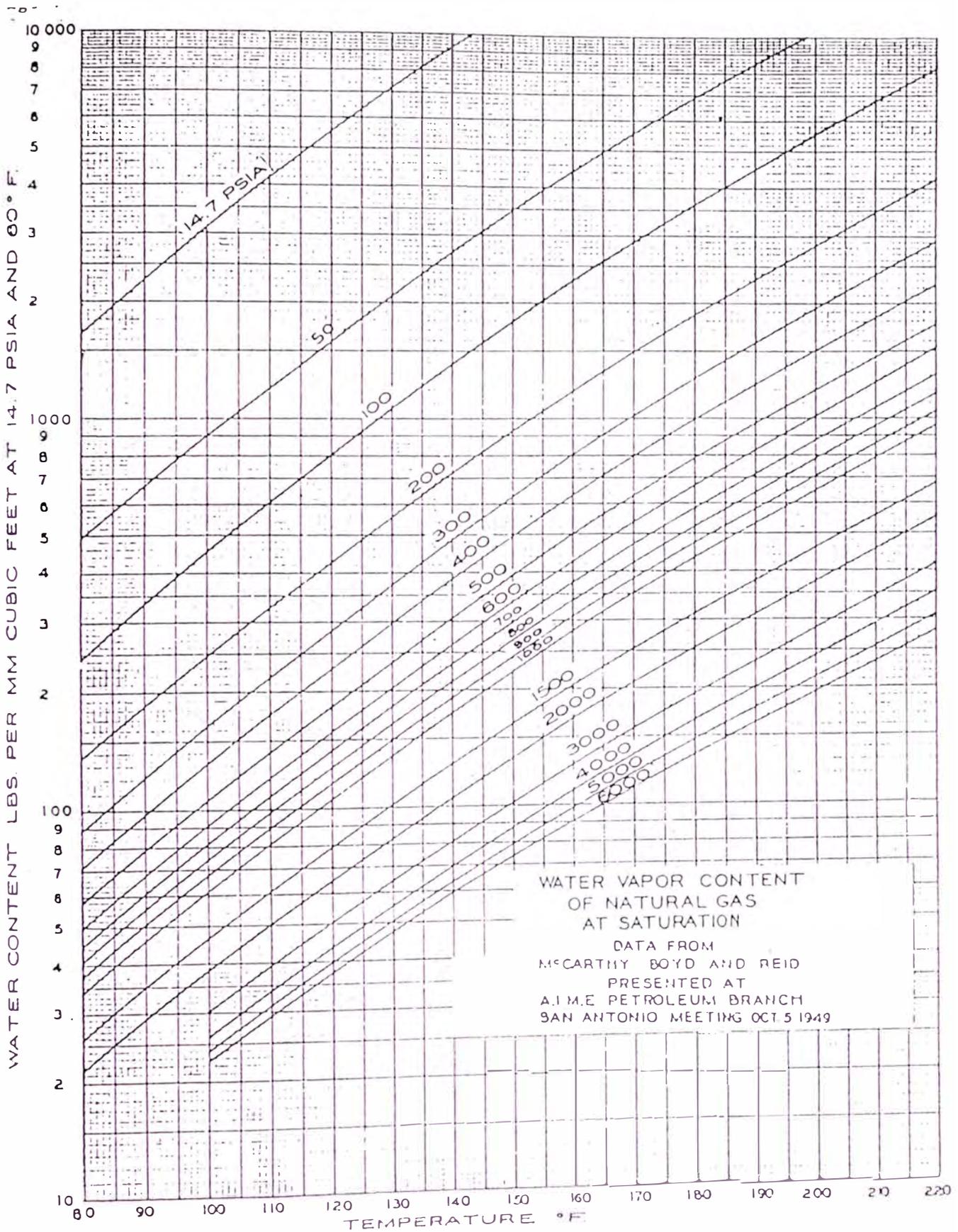


FIGURE 3
WATER VAPOR CONTENT
OF NATURAL GAS AT SATURATION

FIG. 24-3
Ideal-Gas-State Enthalpy of Pure Components

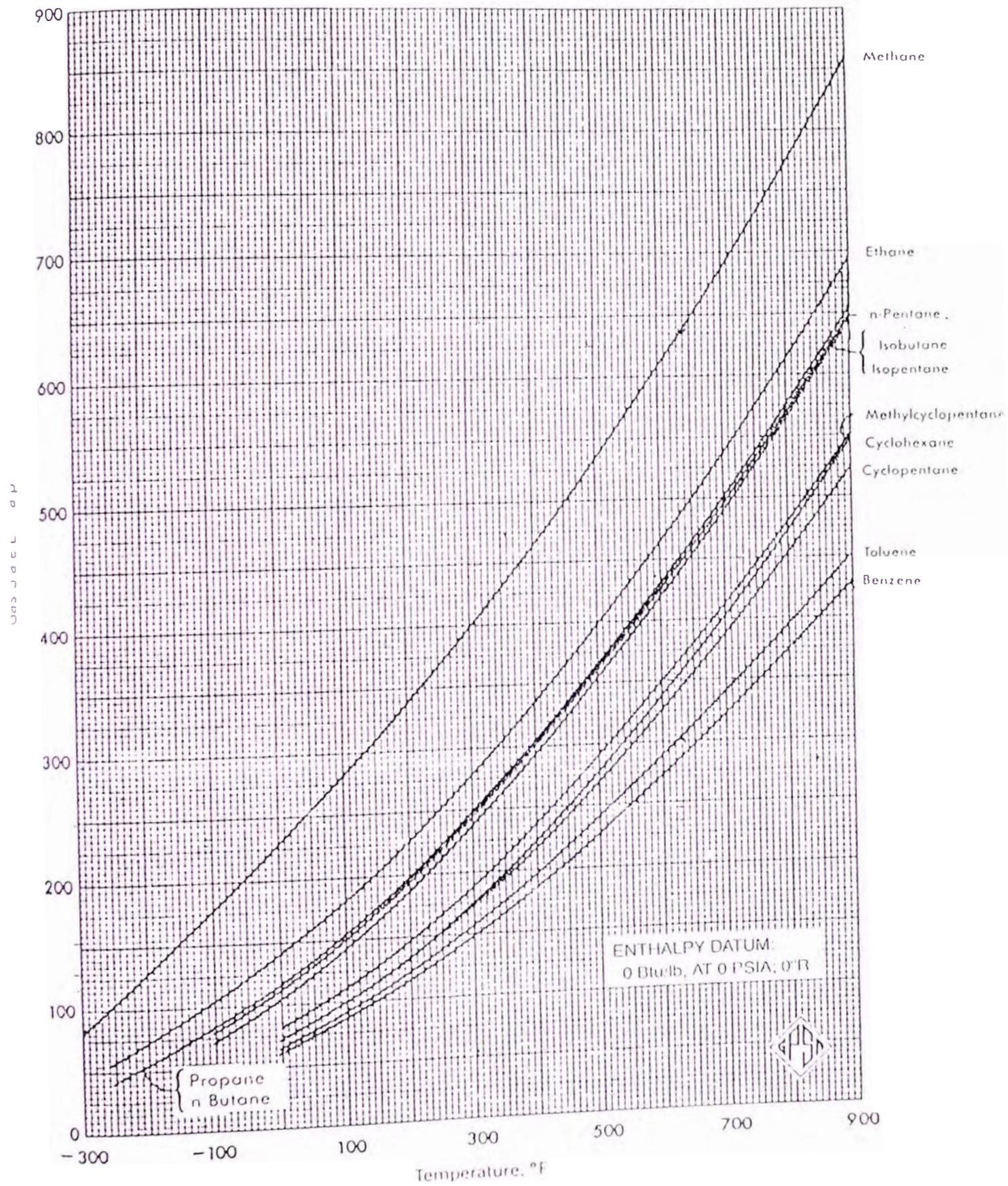


FIG. 24-4
Ideal-Gas-State Enthalpy of Pure Components

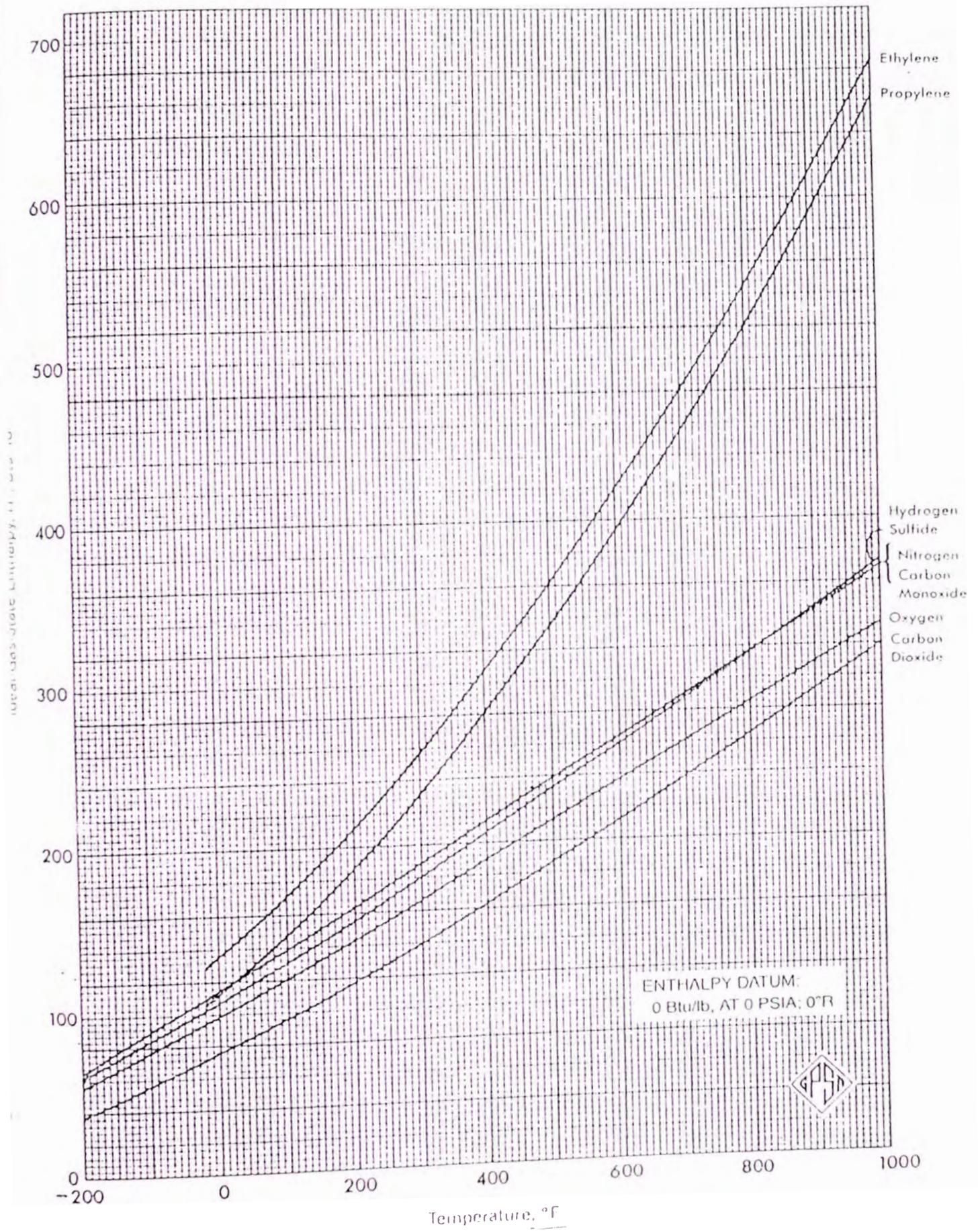
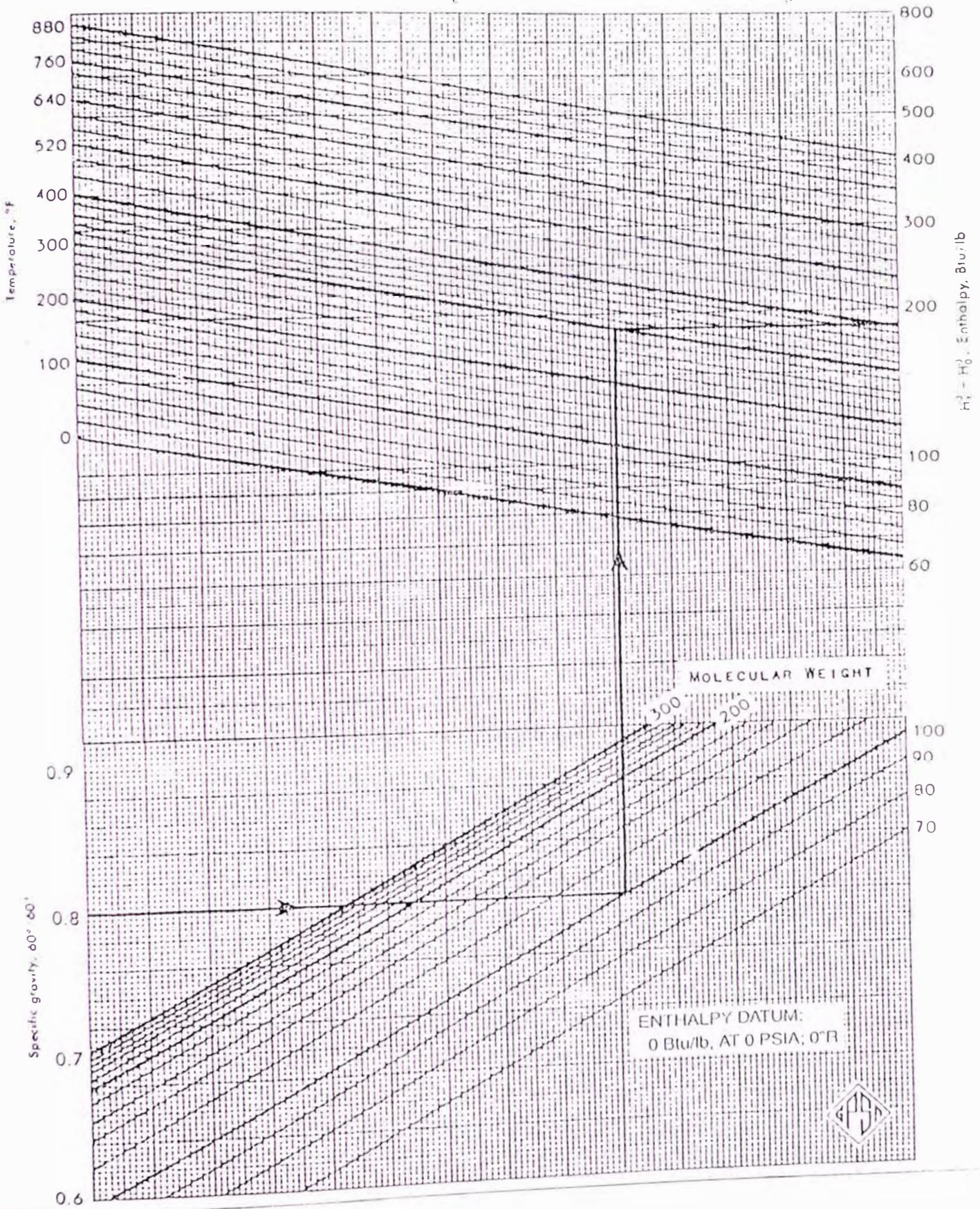
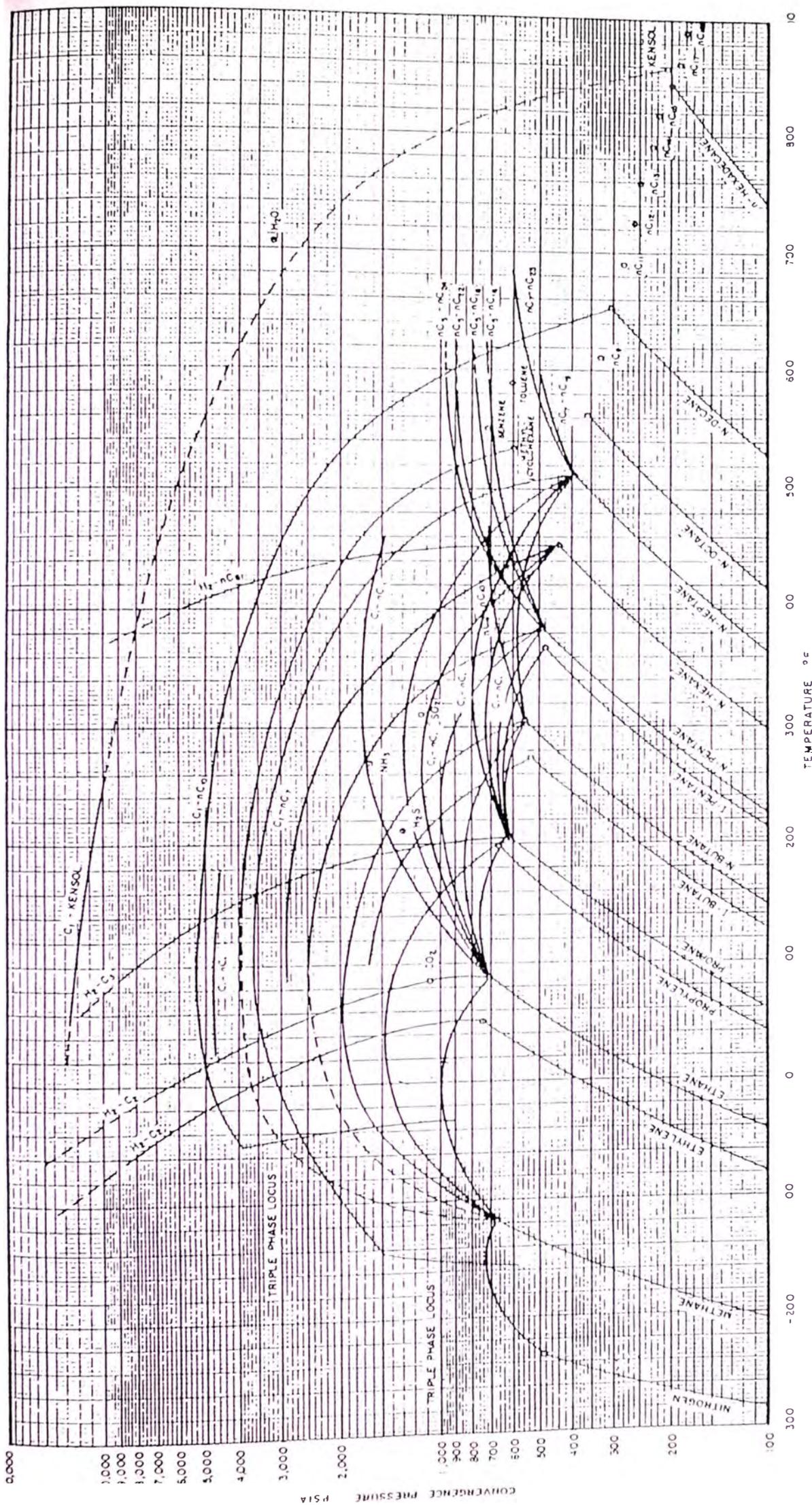


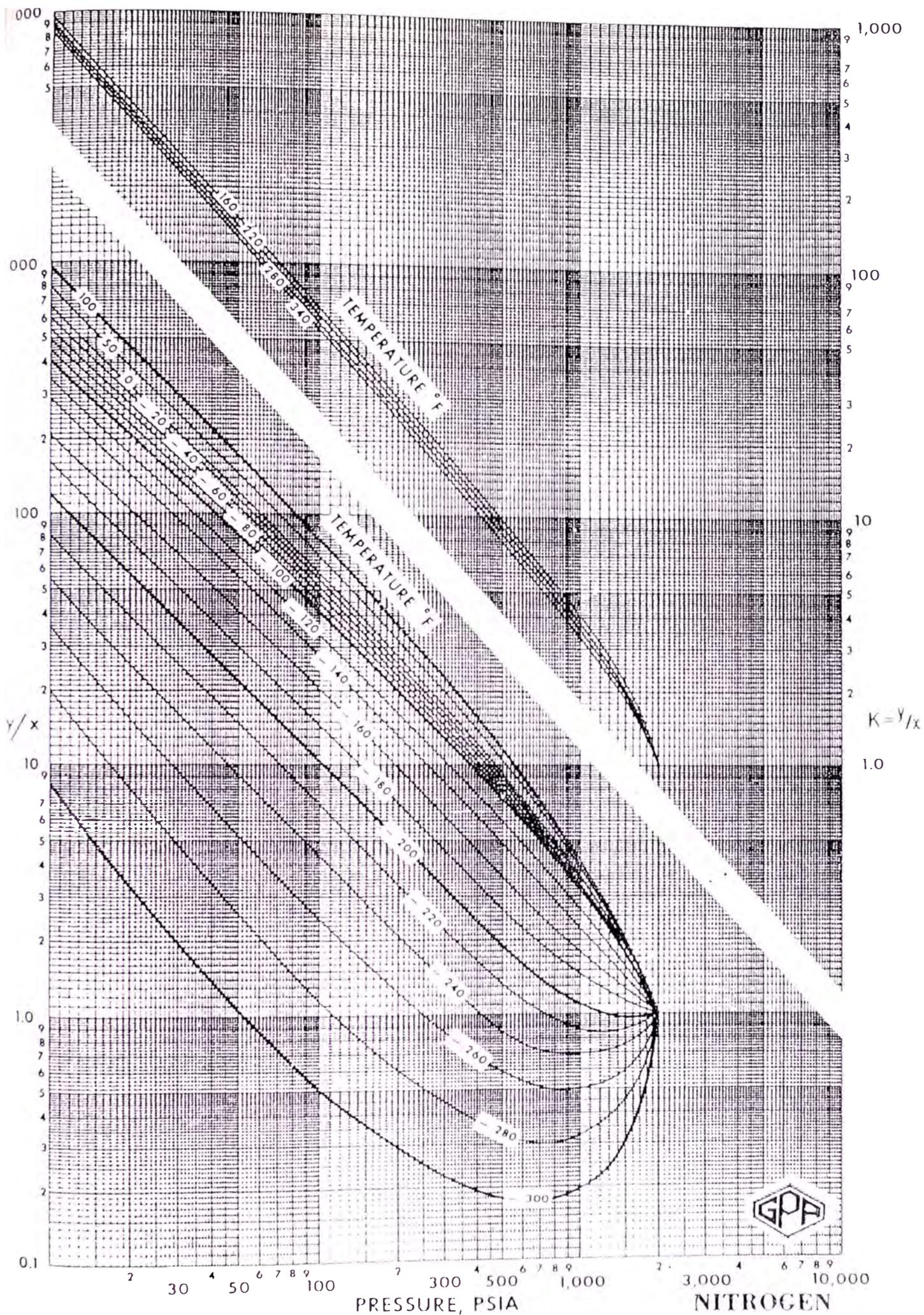
FIG. 24-5
Ideal-Gas-State Enthalpy of Petroleum Fractions

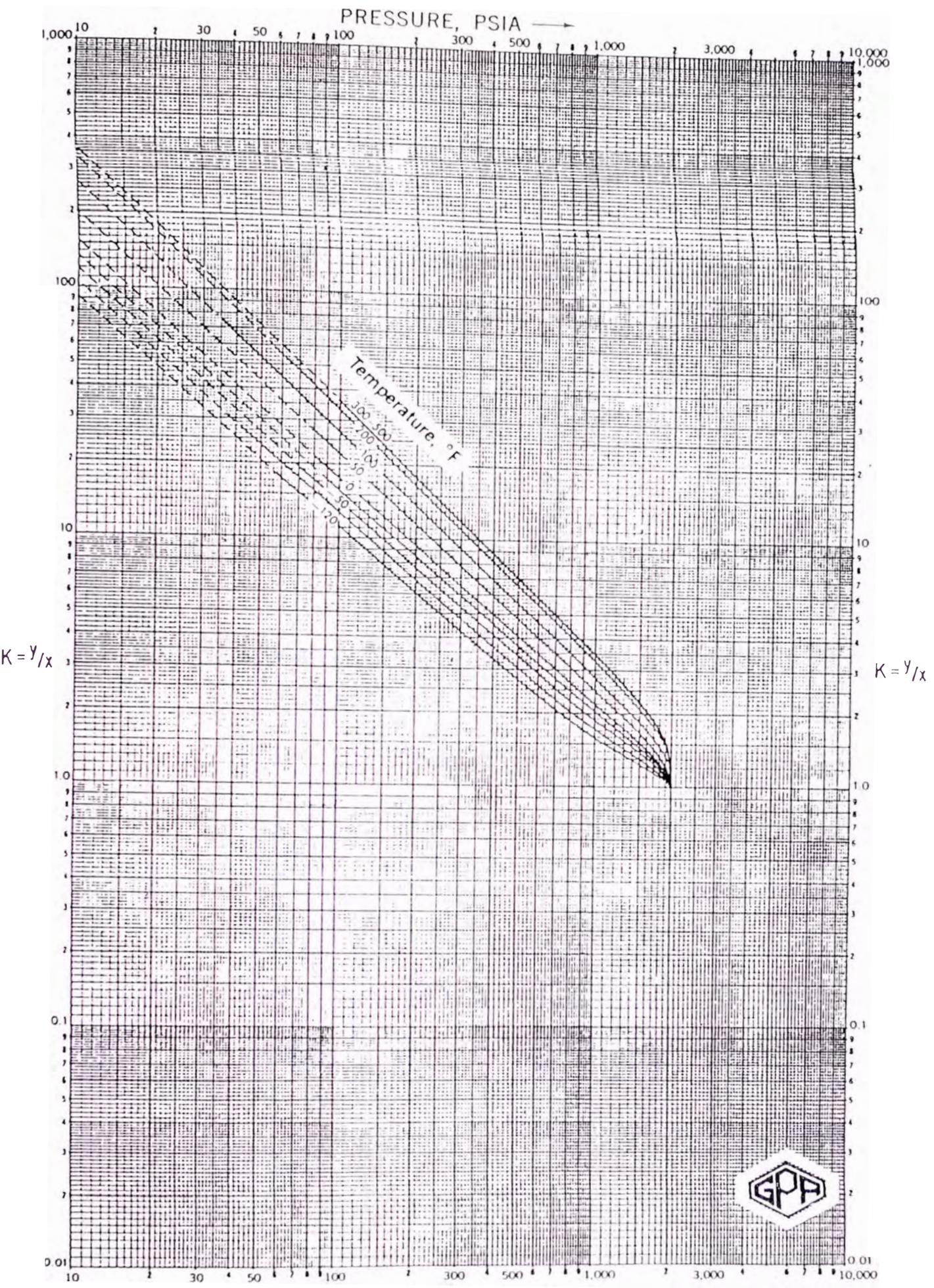
$$\ln (\ln (H_1^0 - H_0^0)) = 2.61456 - \frac{\ln T}{\sqrt{T}} \left[2.49639 + 1.56283(\text{Sp. gr.}) + \frac{25.1591}{\text{MW}} \right]$$





No these convergence pressures are the basis for the convergence charts. Later data do not necessarily agree.

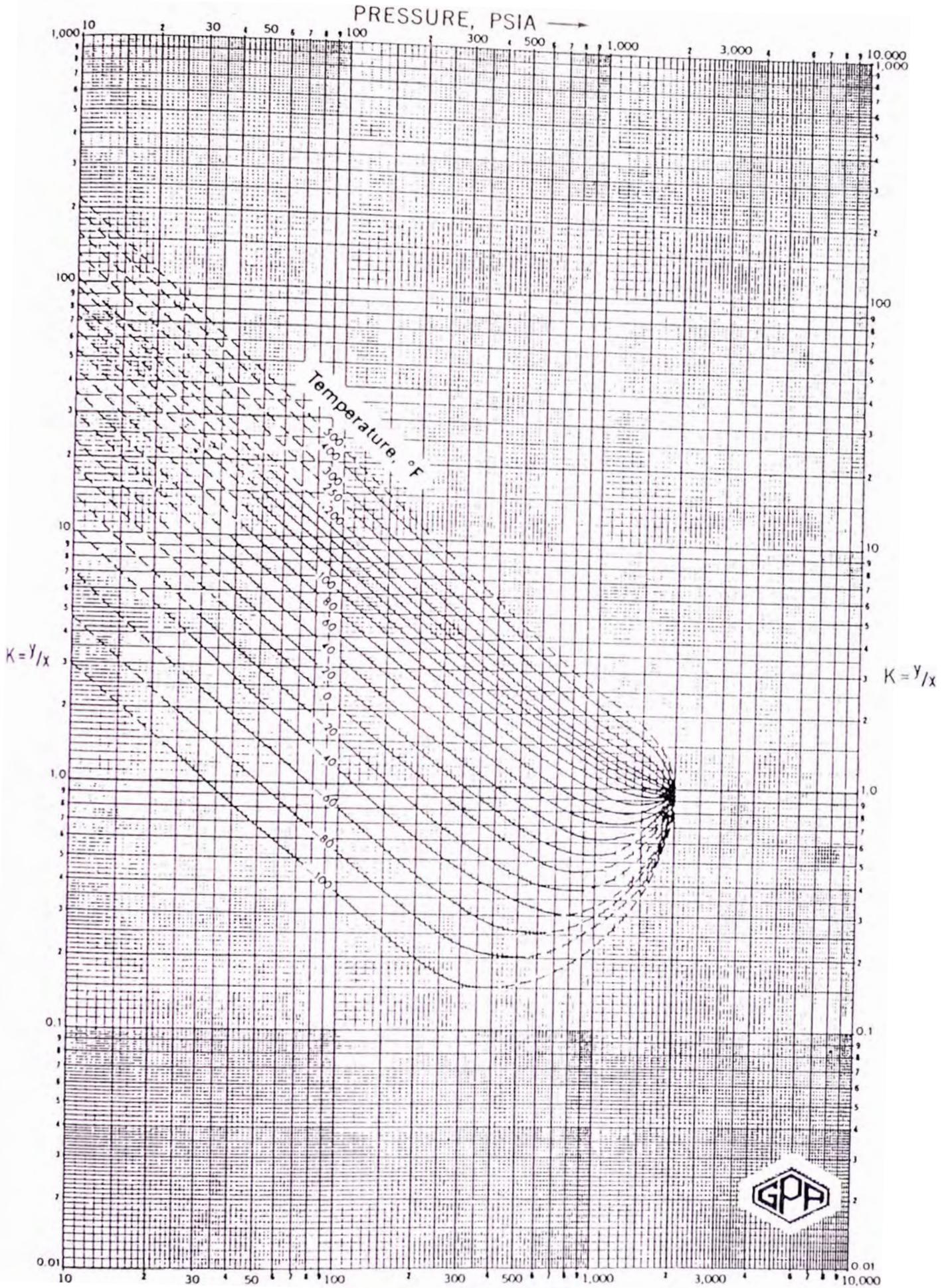




PRESSURE, P IA →

METHANE
 CONV. PRESS. 2000 PSIA

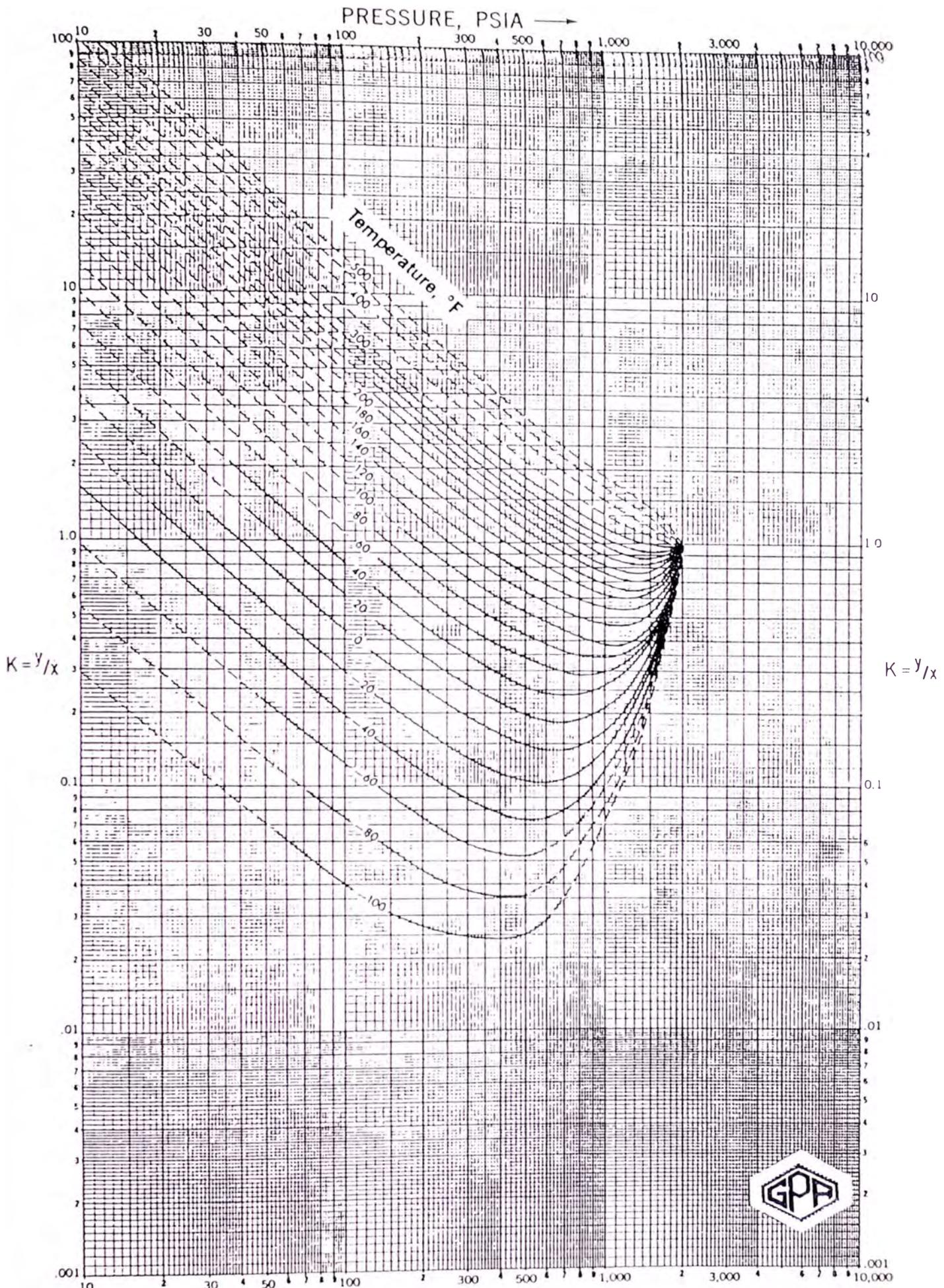
PRESSURE, PSIA →



PRESSURE, PSIA

25-65

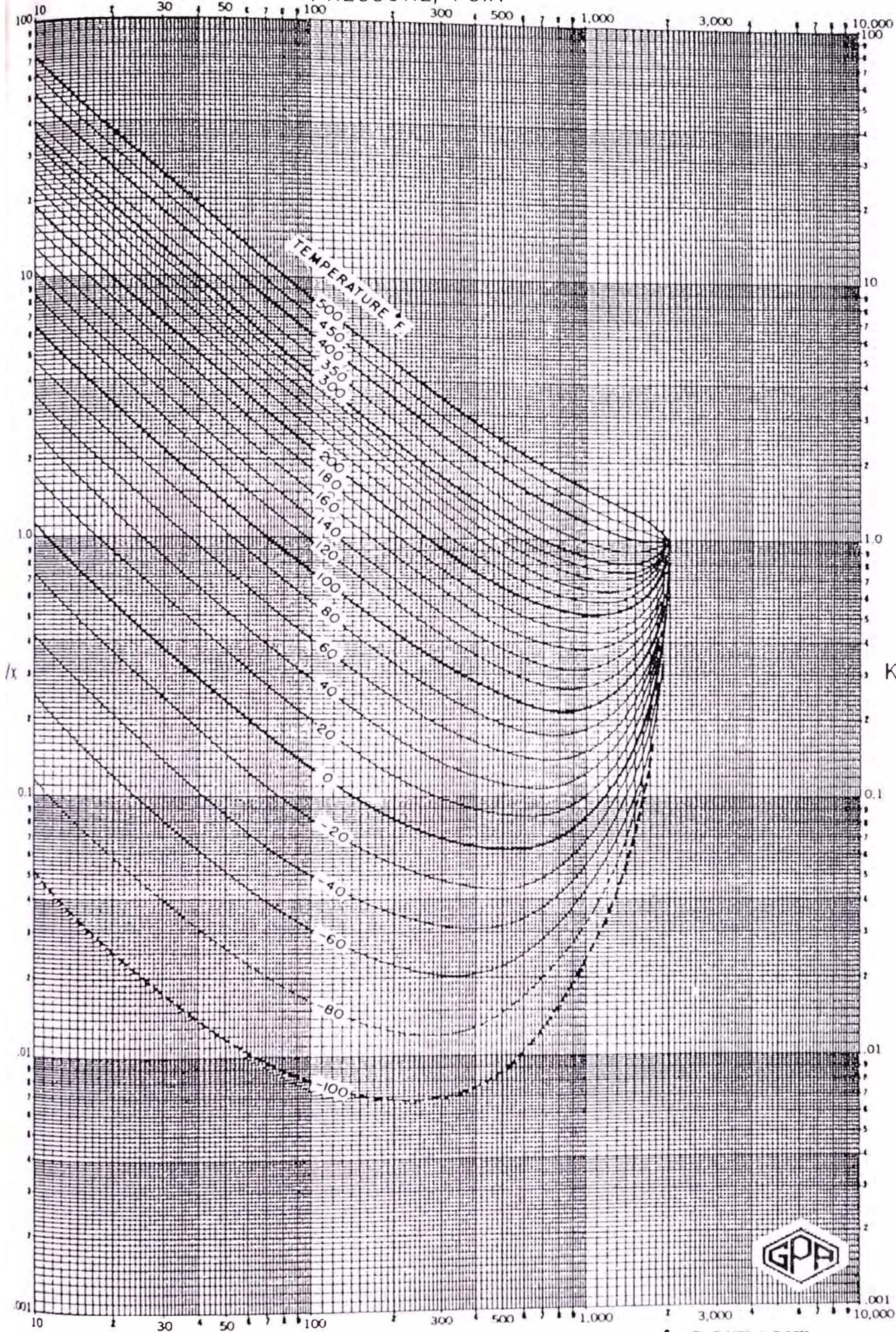
ETHANE
CONV. PRESS. 2000 PSIA



PRESSURE, PSIA

PROPANE
 CONV. PRESS. 2000 PSIA

PRESSURE, PSIA →



$K = y/x$

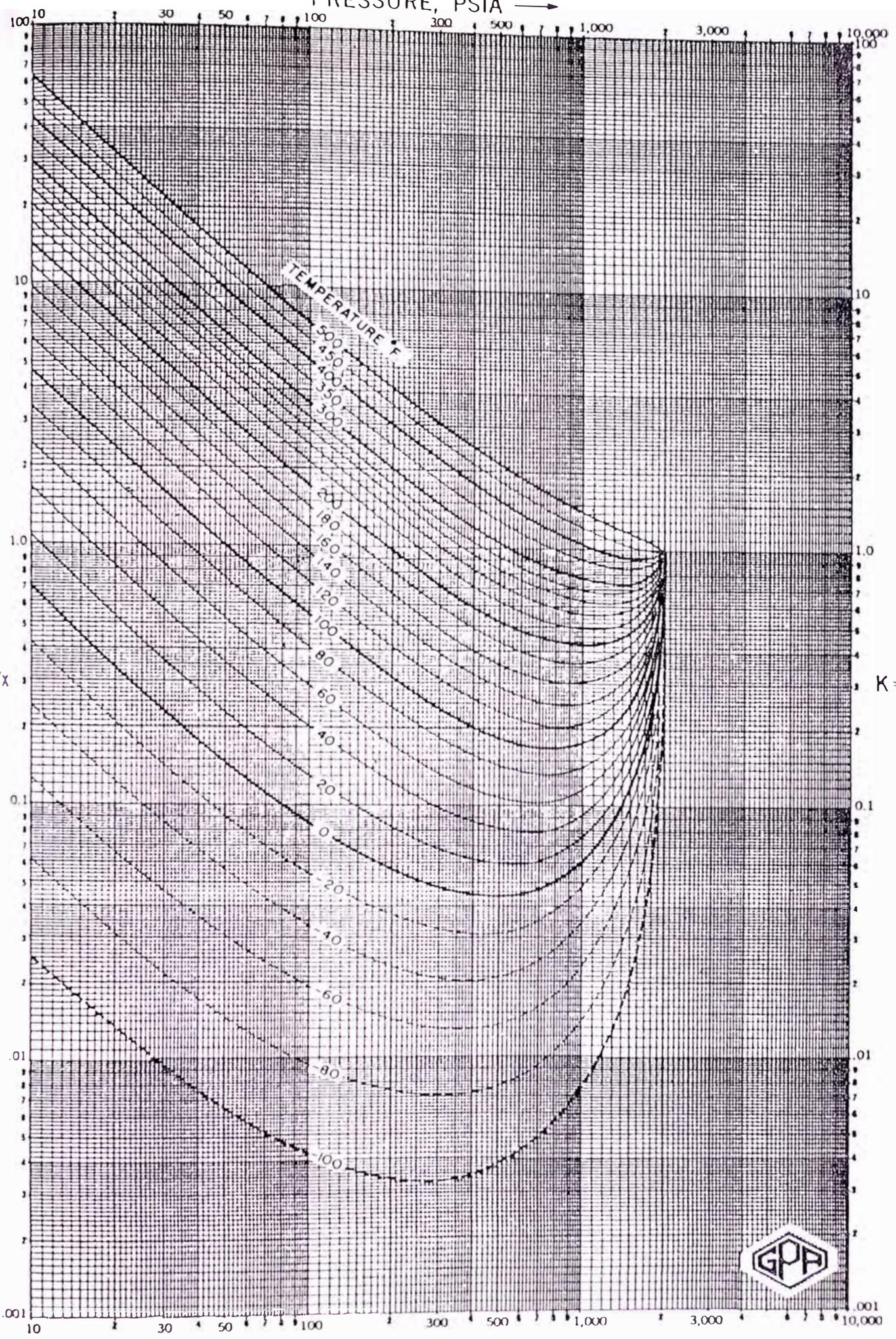


PRESSURE, PSIA

25-68

i-BUTANE
CONV. PRESS. 2000 PSIA

PRESSURE, PSIA →



$K = y/x$

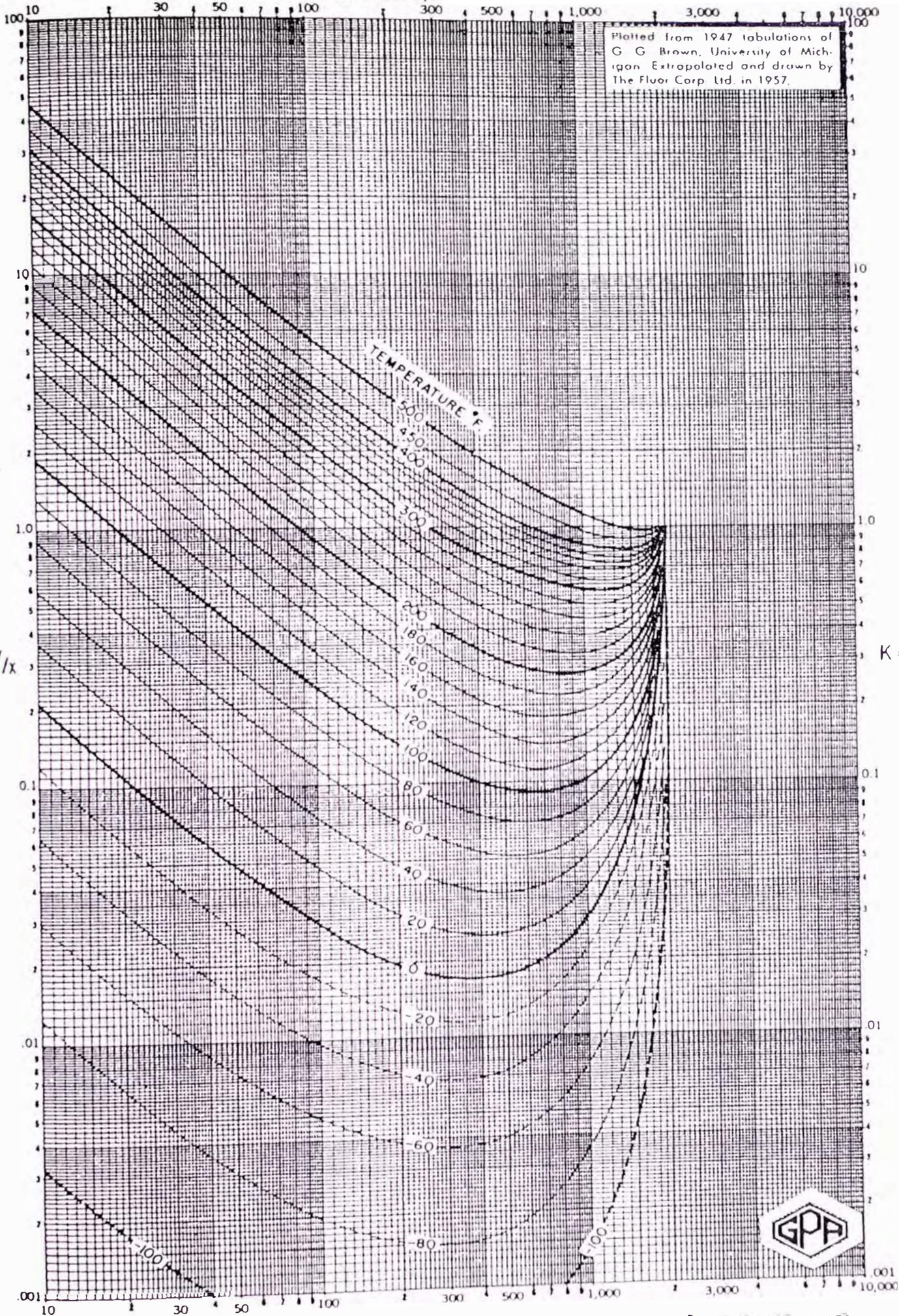
$K = y/x$

PRESSURE, PSIA →

n - BUTANE
CONV. PRESS. 2000 PSIA



PRESSURE, PSIA



Plotted from 1947 tabulations of G. G. Brown, University of Michigan. Extrapolated and drawn by The Fluor Corp. Ltd. in 1957.

TEMPERATURE °F

$K = y/x$



PRESSURE, PSIA

i - PENTANE
CONV. PRESS. 2,000 PSI

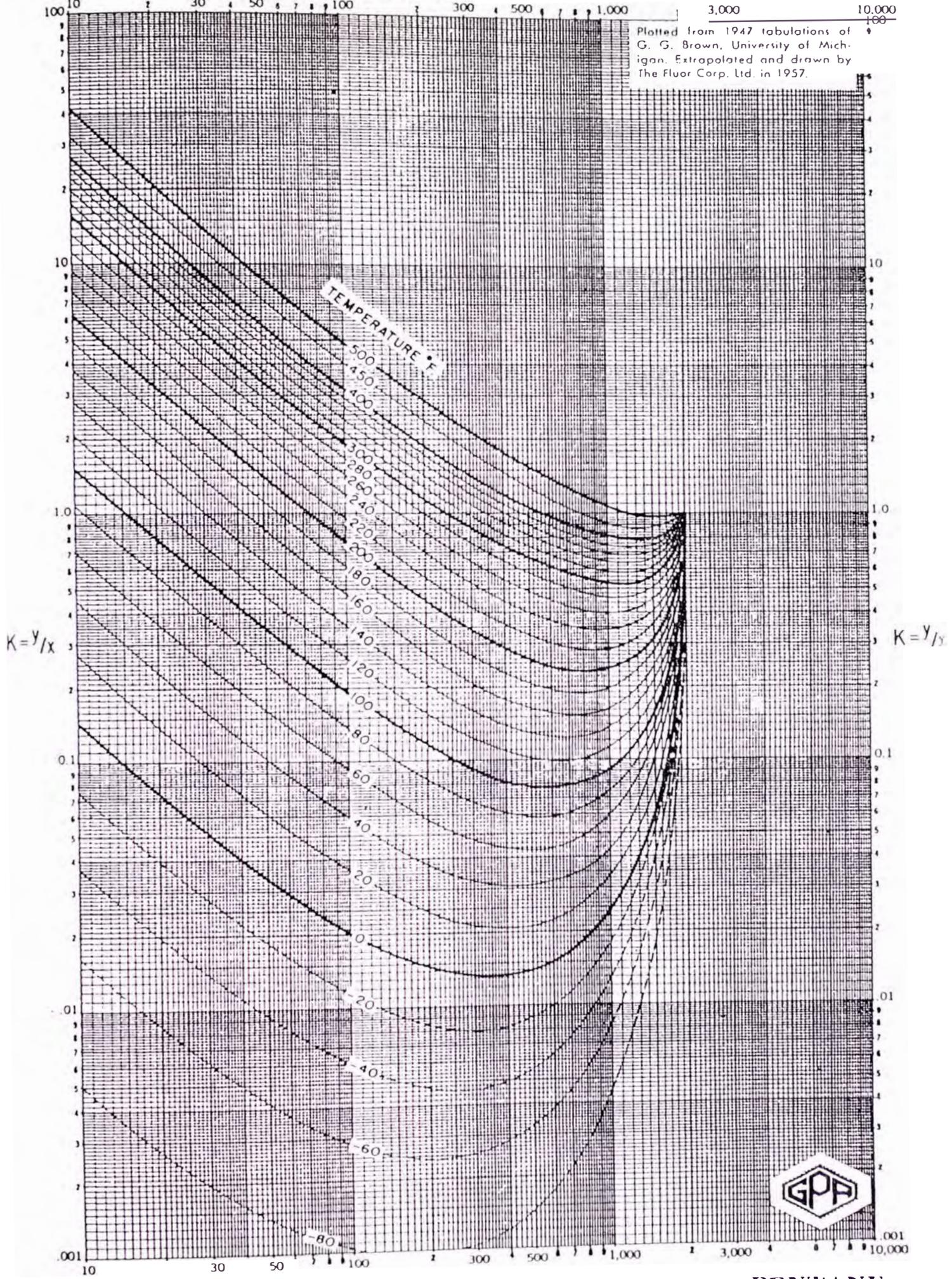
PRESSURE, PSIA

100 10 30 50 70 100 300 500 700 1,000 3,000 10,000

Plotted from 1947 tabulations of G. G. Brown, University of Michigan. Extrapolated and drawn by The Fluor Corp. Ltd. in 1957.

$K = y/x$

$K = y/y_1$



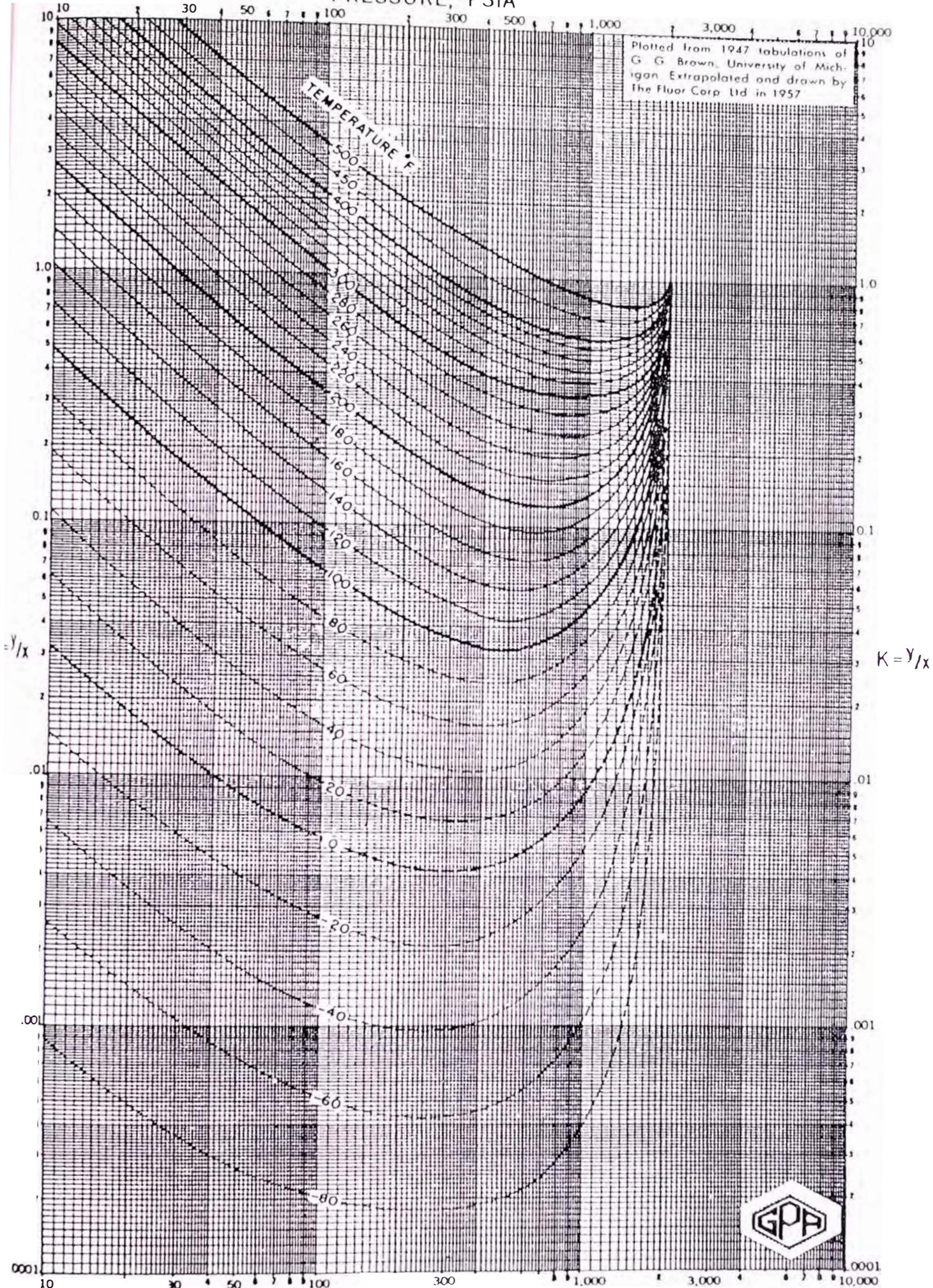
25 71

n - PENTANE
CONV. PRESS. 2000 PSIA

PRESSURE, PSIA

Plotted from 1947 tabulations of
G. G. Brown, University of Mich-
igan. Extrapolated and drawn by
The Fluor Corp. Ltd in 1957

TEMPERATURE °F



y/x

$K = y/x$

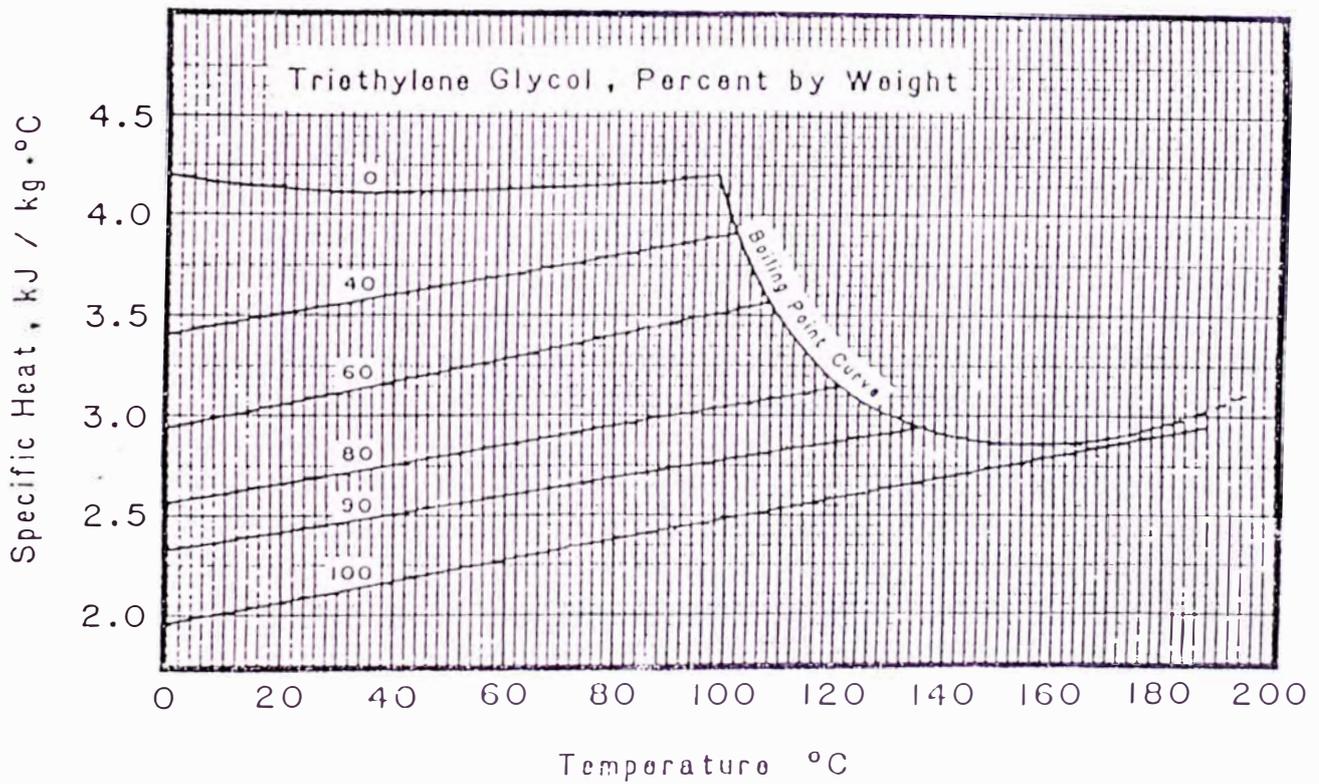
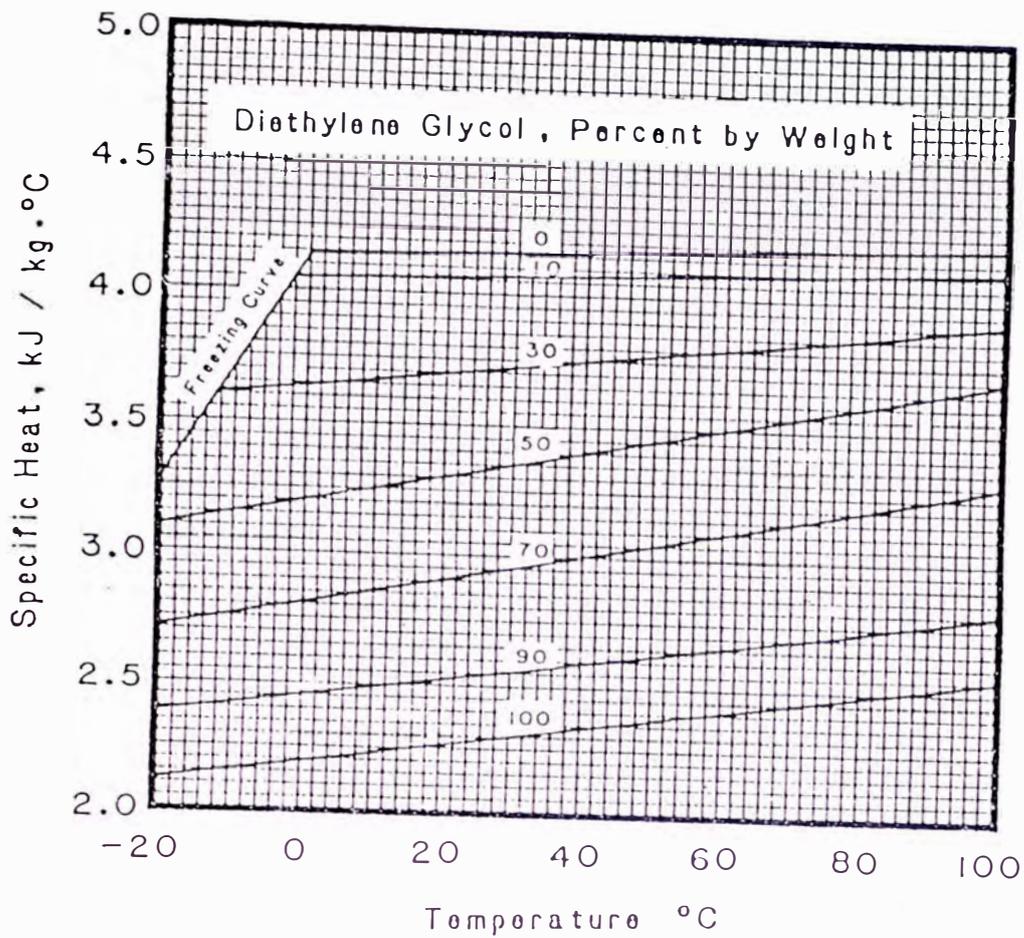
PRESSURE, PSIA

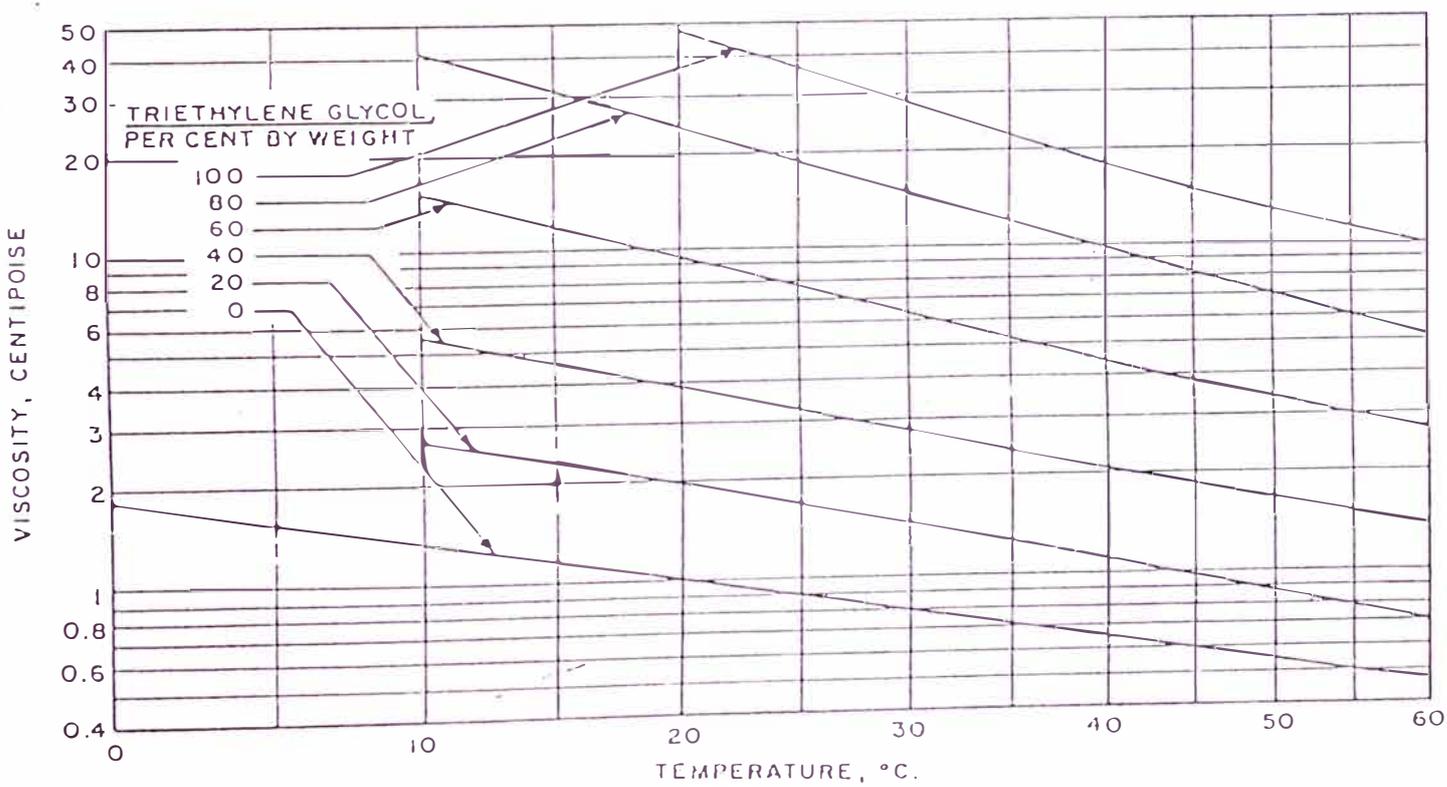
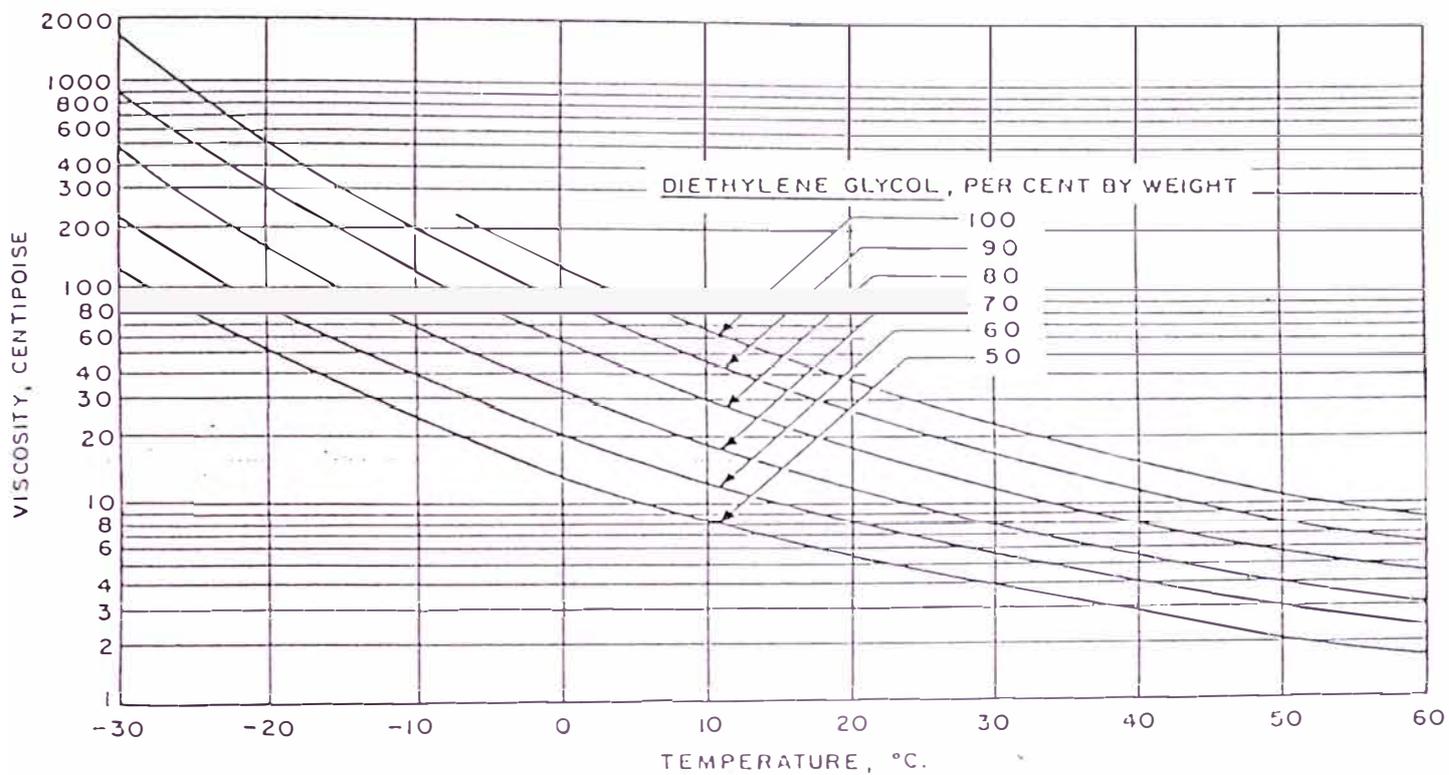
HEXANE
CONV. PRESS. 2000 PSIA



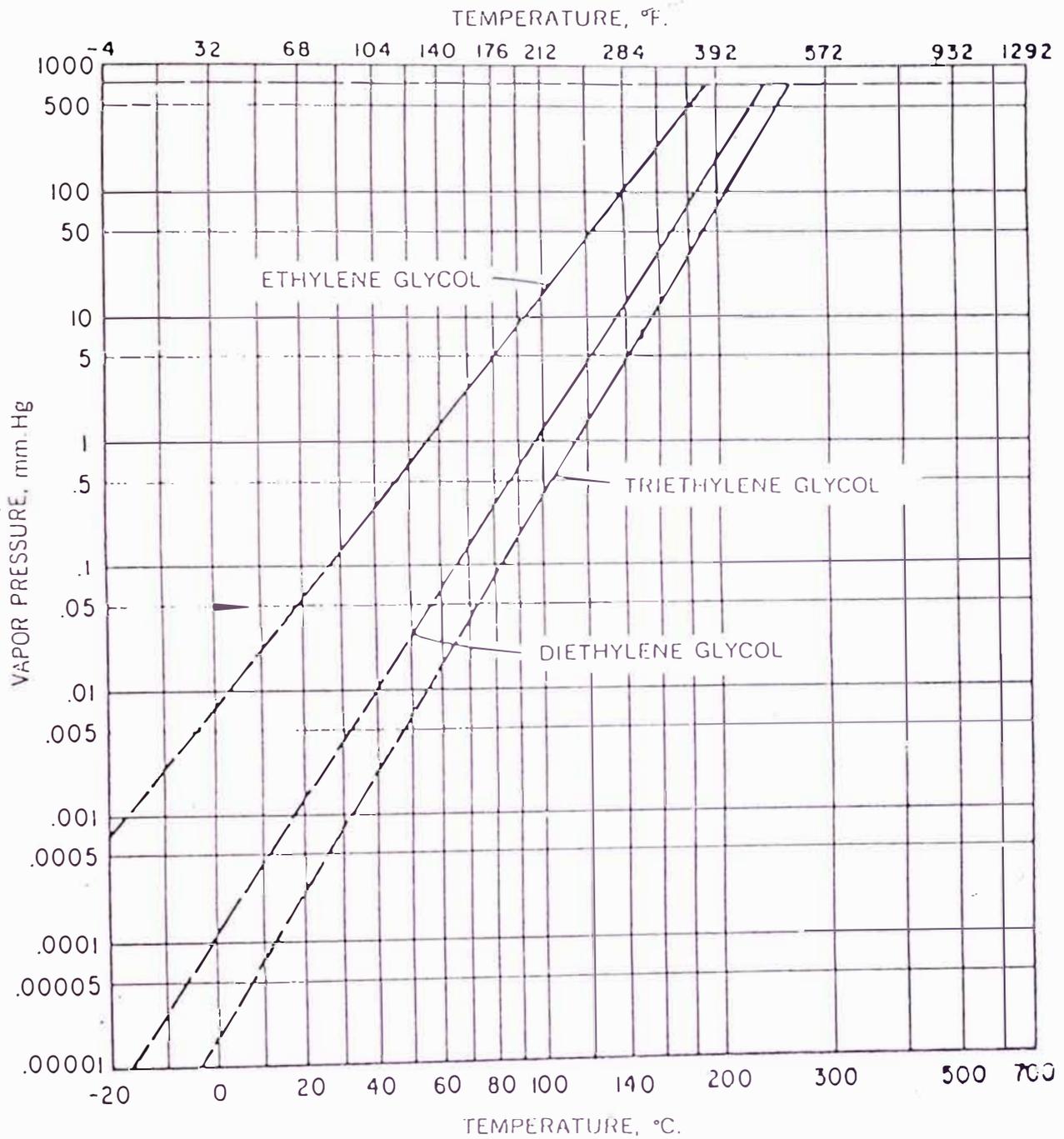
ANEXO P

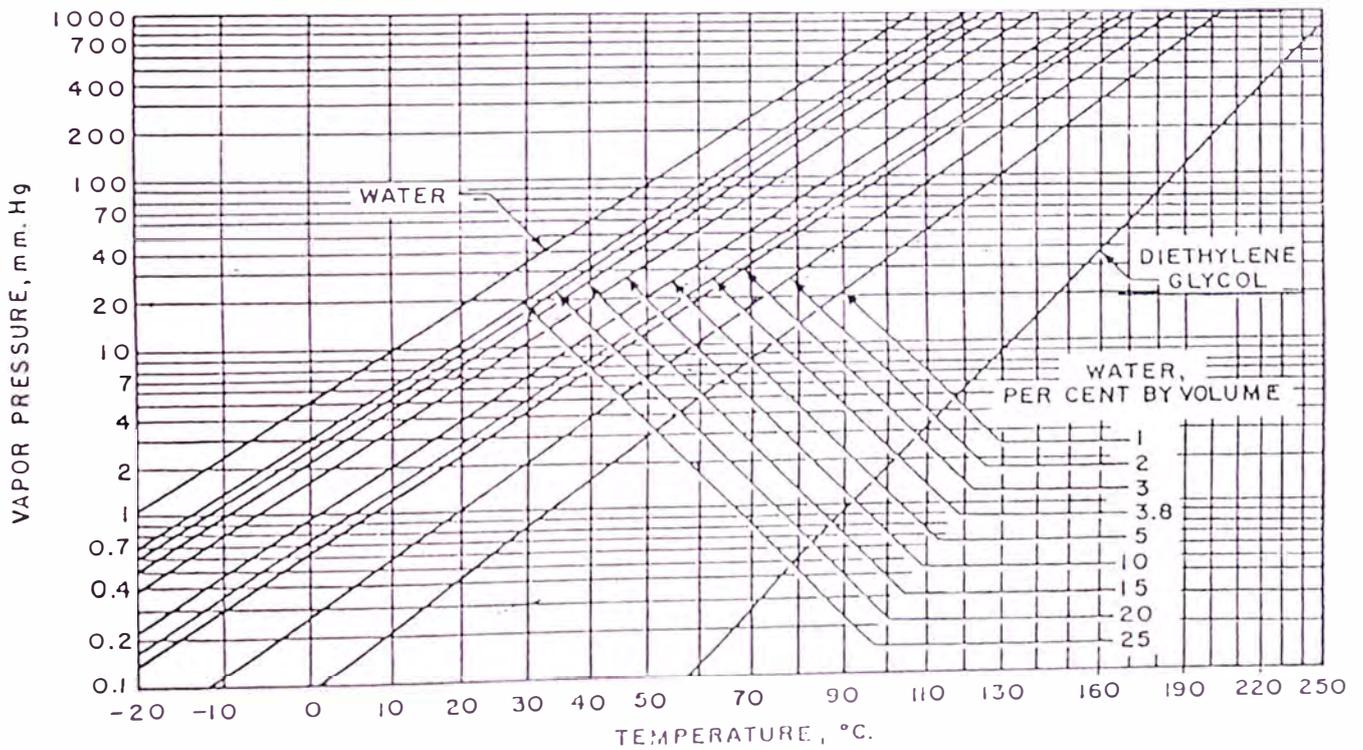
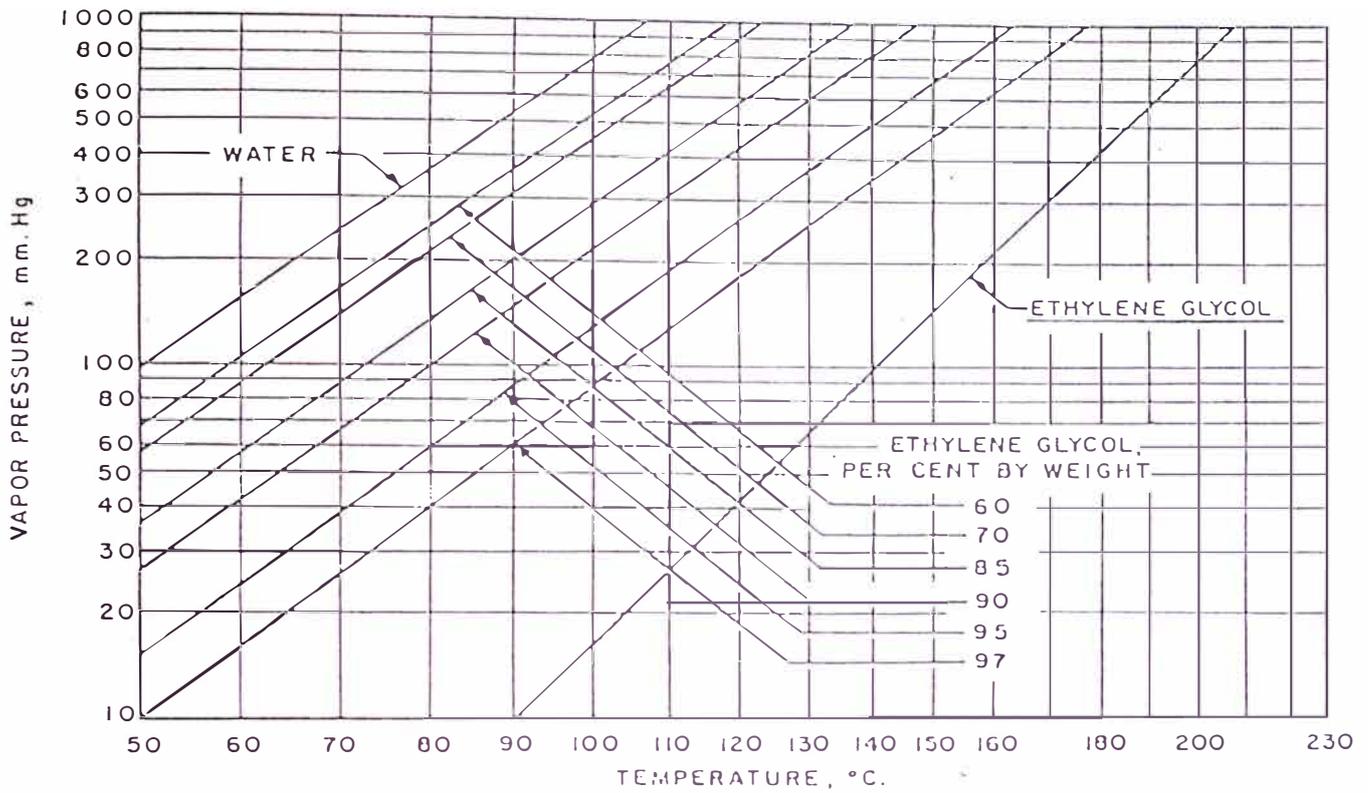
PROPIEDADES DE LOS GLICOLES, DIETILENGLICOL

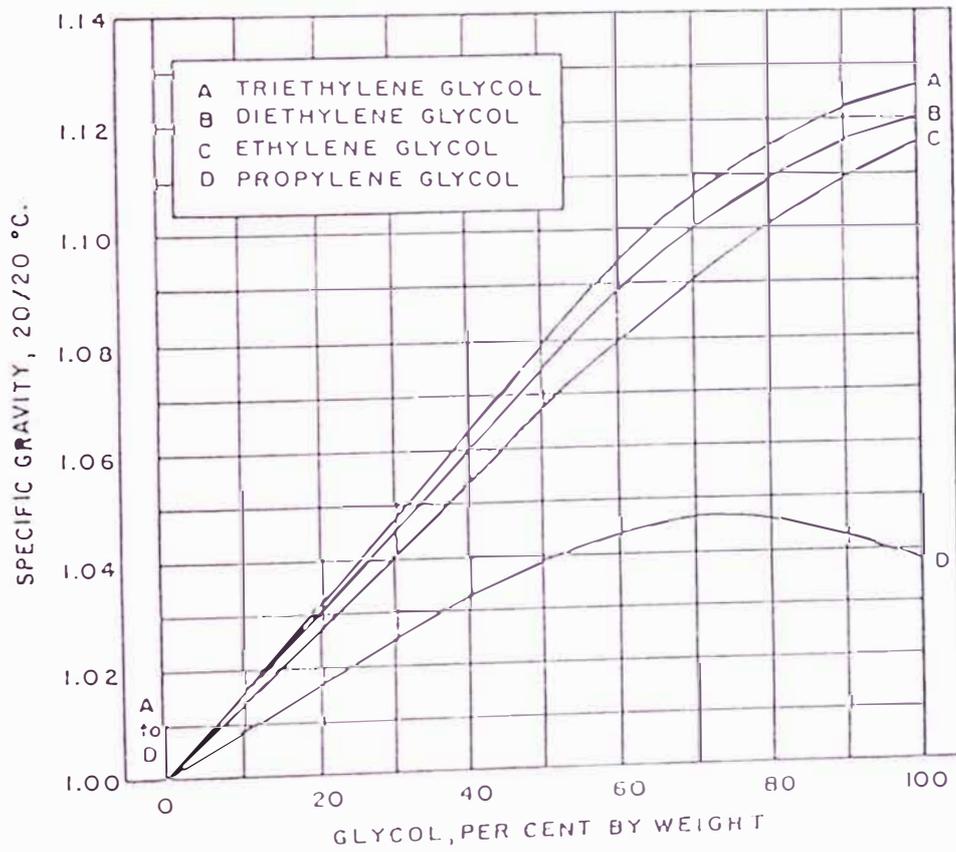
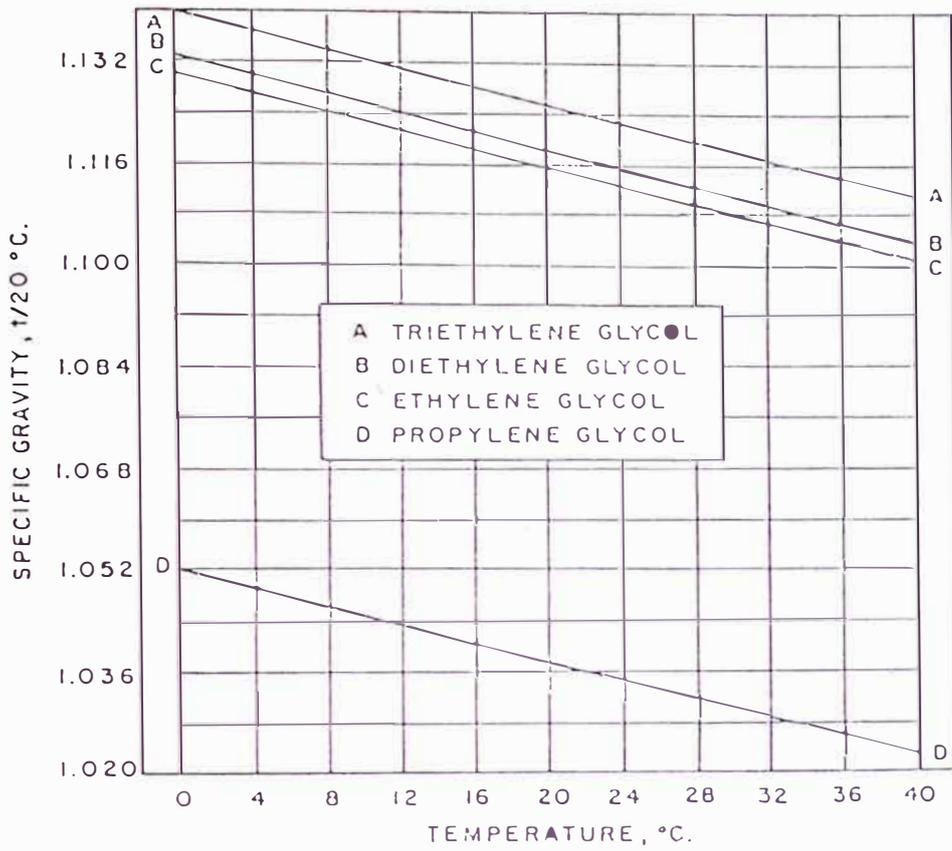


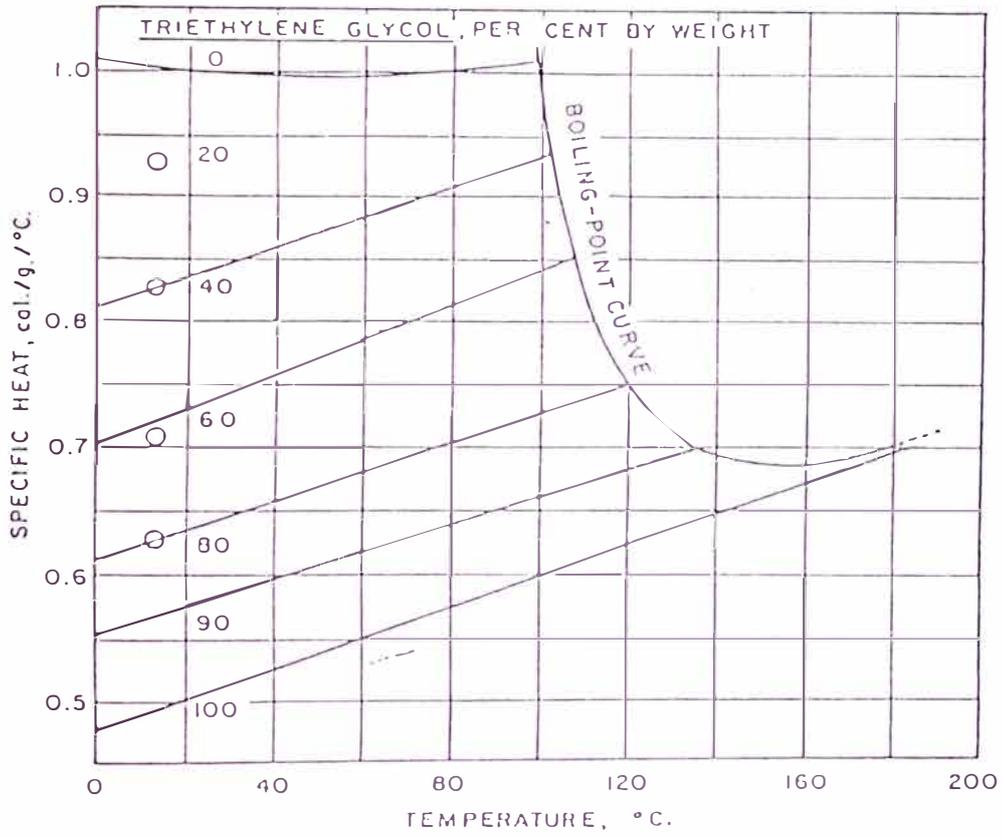
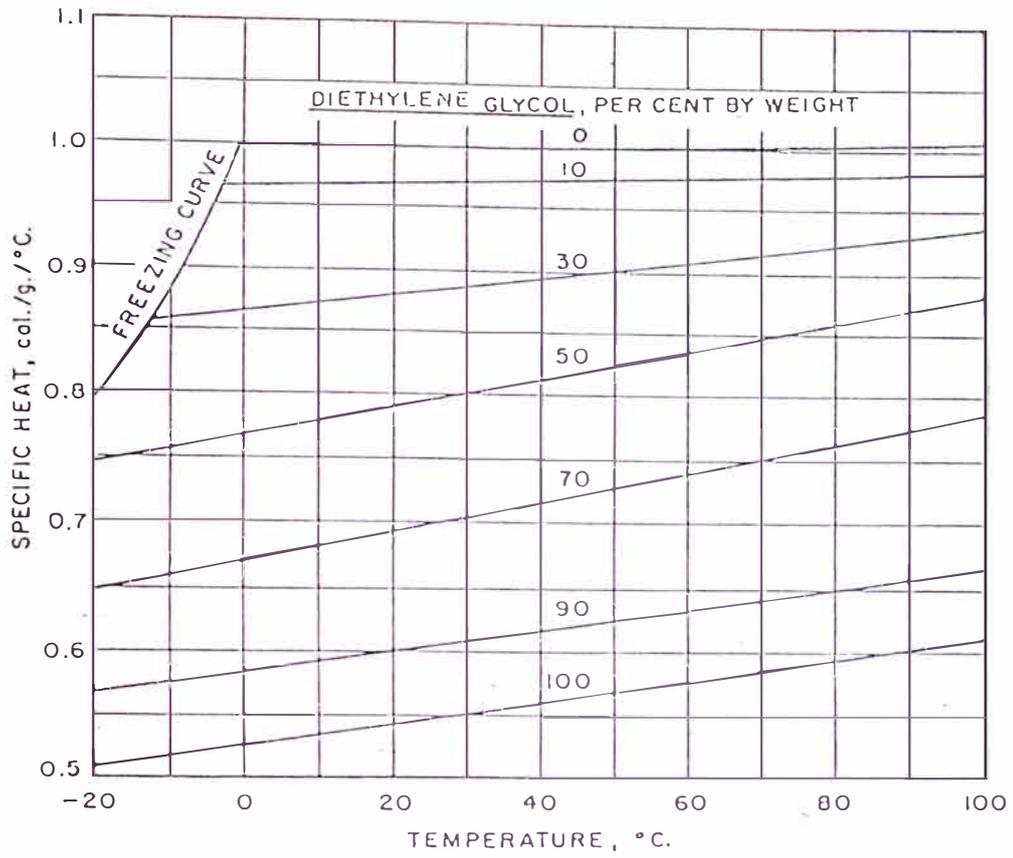


EXTENDED VAPOR PRESSURE CURVES
FOR GLYCOLS



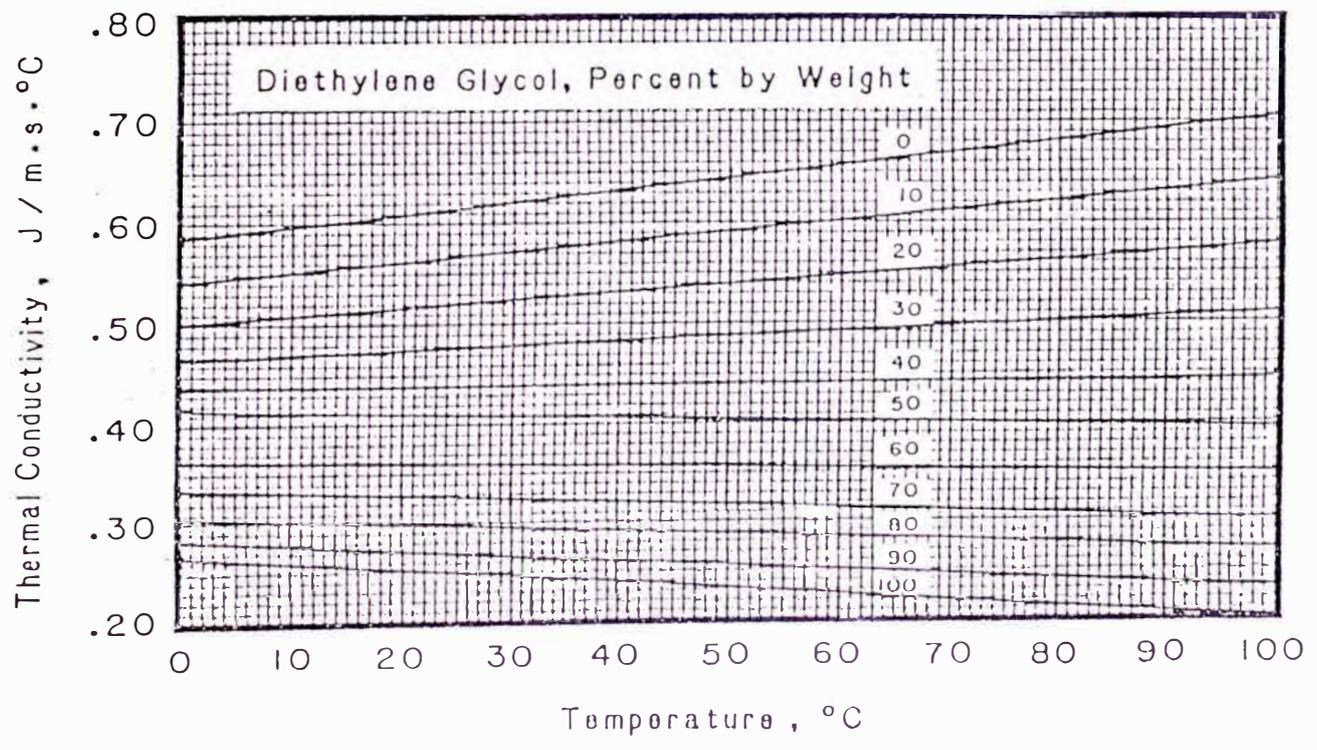
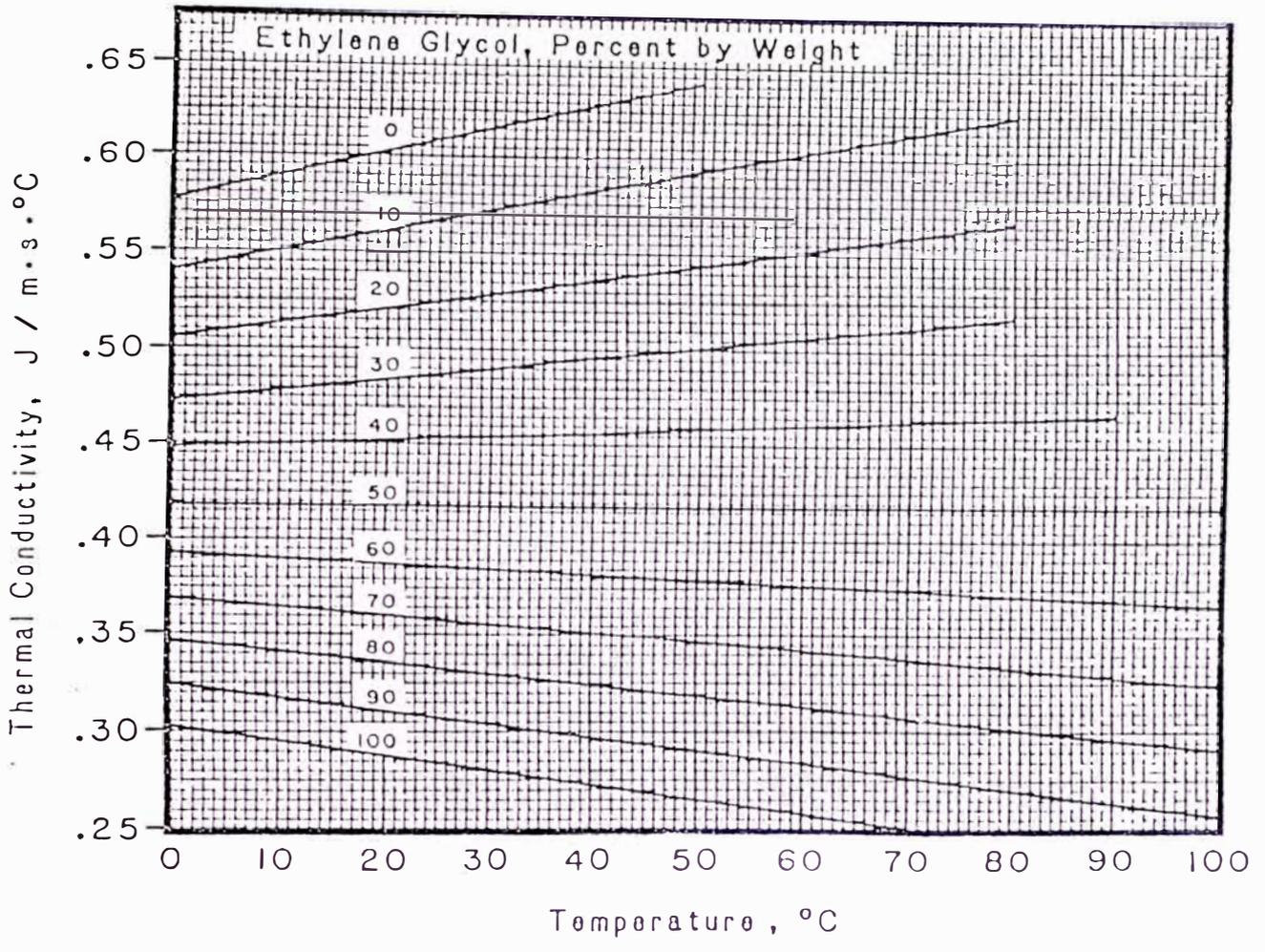


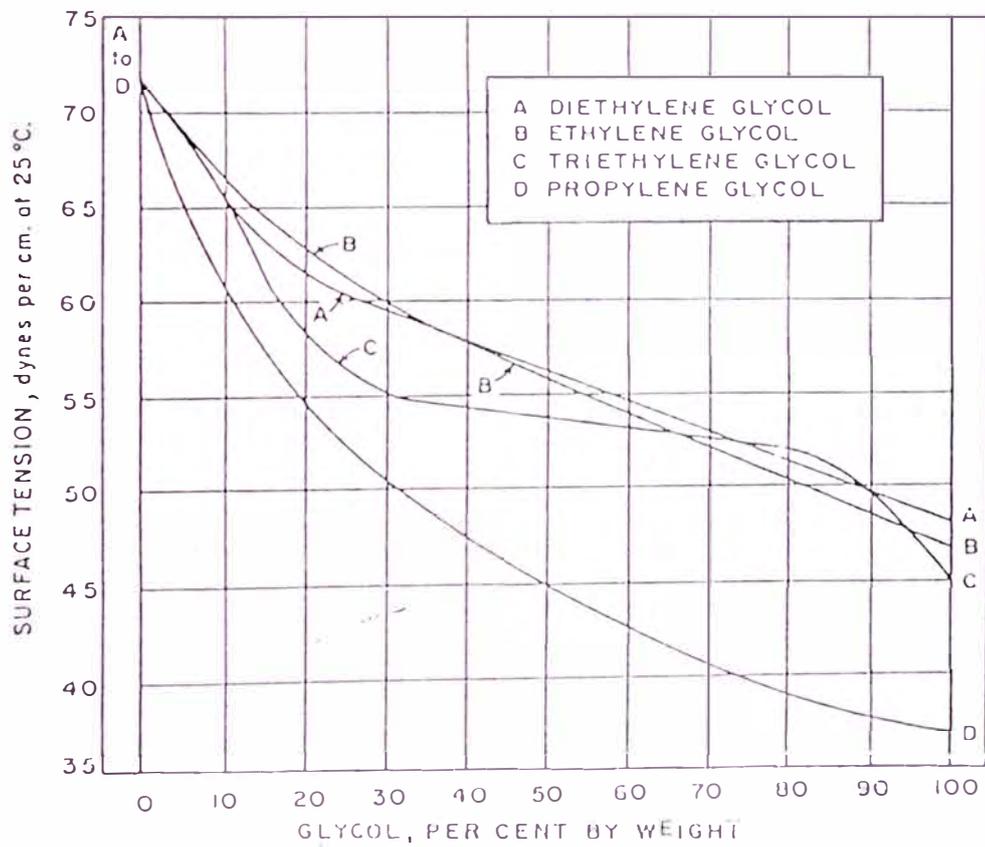
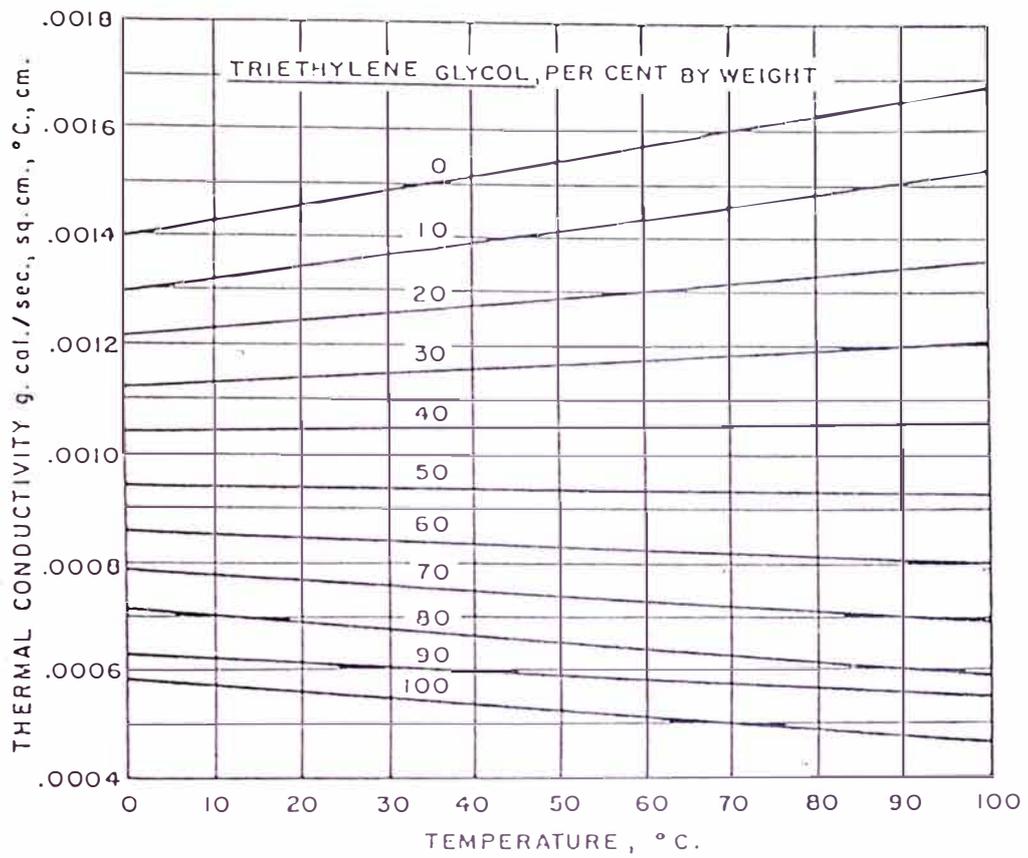




Specific Heat of Water Solutions of DEG and TEG.

Note: $\text{cal/g./}^{\circ}\text{C}$ is equal to $\text{Btu/lb/}^{\circ}\text{F}$





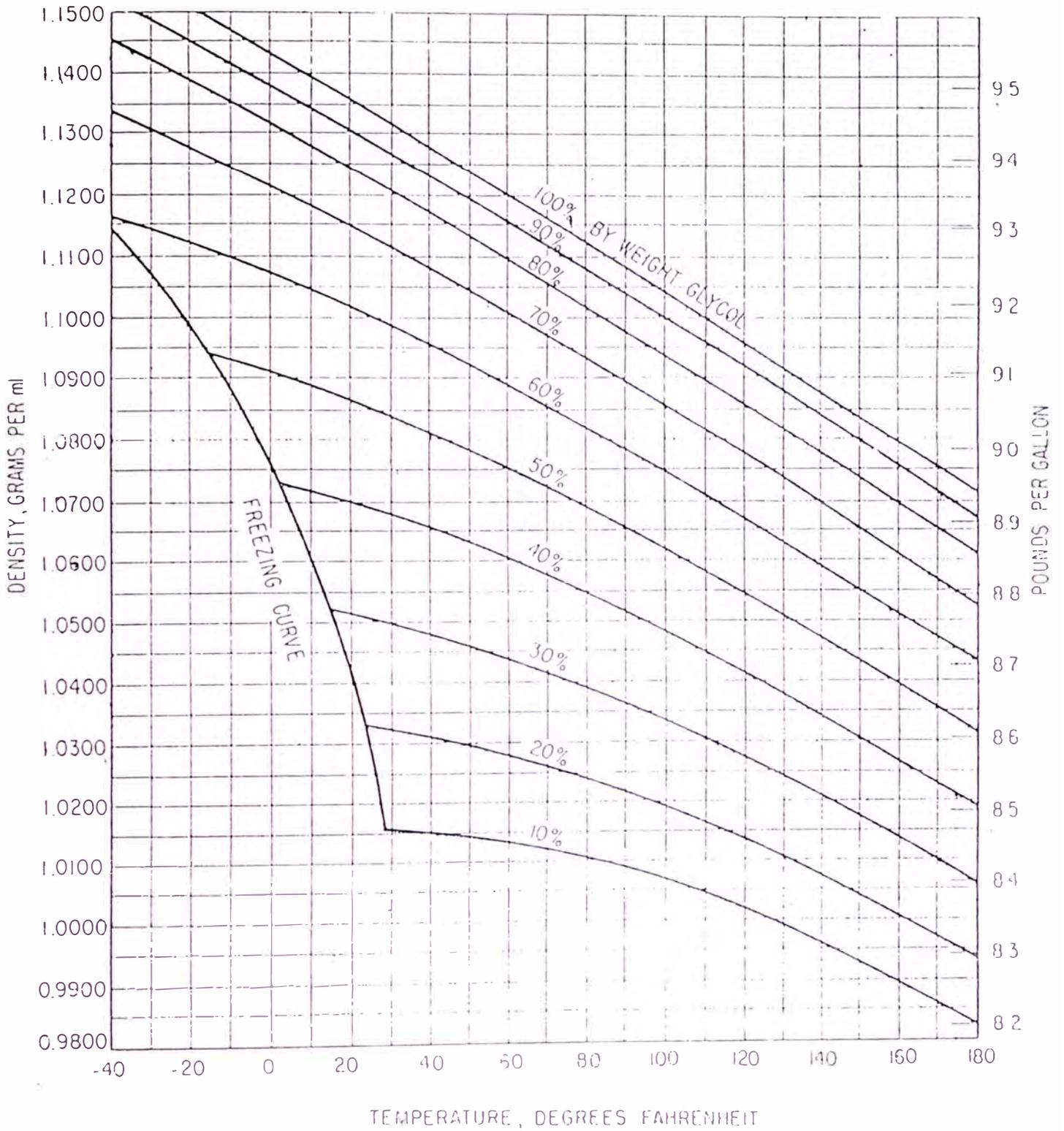


FIGURE 11
 DENSITIES OF AQUEOUS DIETHYLENE GLYCOL SOLUTIONS
 Percent by Weight

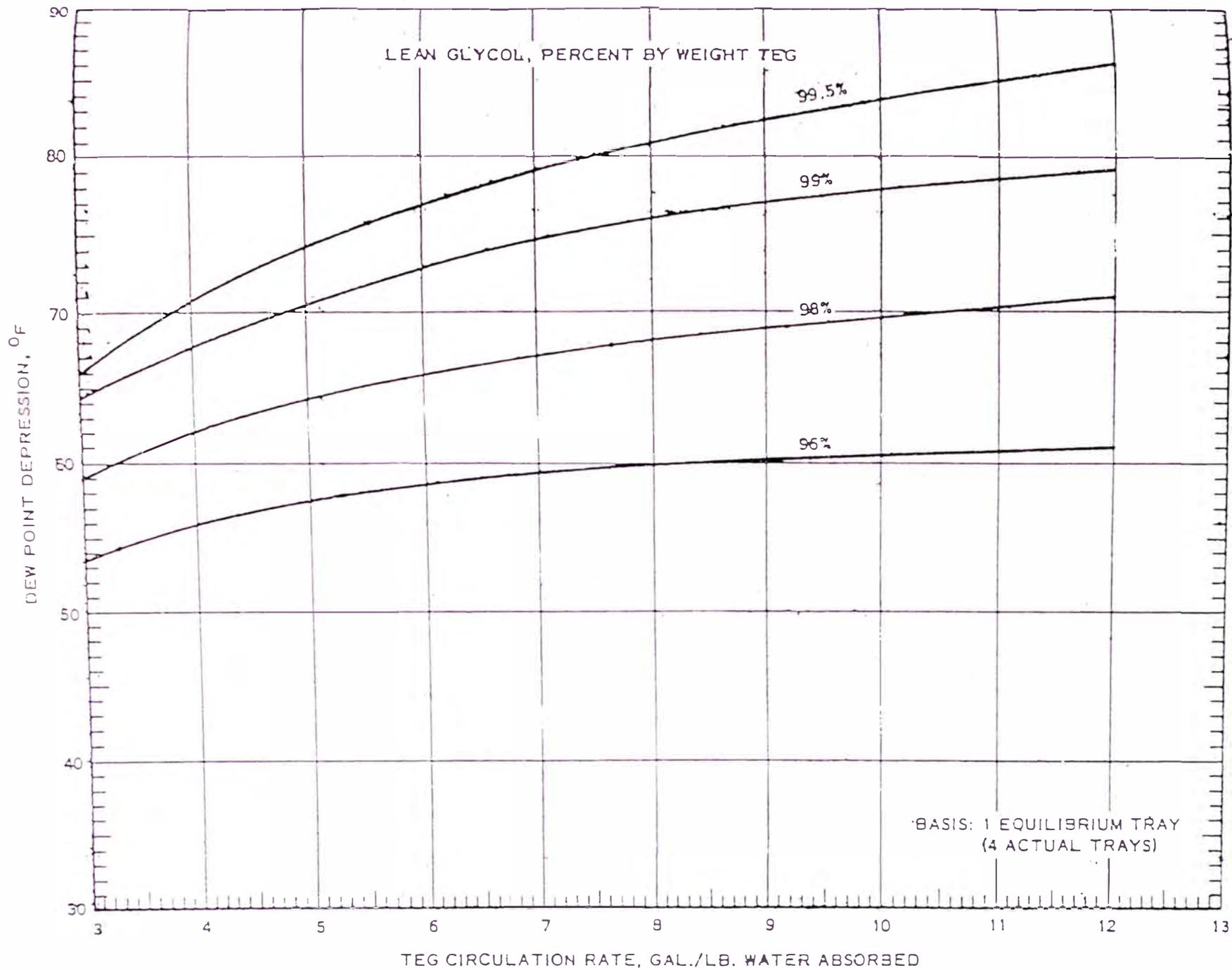


FIGURE 10
EFFECT OF GLYCOL CIRCULATION RATE

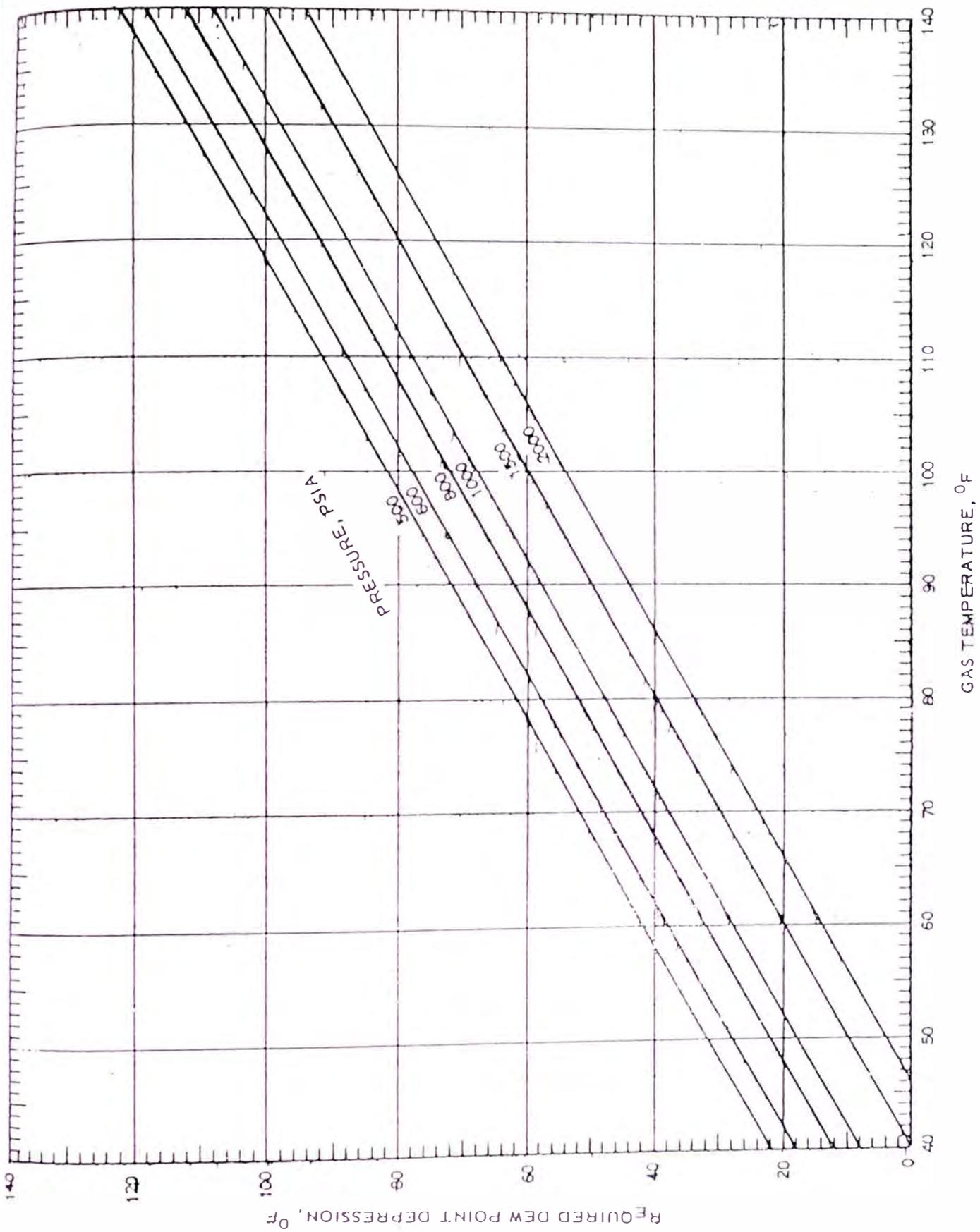


FIGURE 9
 ALLOWABLE INLET GAS TEMPERATURE TO PRODUCE
 DRY GAS WITH 1.7% HUMIDIFIED CONTENT

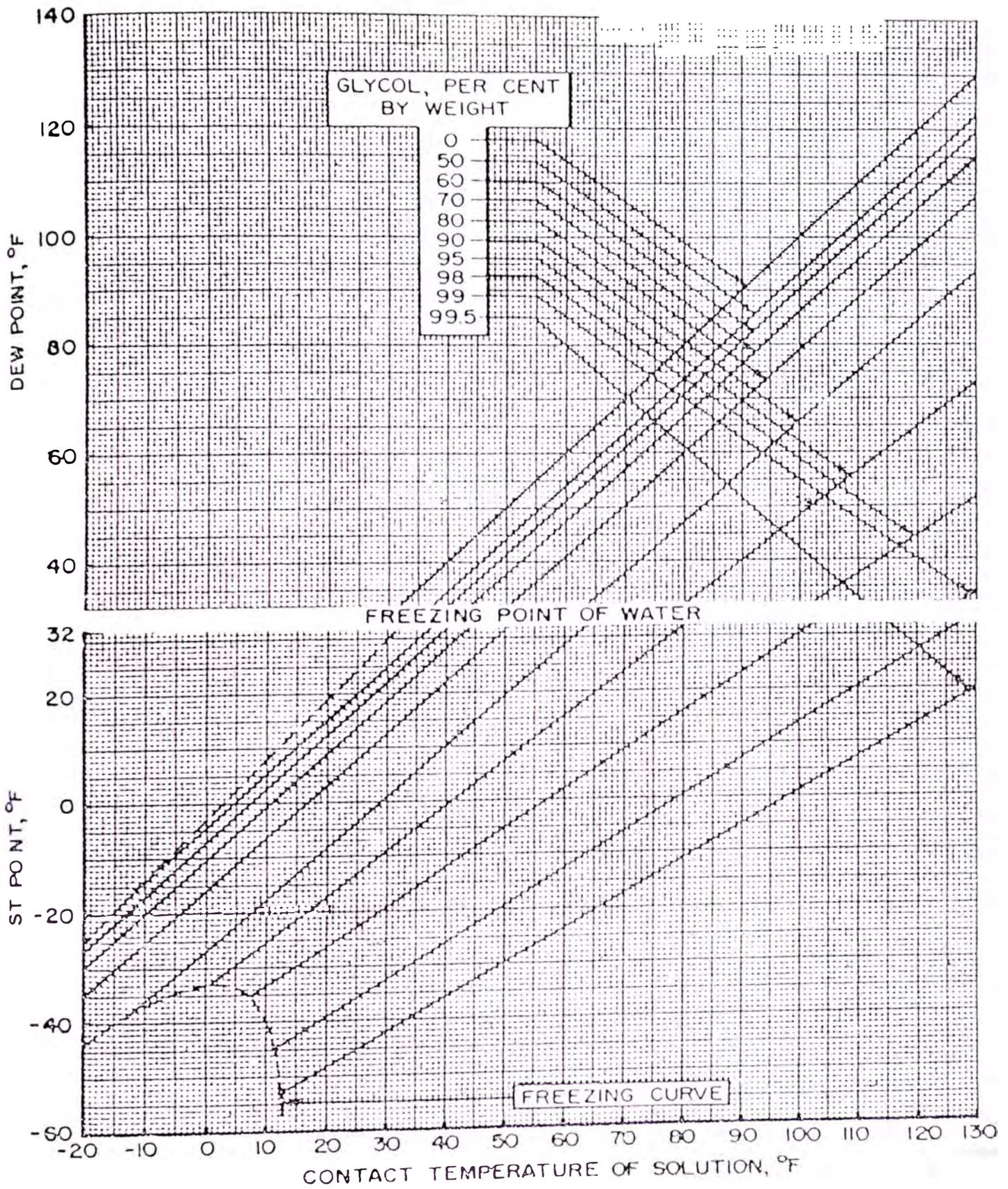


FIGURE 5
 DIETHYLENE GLYCOL
 DEW POINTS OF AQUEOUS SOLUTIONS
 AT VARIOUS CONTACT TEMPERATURES, °F

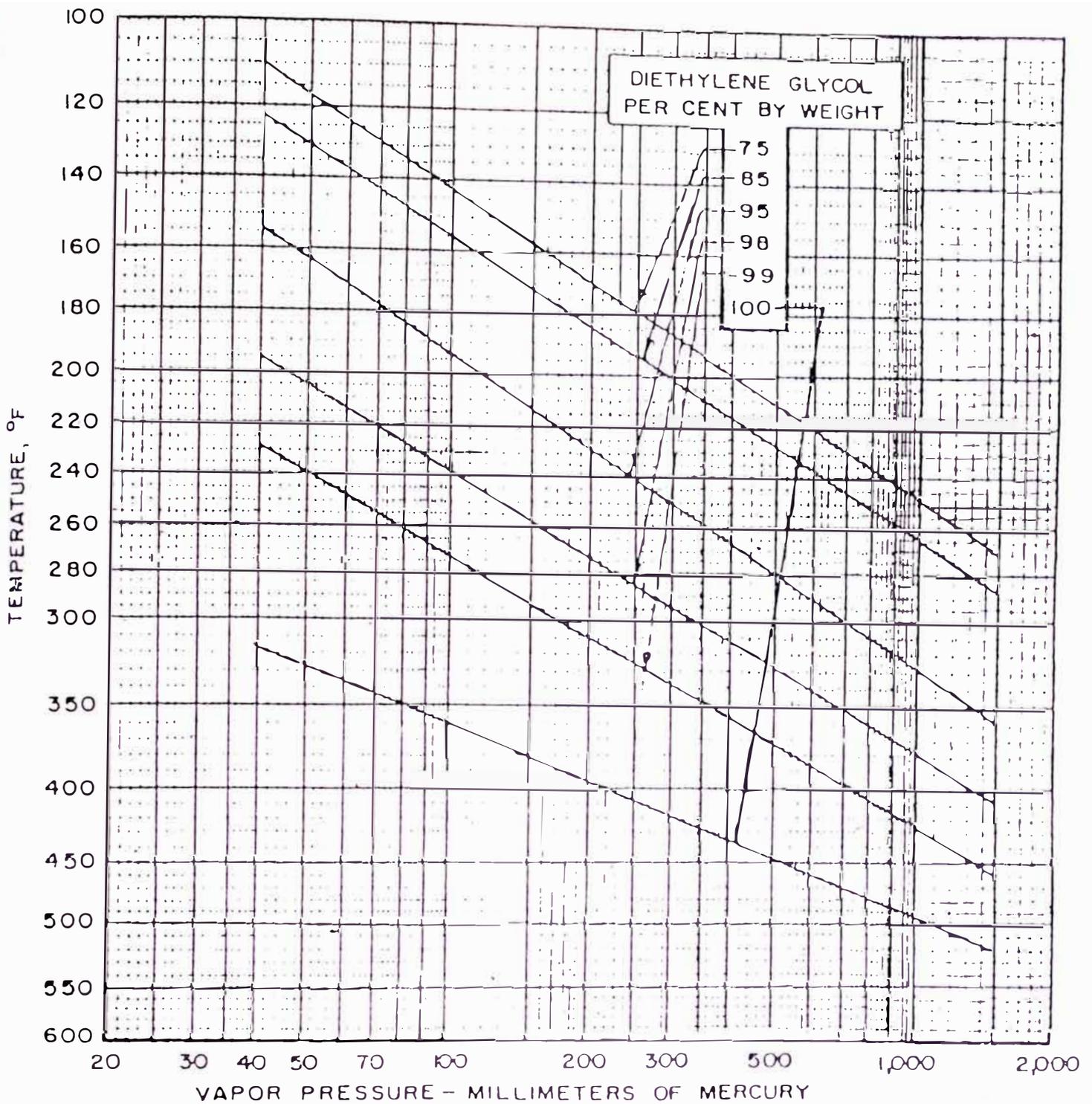
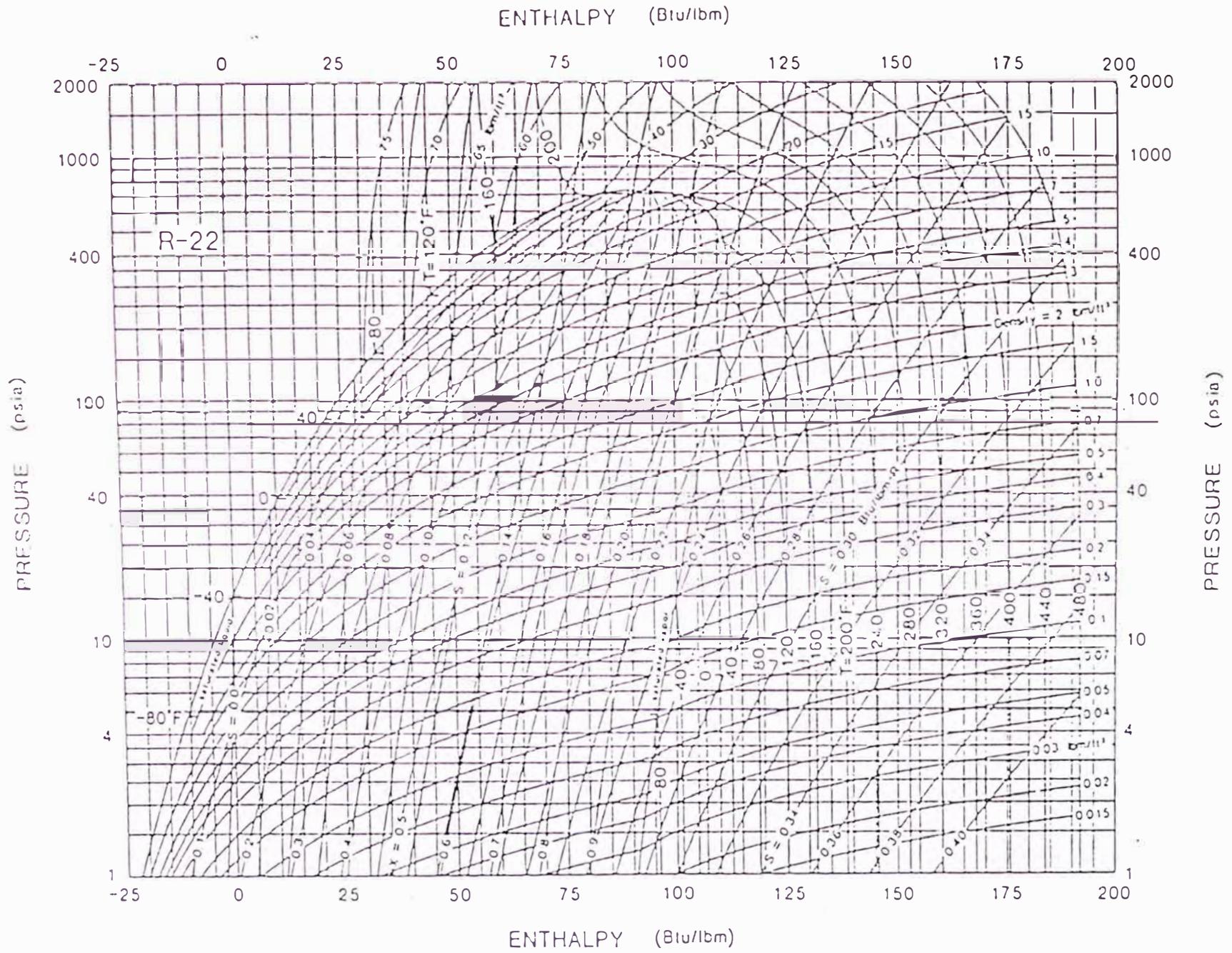


FIGURE 4

DIETHYLENE GLYCOL-WATER
Boiling Point vs Total Pressure
At Various Concentrations



Pressure-Enthalpy Diagram for Refrigerant 22

Reprinted by permission of the American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers, Atlanta, Georgia, from the 1989 ASHRAE Handbook - Fundamentals.

Comparative Data of Refrigerants

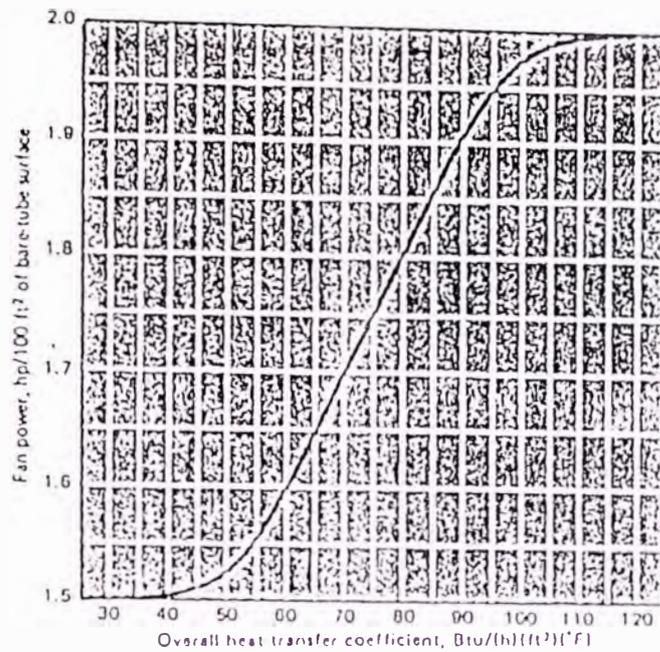
	Refrigerant Number (ARI Designation)					
	F-11	F-12	F-22	F-113	F-114	F-500
Chemical Name	Trichloromono-fluoromethane	Dichlorodi-fluoromethane	Monochlorodi-fluoromethane	Trichlorotri-fluoroethane	Dichlorotetra-fluoroethane	Azeotrope of Dichlorodi-fluoromethane and Difluoroethane
Chemical Formula	CCl ₃ F	CCl ₂ F ₂	CHClF ₂	CCl ₂ F-CClF ₂	C ₂ Cl ₂ F ₄	73.8% CCl ₂ F ₂ 26.2% CH ₃ CHF ₂
Molecular wt	137,8	120,93	104,06	187,39	170,93	99,29
Gas Constant R (ft-lb/lb-R)	11,25	12,78	14,31	8,25	9,04	15,57
Boiling point at 1 atm (F)	74,7	-21,62	-117,94	117,6	38,4	-28
Freezing point at 1 atm (F)	-168	-252	-256	-31	-137	-254
Critical temperature (F)	388,0	233,6	204,8	417,4	294,3	221,1
Critical pressure (psia)	635,0	597,0	716,0	495,0	474,0	631,0
Specific heat of liquid	86°F	0,220	0,235	0,335	0,218	0,238
Specific heat of vapor, Cp 60°F at 1 atm	•	0,146	0,149	•	0,156	0,171
Specific heat of vapor, Cv 60°F at 1 atm	•	0,130	0,127	•	0,145	0,151
Ratio Cp/Cv =K(86°F at 1 atm)	1,11	1,14	1,18	1,12	1,09	1,13
Ratio of Specific Heats						
Liquid, 105 °F	2,04	1,55	2,14	1,47	1,59	1,77
Vapor, Cp, 40 °F sat. press.						
Liquid heat(ft), 1 psi at 105 °F	1,61	1,84	2,04	1,51	1,65	2,10
Saturation pressure (psia)						
a -50 °F	0,52	7,12	11,74	•	1,35	•
a 0 °F	2,55	23,85	38,79	0,84	5,96	27,96
a 40 °F	7,03	51,67	83,72	2,66	15,22	60,94
a 105°F	25,7	141,25	227,65	11,58	50,29	167,85
Net refrigerating effect (Btu/lb) 40-150 °F (no subcooling)	67,56	49,13	66,44	54,54	43,46	59,82
Cycle efficiency (% Carnot cycle) 40-150 °F	90,5	83,2	81,8	87,5	84,9	82,0
Solubility of water in refrigerant	Negligible	Negligible	Negligible	Negligible	Negligible	Negligible
Miscibility with oil	Miscible	Miscible	Limited	Miscible	Miscible	Miscible
Toxic concentration (% by vol.)	Above 10%	Above 20%	•	•	Above 20%	Above 20%
Odor	Ethereal, odorless when mixed with air	Same	Same	Same	Same	Same
Warning properties	None	None	None	None	None	None
Explosive range (% by vol.)	None	None	None	None	None	None
Safety group, U.L.	5	6	5A	4,5	6	5A
Safety group, ASA B9.1	1	1	1	1	1	1
Toxic decomposition products	Yes	Yes	Yes	Yes	Yes	Yes
Viscosity (centipoises)						
Saturated liquid 95°F	0,3893	0,2463	0,2253	0,5845	0,3420	0,2150
105°F	0,3723	0,2395	0,2207	0,5472	0,3272	0,2100
Vapor at 1 atm 30°F	0,0101	0,0118	0,0120	0,0097	0,0108	•
40°F	0,0103	0,0119	0,0122	0,0098	0,0109	•
50°F	0,0105	0,0121	0,0124	0,0100	0,0111	•
Thermal conductivity, k ⁽¹⁾						
Saturated liquid a 95°F	0,0598	0,4810	0,5730	0,5120	0,0435	•
105°F	0,0581	0,4690	0,5530	0,0500	0,0421	•
Vapor at 1 atm 30°F	0,0045	0,0047	0,0060	0,0037	0,0056	•
40°F	0,0046	0,0049	0,0061	0,0039	0,0057	•
50°F	0,0046	0,0051	0,0063	0,0040	0,0059	•
Liquid circulated, 40-105°F (lb/min/ton)	2,96	4,07	3,02	3,66	4,62	3,35
Theoretical displacement, 40-105°F (cu ft/min/ton)	16,1	3,14	1,98	39,5	9,16	2,69
Theoretical horsepower per ton, 40-105°F	0,676	0,736	0,750	0,700	0,722	0,747
coefficient of performance 40-105°F (4.71/hp per ton)	6,95	6,39	6,29	6,74	6,52	6,31
Cost compared with R-11	1,00	1,57	2,77	2,15	2,97	2,00

(1) K in Btu-ft / hr-ft² - °F

* Data not available or not applicable

ANEXO Q

TABLAS AUXILIARES DE DISEÑO



AERIAL COOLERS

TABLE 13.3
Typical Overall Heat Transfer Coefficients

Liquid Coolers				Condensers	
Material	Heat-transfer coefficient, Btu/h-ft ² -°F	Material	Heat-transfer coefficient, Btu/h-ft ² -°F	Material	Heat-transfer coefficient, Btu/h-ft ² -°F
Oils, 20° API:		Heavy oils, 8-14° API		Steam	140-150
200°F avg. temp.	10-16	300°F avg. temp.	6-10	Steam -	
300°F avg. temp.	13-22	400°F avg. temp.	10-16	10% noncondensibles	100-110
400°F avg. temp.	30-40			20% noncondensibles	95-100
Oils, 30° API:		Diesel oil	45-55	40% noncondensibles	70-75
150°F avg. temp.	12-23	Kerosene	55-60	Pure light hydrocarbons	80-85
200°F avg. temp.	25-35	Heavy naphtha	60-65	Mixed light hydrocarbons	65-75
300°F avg. temp.	45-55	Light naphtha	65-70	Gasoline	60-75
400°F avg. temp.	50-60	Gasoline	70-75	Gasoline-steam mixtures	70-75
Oils, 40° API:		Light hydrocarbons	75-80	Medium hydrocarbons	45-50
150°F avg. temp.	25-35	Alcohols & most organic solvents	70-75	Medium hydrocarbons	
200°F avg. temp.	50-60	Ammonia	100-120	w/ steam	55-60
300°F avg. temp.	55-65	Brine, 75% water	90-110	Pure organic solvents	75-80
400°F avg. temp.	60-70	Water	120-140	Ammonia	100-110
		50% ethylene glycol & water	100-120		

Vapor Coolers					
Material	Heat-transfer coefficient, Btu/h-ft ² -°F				
	10 psig	50 psig	100 psig	300 psig	500 psig
Light hydrocarbons	15-20	30-35	45-50	65-70	70-75
Medium hydrocarbons & organic solvents	15-20	35-40	45-50	65-70	70-75
Light inorganic vapors	10-15	15-20	30-35	45-50	50-55
Air	8-10	15-20	25-30	40-45	45-50
Ammonia	10-15	15-20	30-35	45-50	50-55
Steam	10-15	15-20	25-30	45-50	55-60
Hydrogen - 100%	20-30	45-50	65-70	85-95	95-100
- 75% vol.	17-28	40-45	60-65	80-85	85-90
- 50% vol.	15-25	35-40	55-60	75-80	85-90
- 25% vol.	12-23	30-35	45-50	65-70	80-85

AERIAL COOLERS

TABLE 13.4
Approximate Bare Tube Area Versus Unit Size (13.38)

1-in. O.D. bare tube on 2 ^{1/2} -in. Apitch							
Approximate unit width, ft.	Tube length, ft.	Fans per unit	No. of tube rows in depth				
			3	4	5	6	
4	4	1	49	64	81	97	
	6	1	73	97	122	146	
	8	2	98	129	163	194	
	10	2	123	162	204	243	
6	6	1	121	160	201	240	
	8	1	161	213	268	320	
	12	2	242	320	402	481	
	14	2	282	374	469	561	
8	8	1	224	297	373	446	
	10	1	280	372	466	558	
	12	1	336	446	559	669	
	14	1	392	520	652	781	
	16	2	448	595	746	892	
	20	2	560	744	932	1116	
	24	2	672	892	1119	1339	
	10	10	1	351	466	581	699
12		1	421	559	701	839	
14		1	491	652	817	979	
16		1	561	746	934	1119	
20		2	702	932	1168	1399	
24		2	842	1119	1402	1678	
30		2	1050	1399	1752	2098	
32		2	1120	1492	1869	2238	
12	12	1	515	685	858	1028	
	14	1	601	799	1001	1199	
	16	1	687	913	1144	1370	
	20	1	859	1142	1430	1713	
	24	2	1031	1370	1716	2056	
	30	2	1289	1713	2145	2570	
	32	2	1374	1827	2288	2741	
	36	2	1546	2056	2574	3084	
	40	2	1718	2284	2861	3426	
	14	14	1	700	931	1166	1397
		16	1	800	1064	1333	1597
		20	1	1000	1330	1666	1996
24		2	1201	1597	1999	2395	
30		2	1501	1996	2499	2994	
32		2	1601	2129	2666	3194	
36		2	1801	2395	2999	3593	
40		2	2001	2661	3332	3992	
16	16	1	897	1190	1492	1785	
	20	1	1121	1488	1865	2232	
	24	1	1345	1785	2238	2678	
	30	2	1682	2232	2798	3448	
	32	2	1794	2380	2984	3571	
	36	2	2018	2678	3357	4018	
	40	2	2242	2976	3730	4464	
	18	20	1	1247	1655	2075	2483
24		1	1496	1987	2490	2980	
30		2	1870	2483	3112	3725	
32		2	1985	2619	3320	3974	
36		2	2244	2980	3735	4470	
40		2	2494	3311	4150	4967	
20	20	1	1401	1865	2337	2798	
	24	1	1685	2238	2804	3357	
	30	2	2106	2798	3505	4197	
	32	2	2246	2984	3739	4477	
	36	2	2527	3357	4206	5036	
	40	2	2808	3740	4674	5596	

Notes:

1. Assume 4 rows of tubes in depth except for the following condition:
 - a. If the temperature range on the process side is 10°F or less, assume 3 rows.
 - b. If the temperature range of the process fluid falls between 10°F and 20°F, and special materials of construction are required, assume 3 rows.
 - c. If the temperature range of the process fluid is between 100°F and 200°F and/or the assumed overall heat-transfer rate is less than 60, assume 5 rows.
 - d. If the temperature range of the process fluid is between 200°F and 300°F and/or the overall heat-transfer rate is less than 40, assume 6 rows.
 - e. If the temperature range of the process fluid is greater than 300°F and/or overall heat-transfer rate is less than 30, assume 8 rows.

2. Relative to 14 BWG, the effect of tube-wall thickness on cost is:

Average gage	Cost factor
12 Bwg	1.025
14 Bwg	1.0
16 Bwg	0.99

3. Relative to 6 rows of tubes, the effect of the number of tube rows on cost is:

Rows	Cost factor
4	1.10
5	1.05
6	1.00
8	0.95

4. Relative to length of 24 ft, the effect of tube length on cost is:

Tube length, ft.	Cost factor
10	1.15
12	1.13
14	1.11
16	1.08
18	1.06
20	1.05
24	1.00
30	0.95
32	0.93
36	0.89
40	0.85

5. Because of shipping limitations the widest tube bundle that can be shop fabricated and shipped to a plantsite is 12 ft. Wider bundles must be field fabricated.

Table 4-4
Settling Volumes of Standard Vertical High-pressure Separators*
(230 to 2,000 psi WP**)

Size, Dia x Ht	Settling Volume, bbl [†]	
	Oil-Gas Separators	Oil-Gas-Water Separators ^{††}
16" x 5'	0.27	0.44
16" x 7½'	0.41	0.72
16" x 10'	0.51	0.94
20" x 5'	0.44	0.71
20" x 7½'	0.65	1.15
20" x 10'	0.82	1.48
24" x 5'	0.66	1.05
24" x 7½'	0.97	1.68
24" x 10'	1.21	2.15
30" x 5'	1.13	1.76
30" x 7½'	1.64	2.78
30" x 10'	2.02	3.51
36" x 7½'	2.47	4.13
36" x 10'	3.02	5.21
36" x 15'	4.13	7.15
42" x 7½'	3.53	5.80
42" x 10'	4.29	7.32
42" x 15'	5.80	10.36
48" x 7½'	4.81	7.79
48" x 10'	5.80	9.78
48" x 15'	7.79	13.76
54" x 7½'	6.33	10.12
54" x 10'	7.60	12.65
54" x 15'	10.12	17.70
60" x 7½'	8.08	12.73
60" x 10'	9.63	15.83
60" x 15'	12.73	22.03
60" x 20'	15.31	27.20

* After Sivalls, 1977.

** Standard working pressures available are 230, 500, 1000, 1200, 1440, 1500, and 2000 psi.

† Based on 1000 psi WP separators.

†† Total settling volume is usually split even between oil and water.

Table 5-11
Specifications for Glycol Reconcentrators*

Reboiler Capacity, Btu/hr	Glycol Capacity, gph**	Reboiler Size, Dia. x Len.	Heat Exchanger Surge Tank Size, Dia. x Len.	Stripping Still Size, Dia. x Ht.	Reflex Condenser Size, Dia. x Ht.
75,000	20	18" x 3', 6"	18" x 3', 6"	6 ⁵ / ₈ " x 4', 6"	6 ⁵ / ₈ " x 2', 0"
75,000	35	18" x 3', 6"	18" x 3', 6"	6 ⁵ / ₈ " x 4', 6"	6 ⁵ / ₈ " x 2', 0"
125,000	40	18" x 5'	18" x 5'	6 ⁵ / ₈ " x 4', 6"	6 ⁵ / ₈ " x 2', 0"
125,000	70	18" x 5'	18" x 5'	6 ⁵ / ₈ " x 4', 6"	6 ⁵ / ₈ " x 2', 0"
175,000	90	24" x 5'	24" x 5'	8 ⁵ / ₈ " x 4', 6"	8 ⁵ / ₈ " x 2', 0"
175,000	100	24" x 5'	24" x 5'	8 ⁵ / ₈ " x 4', 6"	8 ⁵ / ₈ " x 2', 0"
250,000	150	24" x 7'	24" x 7'	8 ⁵ / ₈ " x 5', 0"	8 ⁵ / ₈ " x 2', 0"
350,000	210	24" x 10'	24" x 10'	10 ¹ / ₄ " x 5', 0"	10 ¹ / ₄ " x 2', 6"
400,000	250	30" x 10'	30" x 10'	10 ¹ / ₄ " x 6', 0"	10 ¹ / ₄ " x 2', 6"
500,000	315	36" x 10'	36" x 10'	12 ¹ / ₄ " x 7', 0"	12 ¹ / ₄ " x 2', 6"
750,000	450	36" x 15'	36" x 10'	14" x 8', 0"	14" x 3', 0"
850,000	450	42" x 15'	36" x 10'	14" x 8', 0"	14" x 3', 0"
1,000,000	450	48" x 16'	36" x 10'	16" x 8', 0"	16" x 3', 0"

Flash Separator Size, Dia x Ht.	Heat Exchange Coil Size	Coil Area, sq ft	Glycol Pump Model	High-Pressure Glycol Filter Size	Glycol Charge, gal	Shipping Wt, lb
12" x 48"	1/2"	12.9	1715PV	1"	75	2,100
12" x 48"	1/2"	12.9	4015PV	1"	75	2,100
16" x 48"	1/2"	23.3	4015PV	1"	105	2,200
16" x 48"	1/2"	23.3	9015PV	1"	105	2,250
16" x 48"	1/2"	31.1	9015PV	1"	190	3,200
16" x 48"	1/2"	31.1	21015PV	1 1/2"	190	3,200
16" x 48"	1/2"	41.6	21015PV	1 1/2"	260	3,700
20" x 48"	1/2"	64.8	21015PV	1 1/2"	375	4,900
20" x 48"	1/2"	64.8	45015PV	2"	445	4,500
24" x 48"	1"	82.1	45015PV	2"	680	6,500
30" x 48"	1"	102.6	45015PV	2"	990	7,000
30" x 48"	1"	102.6	45015PV	2"	1175	7,500
30" x 48"	1"	102.6	45015PV	2"	1425	10,000

* After Sivalls, 1976.

** Glycol capacity is based on circulating 2.5 gal TEC/lb H₂O and is controlled by the reboiler capacity or pump capacity, whichever is smaller.

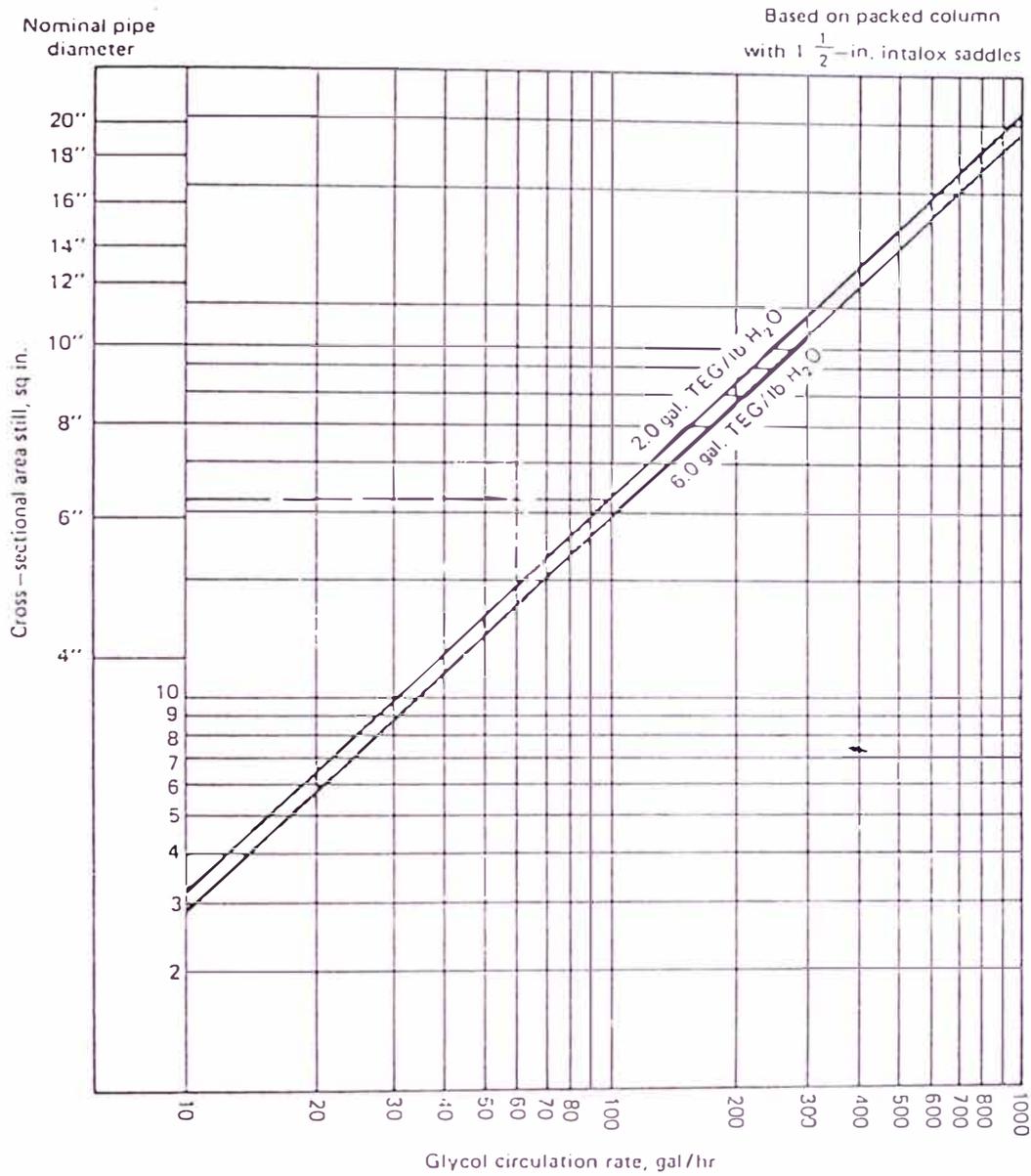


Fig. 4.39 Stripping still size for glycol dehydrators. (After Sivalls.)