



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

“PROCESOS DE TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL”

**TESIS PROFESIONAL
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERÍA PETROLERA**

**P R E S E N T A N
MORA NIETO CARLOS
GAVIRA JUÁREZ CARLOS OMAR**

**DIRECTOR: DRA. ROCÍO GUADALUPE DE LA TORRE SÁNCHEZ
CO-DIRECTOR: ING. GUADALUPE CONTRERAS ORDAZ**



CIUDAD UNIVERSITARIA, D.F.

2009



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

AGRADECIMIENTOS

A mi familia, a Gavira, a mi futura esposa:

Gracias por su inefable apoyo, les deseo una vida llena de luz y libre de demonios.

A la Ing. Guadalupe Contreras:

Gracias por su paciencia y por su apoyo en la elaboración de este trabajo.

“Más vale prender una vela que maldecir la oscuridad”. Refrán

AGRADECIMIENTOS

Gracias:

A Dios:

Por brindarme una nueva vida, y la claridad para poder vivirla; Señor, sin Tu presencia en mi vida nunca hubiera llegado hasta donde estoy.

A mi madre:

Por estar siempre a mi lado, por creer en mí, por darme un ejemplo de fortaleza inquebrantable, por enseñarme a vivir, eres un ser humano hermoso, eres mi héroe mamá.

A mis hermanos Miguel y Ximena:

Porque todos los días alumbran mi vida con su sonrisas, amor y compañía.

A mi abuelita:

Porque con tu silencio, cariño, integridad y comprensión me enseñaste mil cosas que no se explican con palabras, te extraño demasiado, mi mundo nunca será el mismo sin ti.

A Guadalupe Martínez:

Por tu confianza en mí, por tu paciencia, por tu apoyo incondicional, porque siempre estás ahí para escucharme, eres el amor de mi vida preciosa, te amo.

A mi amigo Carlos Mora:

Por tu apoyo, consejo y comprensión.

A la Ingeniera Guadalupe Contreras:

Por darnos el apoyo y la orientación necesaria que nos permitió iniciar este trabajo.

A la Dra. Rocío Guadalupe de la Torre Sánchez

Por su colaboración y ayuda para terminar este trabajo.

A la Universidad Nacional Autónoma de México:

Por permitirme el acceso a la mejor formación profesional que se imparte en México.

RESUMEN

INTRODUCCIÓN

I.	GAS NATURAL	1
I.1	Diagramas de fase	6
I.2	Propiedades del gas natural	10
I.3	Flujo de gas por tuberías	15
I.4	Flujo de gas por estranguladores	25
I.5	Formación de hidratos en tuberías y su tratamiento	29
I.6	Características del gas natural para su transporte y venta	35
I.7	Principales productos derivados y usos del gas natural	38
II.	PROCESOS DE TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL	39
II.1	Antecedentes	40
II.2	Procesos de deshidratación	41
II.3	Procesos de endulzado	45
II.4	Procesos de recuperación de azufre	66
II.5	Proceso de fraccionamiento de licuables (planta criogénica)	71
II.6	Sorción con aminas	77
II.7	Procesos de tratamiento del gas natural en México	80
II.8	Procesos de licuefacción del gas (gas natural licuado)	85
III.	PANORAMA NACIONAL E INTERNACIONAL DE LA INDUSTRIA DEL GAS NATURAL	88
III.1	Mercado internacional del gas natural	89
III.2	Mercado nacional del gas natural	98
III.3	Áreas de oportunidad	108
IV.	IMPORTANCIA AMBIENTAL DEL GAS NATURAL	110
IV.1	Antecedentes	111
IV.2	Fuentes de energía primarias	113
IV.3	Impacto ambiental del gas natural en el mundo	115
IV.4	Problemática ambiental en México	118
IV.5	Soluciones para eliminar el quemado de gas a la atmósfera	120
V.	CONCLUSIONES	122

APÉNDICES

BIBLIOGRAFÍA

ÍNDICE

TABLAS

Capítulo I

Tabla 1.1	Composición promedio del gas natural (% en mol).
Tabla 1.2	Hidrocarburos presentes en el gas natural.
Tabla 1.3	Gases inorgánicos presentes en el gas natural.
Tabla 1.4	Composición promedio de los gases seco y húmedo.
Tabla 1.5	Toxicidad del sulfuro de hidrógeno
Tabla 1.6	Ecuaciones de flujo para tuberías horizontales.
Tabla 1.7	Valores más comunes de E para flujo de gas según Ikoku
Tabla 1.8	Valores de a_1 y a_2 (ecuaciones de flujo para tuberías horizontales).
Tabla 1.9	Especificaciones de la placa de orificio.
Tabla 1.10	Rango de aplicación de los KIs y de los AAs.
Tabla 1.11	Ventajas y limitaciones de los agentes empleados en la inhibición de hidratos.
Tabla 1.12	Valores de la capacidad calorífica para gases combustibles.
Tabla. 1.13	Clasificación del tipo de gas de acuerdo con la Unión Internacional del Gas.
Tabla 1.14	Especificaciones del gas natural para transporte en tuberías.
Tabla 1.15	Normas Oficiales Mexicanas para el gas natural.

Capítulo II

Tabla 2.1	Especificaciones del monoetilenglicol para uso como deshidratante de una corriente de gas natural.
Tabla 2.2	Ventajas y desventajas más comunes en el uso de glicoles para la deshidratación del gas.
Tabla 2.3	Tipos de tamices moleculares como desecantes.
Tabla 2.4	Propiedades de algunos tamices moleculares.
Tabla 2.5	Ventajas y desventajas más comunes en el uso de Tamices moleculares para la deshidratación del gas.
Tabla 2.6	Ventajas y desventajas más de los procesos con Solventes.
Tabla 2.7	Ventajas y desventajas de los procesos con membranas de filtración selectiva
Tabla 2.8	Costos adicionales para los métodos convencionales del pre tratamiento de gas.
Tabla 2.9	Aplicación de la unidad Sprex [®] y comparación económica con aminas.
Tabla 2.10	Características importantes de las alcanolaminas.
Tabla 2.11	Reacciones primarias de las alcanolaminas con los gases ácidos.
Tabla 2.12	Comparación entre los procesos Flexsorb, aminas-solventes y procesos con solventes físicos.
Tabla 2.13	Composición de gas amargo proveniente de pozos y plataformas marinas
Tabla 2.14	Composición de los gases de salida de la planta endulzadora.
Tabla 2.15	Ventajas y desventajas de los procesos con solventes químicos.
Tabla 2.16	Comparación entre procesos de remoción de componentes ácidos.
Tabla 2.17	Corrientes de salida de la planta Desbutanizadora. Composición en% mol.
Tabla 2.18	Capacidad de tratamiento de gas amargo y recuperación de líquidos.
Tabla 2.19	Clasificación de gases amargos en México según Petróleos Mexicanos.
Tabla 2.20	Clasificación de gases dulces en México según Petróleos Mexicanos.
Tabla 2.21	Concentraciones de CO ₂ en % y su sistema de remoción.

Capítulo III

Tabla 3.1	Principales empresas petroleras por nivel de producción de gas seco en 2008.
Tabla 3.2	Importaciones de GNL, 2002-2007 (MMm ³ /día)
Tabla 3.3	Consumo mundial de energía primaria por tipo de fuente, 2003-2007 (MMtpce).
Tabla 3.4	Consumo final de energía (PetaJoules)
Tabla 3.5	Oferta de gas natural 2005-2020 (MMMm ³ /día)
Tabla 3.6	Reservas probadas de gas natural internacionales a finales de 2007.
Tabla 3.7	Producción y distribución de gas natural en PEP (MMm ³ /día)
Tabla 3.8	Consumo nacional de gas natural por sector, 2000-2006 (MMm ³ /día).
Tabla 3.9	Balance nacional de gas natural, 2001-2006 (MMm ³ /día).
Tabla 3.10	Reservas remanentes totales de gas natural al 1 de enero, 2005-2008 (MMMm ³ /día).
Tabla 3.11	Composición de las reservas de gas natural por cuenca y región descubiertas en 2007 (MMMm ³)

Capítulo IV

Tabla 4.1	Fuentes de emisión causadas por el hombre y duración de los gases de efecto invernadero.
Tabla 4.2	Normatividad de emisiones Nox según la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales

Apéndices

Tabla 1A	Países Miembros de la OECD.
Tabla 2A	Balances del Gas Natural en las Regiones y Países Miembros de la OCDE.

FIGURAS

Capítulo I

- Figura 1.1 Superficie PVT para una sustancia que se expande al congelarse
Figura 1.2 Diagrama de fase de una mezcla de dos componentes con su línea de expansión isotérmica.
Figura 1.3 Diagrama de fase de un gas seco.
Figura 1.4 Sistema de tuberías en paralelo.
Figura 1.5 Diagrama de fase de un gas retrogrado.
Figura 1.6 Ejemplo de un sistema de tuberías horizontal en serie.
Figura 1.7 Sistema de tuberías en paralelo.
Figura 1.8 Esquema de un sistema de transporte en paralelo para ejemplo.
Figura 1.9 Placa de orificio
Figura 1.10 Esquema general de un estrangulador.
Figura 1.11 Obtención de k de manera gráfica para fines prácticos.
Figura 1.12 Composición proporcional del hidrato de metano.
Figura 1.13 Los tres tipos de cavidad presentes en los hidratos con estructuras I y II.
Figura 1.14 Representación de la transmisión de los rayos gamma en tubería.
Figura 1.15 Gasto de flujo determinado por la inyección del trazador.
Figura 1.16 Principios del escaneo por tomografía.
Figura 1.17 Resultados de una tomografía: a) Tubería vacía, b) Tubería llena de hidratos, c) Tubería tapada parcialmente por hidratos.
Figura 1.18 Principales derivados del gas natural.

Capítulo II

- Figura 2.1 Deshidratación con glicol.
Figura 2.2 Proceso de deshidratación con tamices moleculares y estructuras de tipo túnel (poros) donde se acomodan los cationes, el agua y otras moléculas.
Figura 2.3 Esquema de un proceso con solventes físicos. Planta Selexol.
Figura 2.3 Esquema de un proceso con solventes físicos. Planta Selexol.
Figura 2.4 Esquema del proceso de la Criocelda.
Figura 2.5 Diagrama de bloques del proceso Sprex[®].
Figura 2.6 Diagrama del proceso simplificado Sprex[®].
Figura 2.7 Esquema para endulzamiento de gas de una planta con uso de aminas.
Figura 2.8 Estructuras correspondientes a las etanolaminas.
Figura 2.9 Distribución de reactividad y selectividad de las aminas.
Figura 2.10 Proceso Benfield.
Figura 2.11 Ventaja significativa del Flexsorb PS vs. Aminas-solventes
Figura 2.12 Diagrama de flujo del proceso Girbotol.
Figura 2.13 Proceso Girbotol
Figura 2.14 Sistema de remoción de componentes ácidos basados en la presión parcial del mismo
Figura 2.15 Esquema general del proceso recuperador de azufre de tres reactores.
Figura 2.16 Proceso Claus.
Figura 2.17 Proceso Superclaus.
Figura 2.18 Esquema general de una planta criogénica
Figura 2.19 Diagrama de flujo de la planta criogénica.
Figura 2.20 Diagrama del proceso de la Desbutanizadora.
Figura 2.21 Efecto del gasto de circulación de amina en la concentración del H₂S absorbido.
Figura 2.22 Procesado de gas natural, producción de gas seco y gas húmedo 2002-2007.
Figura 2.23 Centros procesadores de gas en México
-

ÍNDICE

- Figura 2.24 Diagrama de bloques simplificado de un complejo procesador de gas.
Figura 2.25 Esquema de procesado del gas húmedo dulce con el efecto Joule Thompson
Figura 2.26 Esquema de procesado para gas seco dulce.
Figura 2.27 Diagrama de un ciclo multinivel de cascada.
Figura 2.28 Ciclo de refrigerantes mixtos.

Capítulo III

- Figura 3.1 Producción mundial de gas seco, 2007 en MMm³.
Figura 3.2 Producción mundial de gas seco (MMm³) por región y participación de la OPEP.
Figura 3.3 Consumo mundial de energía primaria por tipo de fuente 2007.
Figura 3.4 Consumo regional de gas natural 2007, MMm³/día.
Figura 3.5 Variaciones del consumo de energéticos 2007/2006. Principales países.
Figura 3.6 Consumo mundial de gas natural, 2007 (MMm³/día)
Figura 3.7 Consumo final de energía por tipo de fuente.
Figura 3.8 Pronóstico del consumo mundial de energía.
Figura 3.9 Consumo de gas natural por sector, 2004-2030.
Figura 3.10 Precios Spot Henry Hub en Estados Unidos, 2006-2007.
Figura 3.11 Distribución regional de las reservas probadas de seco 2007 (MMMm³).
Figura 3.12 Producción de gas natural por región.
Figura 3.13 Producción de gas natural (MMm³) por tipo y porcentaje de gas enviado a la atmósfera.
Figura 3.14 Regionalización del gas natural.
Figura 3.15 Producción de gas por tipo de actividad, 2006-2016 (MMm³).
Figura 3.16 Producción de gas por tipo de subcategoría de proyecto, 2006-2016 (MMm³).
Figura 3.17 Producción de gas por tipo de calidad, 2006-2016 (MMpcd).
Figura 3.18 Demanda por grupo de las ramas del sector industrial, 2006-2016.
Figura 3.19 Demanda pronosticada de gas natural en Petróleos Mexicanos.
Figura 3.20 Precio promedio nacional al público de gas natural antes de IVA por sector.
Figura 3.21 Importaciones de gas natural licuado por país de origen, 2007
Figura 3.22 Reservas remanentes totales de gas natural por categoría al 1 de enero de 2008 (MMm³).

Capítulo IV

- Figura 4.1 El efecto de invernadero.
Figura 4.2 Proyección del calentamiento relativo por los diferentes gases de efecto invernadero
Figura 4.3 Efectos futuros del calentamiento global.
Figura 4.4 Emisiones de CO₂ a partir de la combustión de combustibles fósiles.
Figura 4.5 Esquema del procesado del petróleo y subproductos.
Figura 4.6 Emisiones mundiales de dióxido de carbono por país en millones de toneladas por año, 2006.
Figura 4.7 Pronóstico Concentración de CO₂ en la atmosfera exclusivamente de quema de combustibles fósiles.
Figura 4.8 Residuos peligrosos de la industria petrolera en México.
Figura 4.9 Esquema de generación de CO₂
Figura 4.10 Emisiones de NO_x a la atmósfera en México.
Figura 4.11 Programa de tres etapas para eliminar el quemado de hidrocarburos.
-

RESUMEN

Durante la década de los noventa México comenzó a desarrollar un mercado interno de gas natural como respuesta a la creciente importancia de las políticas de sustentabilidad generalizado a nivel mundial, así como a las mejoras en eficiencia de las plantas de ciclo combinado para la generación de electricidad. Así, se comenzó a fomentar del uso de combustibles más limpios y eficientes.

Tras la reforma a la industria de gas natural en 1995, México incursionó en procesos regulatorios que permitieron impulsar esta industria mediante inversión complementaria de particulares en el transporte, distribución y almacenamiento de este energético. A su vez, Pemex desarrolló importantes reservas de gas natural no asociado en el norte del país. Con ello, dejó de ser un combustible de uso marginal para convertirse en un insumo energético esencial de la economía moderna del país. El gas natural penetró en todos los sectores productivos y de consumo de manera directa o indirecta, convirtiéndose en el combustible predilecto que podía hacer compatible el progreso económico e industrial con la preservación del medio ambiente.

En consideración a este contexto, y tomando en cuenta que la literatura que proporciona información acerca de los procedimientos técnicos utilizados para el procesamiento del gas natural, es escasa; se desarrolló este trabajo, mismo que proporciona una herramienta útil de consulta que presenta una descripción clara y práctica de los procedimientos empleados para el transporte y tratamiento del gas natural en México y en varias partes del mundo.

INTRODUCCIÓN

Este documento se compone de cuatro capítulos que presentan una descripción de varios de los procedimientos técnicos empleados para el procesamiento y transporte del gas natural, así como un análisis del papel que desempeña el gas natural en la economía de México, y concluye con un estudio ambiental acerca de la explotación de este energético.

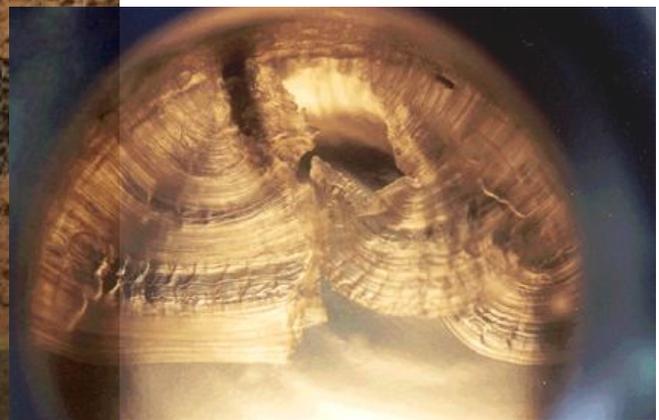
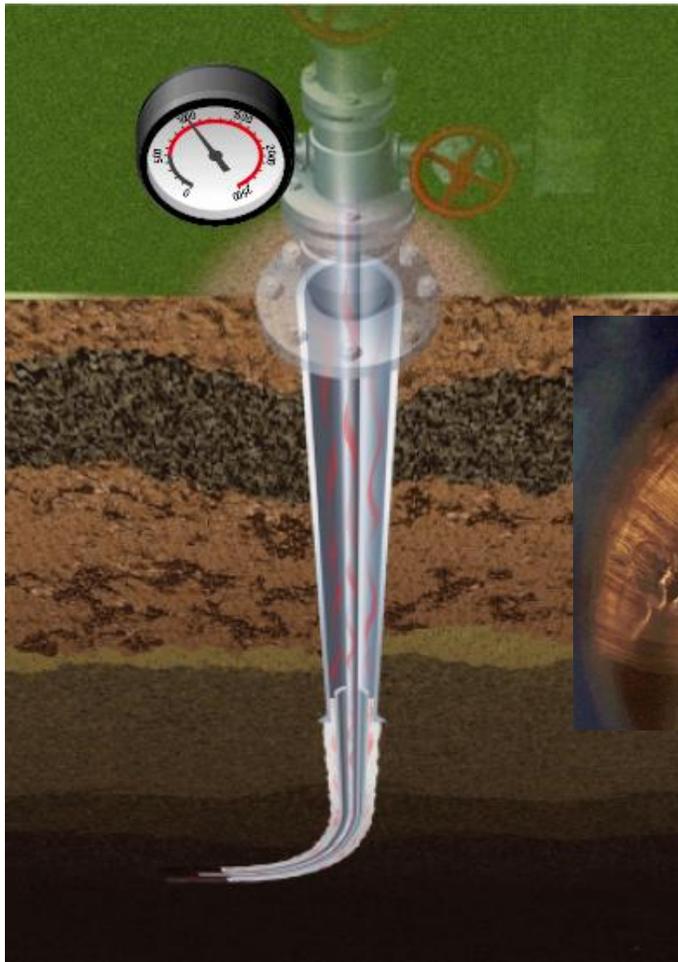
Así pues, al final de cada capítulo, se ofrece una perspectiva integrada del escenario actual, a escala mundial y nacional. Para ello, primero, se presenta una descripción de los yacimientos petroleros productores de gas; una exposición detallada de la composición del gas natural y su transporte por los sistemas superficiales de producción hasta el punto de tratamiento o complejo de procesador de gas. En segundo lugar, ya en el complejo de tratamiento, se reseñan a los procesos a los que se somete al gas natural, con la finalidad de fraccionarlo y obtenerlo en composiciones específicas que puedan ser comerciales y aprovechables para la industria energética. En tercer lugar, se hace una exposición de los aspectos estadísticos relacionados con la oferta y la demanda nacional e internacional del gas natural, lo cual permite visualizar que el este recurso tomará mayor fuerza específicamente en la generación de energía dentro de pocos años.

Del mismo modo, en el último capítulo de este trabajo, se plantea la problemática ambiental resultado de las preocupaciones de los países en cuanto al desarrollo sustentable como una de las causas que están detrás de la expansión del gas natural a escala mundial y nacional.

Con este desarrollo, se ilustran los hechos que crean la necesidad de implementar políticas energéticas con programas tendientes a lograr un uso racional y eficiente de la energía y a la utilización más balanceada de todas las fuentes de energía primaria, en especial de aquellas que son altamente vulnerables a cambios en los precios de venta.

Estas ideas pretenden alcanzar la propuesta de una estrategia en la que los objetivos del crecimiento y desarrollo económico y la conservación ambiental dejen de ser incompatibles del todo. Igualmente, esta problemática conceptual y operativa revela la complejidad al momento de delimitar las dimensiones afectadas por el crecimiento económico.

CAPÍTULO I. GAS NATURAL



El gas natural, es una mezcla de hidrocarburos y de no hidrocarburos que se encuentran en proporciones variables, en fase gaseosa o en solución con el aceite crudo en los yacimientos naturales. Para diferenciar cómo se encuentra en los yacimientos petroleros se utilizan los términos:

- **Gas asociado¹:** Gas natural que se encuentra en contacto y/o disuelto en el aceite crudo del yacimiento. Este puede ser clasificado como gas de casquete (libre) o gas en solución (disuelto).
- **Gas no asociado¹:** Gas natural que se encuentra en yacimientos que no contienen aceite crudo a las condiciones de presión y temperatura originales.

En la Tabla 1.1 se presenta la composición promedio que puede presentar una muestra de gas.

Tabla 1.1. Composición promedio del gas natural (% en mol).

Componente	Gas Natural Seco	Gas Natural Húmedo	Fluido Condensado	Gas del Separador
N ₂	0.51	4.85	-	-
CO ₂	0.67	0.24	0.47	-
C1	91.94	84.74	82.13	59.04
C2	3.11	5.68	6.37	10.42
C3	1.26	3.47	4.09	15.12
i-C4	0.37	0.30	0.50	2.39
n-C4	0.34	1.01	1.85	7.33
i-C5	0.18	0.18	0.55	2.00
C6	0.16	0.09	1.03	1.18
C7+	1.35/100	0.25/100	2.03/100	0.8/100

Fuente: (Campbell, Maddox 1994)

En la Tabla 1.2 se presentan las propiedades de los componentes de los hidrocarburos presentes en el gas natural y en la Tabla 1.3 de los no hidrocarburos presentes.

Los compuestos listados en la Tabla 1.2 son miembros de los alcanos o parafinas, con la fórmula C_nH_{2n+2} . El componente más sencillo, el metano, es generalmente el más abundante y se encuentra presente en forma gaseosa; el etano (C_2H_6), el propano (C_3H_8) y el butano (C_4H_{10}) pueden presentarse en forma líquida o gaseosa, dependiendo de las condiciones de presión y temperatura; mientras que los pentanos (C_5H_{12}), hexanos (C_6H_{14}) y heptanos (C_7H_{16}), si están presentes, siempre son líquidos.

Entre los componentes inorgánicos que se pueden encontrar en mayor proporción en el gas natural, están el nitrógeno (N_2), el ácido sulfhídrico (H_2S) y el dióxido de carbono (CO_2). Los cuales reducen el poder calorífico del gas. También puede contener una baja proporción de otros compuestos como el helio (He), argón (Ar); y trazas de kriptón (Kr), radón (Rn) y Xenón (Xe). El dióxido de carbono, nitrógeno, argón y el helio pueden ser de valor comercial si se encuentran en cantidades sustanciales. El ácido sulfhídrico y el dióxido de carbono se eliminan de la mezcla gaseosa por tratamiento químico.

En la mayoría de los casos el gas natural también contiene vapor de agua proveniente del agua intersticial de los poros del yacimiento. Este contenido de agua debe eliminarse para cumplir con el requisito de

¹ Fuente: Glosario de Pemex.

manejo y transporte del gas (ver características del gas natural para su transporte y venta, apartado I.6). La eliminación puede realizarse mediante diversos procesos, tales como: refrigeración, absorción en glicol o por el uso de otros desecantes.

Generalmente, si la proporción de condensados extraíbles de hidrocarburos líquidos (etano e hidrocarburos más pesados) es muy baja (menos de 0.1 gal/1000 pie³ de gas tratado), el gas natural es llamado “*gas seco*”; los gases no asociados generalmente pertenecen a esta variedad. Si la proporción es de 0.3 gal/1000 pie³, el gas se denomina “*gas húmedo*”. En la Tabla 1.4 se muestra la composición promedio que puede contener el gas húmedo y el gas seco.

En el caso de los gases húmedos que contienen líquidos recuperables, se pueden clasificar de acuerdo al contenido de condensado como: Rico < 2.5 GPM, moderadamente rico; de 2.5 a 5 GPM, muy rico > 5 GPM (GPM galones de condensado por 1000 ft³ de gas).

La clasificación anterior se basa en el contenido de condensados, debido a su importancia como materia prima en procesos petroquímicos. En el caso de que el etano no sea requerido como un líquido comercial, el GPM puede basarse en el Propano (C₃₊) e hidrocarburos pesados.

Por otra parte si una cantidad apreciable de ácido sulfhídrico está presente, el gas se le llama “*gas amargo*”. Pero si el gas natural no contiene ácido sulfhídrico se le denomina “*gas dulce*”. Estrictamente hablando, “dulce” y “amargo” se refieren a ambos gases (CO₂ y H₂S) pero generalmente se aplica el término de amargo sólo cuando contiene ácido sulfhídrico

El ácido sulfhídrico es una sustancia sumamente tóxica, como se muestra en la Tabla 1.5. Puede ser detectado a concentraciones menores que 1 ppm. Sin embargo, una exposición prolongada a altos niveles de concentración hace que se pierda la sensibilidad al olor, por este motivo se requiere de un detector.

Antes de pasar al estudio de las propiedades del gas natural, es importante definir cuáles son las condiciones estándar (c.s.), estas nos definen las condiciones de presión y temperatura base que se considera imperan en la superficie de la mayor parte del territorio mexicano.

En México la presión base se considera de 14.65 lb/pg² y la temperatura base de 60 °F (1 atm y 15.55 °C); todos los volúmenes de gas usados de aquí en adelante existen a estas condiciones estándar a menos que se indique lo contrario.

Tabla 1.2. Hidrocarburos presentes en el gas natural.

Componente	Metano	Etano	Propano	Iso-butano	n-Butano	Iso-pentano	n-Pentano	n-Hexano	n-Heptano
Fórmula condensada	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	C ₇ H ₁₆
Punto Ebullición @ °F	-260	-127	-43.8	10.78	31.08	82.12	96.92	155.7	209.2
Punto de fusión @ F	-296	-297	-306	-255	-217	-256	-202	-140	-139
Presión, lb/pulg ²	666.4	706.5	616	527.9	550.6	490.4	488.6	436.9	396.8
Temperatura °F	-117	89.92	206.1	274.5	305.6	369.1	385.8	453.6	512.7
Densidad relativa 60 ° F/ 60 ° F	0.3	0.356	0.506	0.562	0.584	0.624	0.631	0.663	0.688
Densidad del líquido a 60 ° F, 14.69 lb/pulg ²	2.5	2.96	4.226	4.692	4.689	5.208	5.261	5.534	5.737
gal / lb _m mol	6.417	10.12	10.43	12.39	11.94	13.85	13.71	15.57	17.46
Btu / pie ³ gas ideal 14.69 lb/pulg ²	909.4	1619	2315	3000	3011	3699	3707	4404	5100
Btu / lb _m líquido	-	20277.*	19757.*	19437.*	19494.*	19303	19335	19232	19155
Btu / lb _m líquido	-	22181.*	21489.*	21079.*	21136.*	20891	20923	20783	20679
Btu/gal líquido	-	65869.*	90830.*	98917.*	102911.*	1E+05	1E+05	1E+05	1E+05
Límite de inflamabilidad, % vol. En mezcla con aire	Bajo	5	2.9	1.8	1.5	1.3	1.4	1.1	1
	alto	15	13	8.5	9	8	8.3	7.7	7

* Se refiere a que no hay datos precisos después del punto decimal.
Fuente: The Properties of Petroleum Fluids, McCain (1990).

Tabla 1.3. Gases inorgánicos presentes en el gas natural.

	Propiedades	Helio	Agua	Nitrógeno	Dióxido de Carbono	Hidrógeno	Aire	Sulfuro de Hidrógeno
	Fórmula condensada	H ₀	H ₂ O	N ₂	CO ₂	H ₂	-	H ₂ S
	Punto de ebullición °F	-425.09	212	-320.45	-109.25	-422.95	-317.8	-76.49
	Punto de fusión , °F	-	32	-346	-337	-435.26	-	-121.88
Constantes críticas	Presión, lb/pulg ²	32.99	3198.8	493.1	1071	188.1	546.9	1300
	Temperatura, °F	-450.31	705.16	-232.51	87.91	-399.9	-221.31	212.45
Densidad del líquido @ c.s.	Densidad relativa	0.125	1	0.809	0.818	0.071	0.874	0.801
Límite de inflamabilidad, % vol. en mezcla con aire	Alto	-	-	-	-	-	4	43
	Bajo	-	-	-	-	-	74.2	45.5

Fuente: The Properties of Petroleum Fluids; McCain, 1990.

Tabla 1.4. Composición promedio de los gases seco y húmedo.

Componente	% en Volumen		Componente	% en Volumen	
	gas húmedo	gas seco		gas húmedo	gas seco
Metano	84.6	96	Iso-Pentano	0.4	0.14
Etano	6.4	2	n-Pentano	0.2	0.06
Propano	5.3	0.6	Hexano	0.4	0.1
Iso-butano	1.2	0.18	Heptano	0.1	0.8
n-Butano	1.4	0.12			

Fuente: PEMEX, análisis PVT, activo Burgos y cuenca de Sabinas.

Tabla 1.5. Toxicidad del ácido sulfhídrico.

Concentración (ppm)	Toxicidad del H ₂ S en el humano	Fuente
0.9	Límite de detección (OSHA)	OSHA
1	Olor característico a “huevo podrido” claramente detectable	OSHA
10	Límite de exposición permisible (PEL) los trabajadores pueden estar expuestos en jornadas de 8 horas hasta 40 horas a la semana.	OSHA
15	Exposición límite a corto plazo (STEL) los empleados pueden tener 15 minutos de exposición.	OSHA
100-150	Pérdida del olor de 2 a 15 minutos	NSC
150-200	Pérdida del sentido del olfato de 2 a 15 min. Hemorragia y muerte de 8 a 48 horas.	NSC
500-600	Colapso, inconsciencia, de 1 a 2 minutos.	NSC
600-1500	Colapso, inconsciencia, muerte de 1 a 2 minutos.	NSC

Fuente: Manual de Seguridad y manejo de ácido sulfhídrico; NSC (Consejo Nacional de Seguridad (1982), Chicago). OSHA (Administración de Seguridad Ocupacional y Salud (1990)), “Industria General de Estándares e Interpretaciones”. Washington.

I.1 Diagramas de fase

En la industria del gas natural, se requiere conocer sus propiedades para realizar de manera adecuada su producción transporte y venta. Entre estas propiedades, están la viscosidad, densidad y composición; las cuales varían en función de las condiciones de presión, volumen y temperatura, a las cuales se encuentra el gas. Por otro lado, el poder calorífico es una propiedad que determina en gran parte el valor comercial del gas; y es afectado por la composición del mismo.

Como se mencionó en apartados anteriores, existe una gran variedad de componentes químicos orgánicos e inorgánicos que forman parte de una mezcla de gases que se encuentran dentro del yacimiento. Esta mezcla de gases (gas natural) se comporta de una manera en particular, dependiendo de los elementos que las componen así como las condiciones de presión y temperatura existentes, desde el yacimiento hasta la superficie.

Para poder diseñar las instalaciones superficiales de producción (tubería, separador, estrangulador, etc.), es de vital importancia saber cuál es el comportamiento de fase que se va a presentar en el yacimiento y en la superficie durante la explotación, para lo cual pueden utilizarse los diagramas de fase. Estos diagramas son una representación gráfica de las fronteras entre diferentes estados de la materia (Sólido, líquido y gas) presentes en el yacimiento y la superficie.

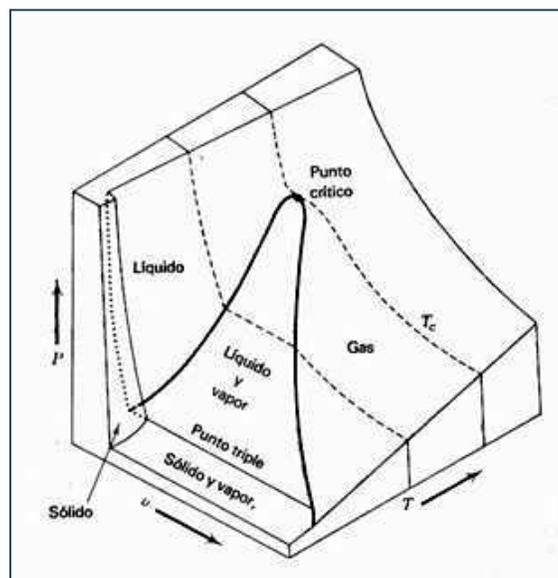


Figura 1.1. Superficie PVT para una sustancia que se expande al congelarse. (Fuente: Wark, 1984).

Para cualquier sustancia pura, se puede representar gráficamente las relaciones existentes entre la presión, volumen específico y temperatura en un diagrama tridimensional como el de la Figura 1.1. En él se aprecian tres regiones, S, L, G, en las cuales el cuerpo se encuentra en una única fase, sólida (hielo), líquida (agua), y gaseosa (vapor). En cada una de estas regiones, el estado del cuerpo viene determinado por dos cualesquiera de las tres propiedades que definen los ejes.

Entre las regiones se encuentran situadas las de transición o bifásicas, en las cuales coexisten dos fases en equilibrio: líquido-vapor, sólido-vapor, y sólido-líquido. La región sólido-líquido comprende de "a" a "b", y

el volumen en "b" es mayor que en "a"(ver Figura 1.1). En las regiones bifásicas, las propiedades de temperatura y presión son función una de la otra, por lo cual, si una de ellas varía, también lo hace la otra. Por esta razón, no puede definirse el estado de un cuerpo conociendo estas dos propiedades, (que sería lo mismo que conocer solo una, ya que la otra no es independiente), sino que debe utilizarse el volumen específico y una cualquiera de las dos citadas, presión o temperatura.

A lo largo de la línea donde pueden existir tres fases en equilibrio; se denomina "línea o puente triple" y constituye el lugar geométrico de los "puntos triple". El punto triple, representa la presión y temperatura a las cuales el sólido, líquido y gas coexisten en condiciones de equilibrio.

Para una mezcla de hidrocarburos, este diagrama tridimensional puede proyectarse sobre dos ejes coordenados de Presión vs. Temperatura, como se muestra en la Figura 1.2, consisten en una curva denominada "envolvente de fase", misma que está dividida en dos curvas:

1. **Curva de burbujeo (ebullición):** es el lugar geométrico que representa todos los puntos de presión-temperatura a los cuales las moléculas de líquido se liberan formando una pequeña burbuja de gas, al pasar de la fase líquida a la región de dos fases.
2. **Curva de rocío (condensación):** es el lugar geométrico de los puntos, presión-temperatura, en los cuales se forma la primera gota de líquido, al pasar de la región de vapor a la región de dos fases.

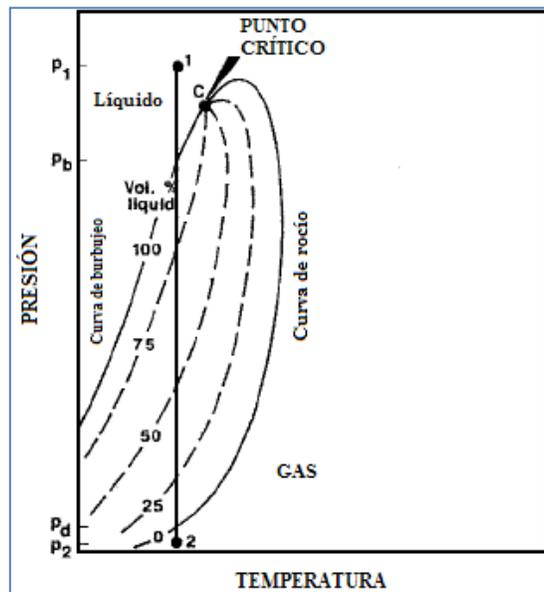


Figura 1.2. Diagrama de fase de una mezcla de dos componentes con su línea de expansión isotérmica, $\bar{1}$. (McCain, 1990).

El lugar geométrico donde se juntan la curva de burbujeo y de rocío se denomina "**Punto Crítico**", y es el estado a condición de presión y temperatura para el cual las propiedades intensivas de las fases líquida y gaseosa son idénticas.

Dentro de la envolvente de fase, se encuentran las "**Curvas de Calidad**" que representan diferentes

concentraciones de líquido, que presenta la mezcla de hidrocarburos contenida en el yacimiento, a determinadas condiciones de presión y temperatura.

Así, considerando las características de los fluidos producidos, se tienen yacimientos de: aceite negro, aceite volátil, gas seco, gas húmedo y gas y condensado.

A continuación, se representan los diferentes tipos de diagramas de fase, que se pueden obtener al analizar una muestra de fluidos procedente de un yacimiento de gas.

- **Gas seco**

Como se mencionó, este tipo de yacimiento se compone principalmente de metano. Se encuentra en el yacimiento y en la superficie en fase gaseosa. No presenta ningún tipo de condensado.

En la Figura 1.3, la línea $\overline{12}$ representa una reducción de presión isotérmica en el yacimiento. También se muestran las condiciones en el separador. En esta Figura, se puede identificar que, aunque decline la presión en el yacimiento, la mezcla de hidrocarburos se mantendrá en estado gaseoso, tanto en éste, como en la superficie

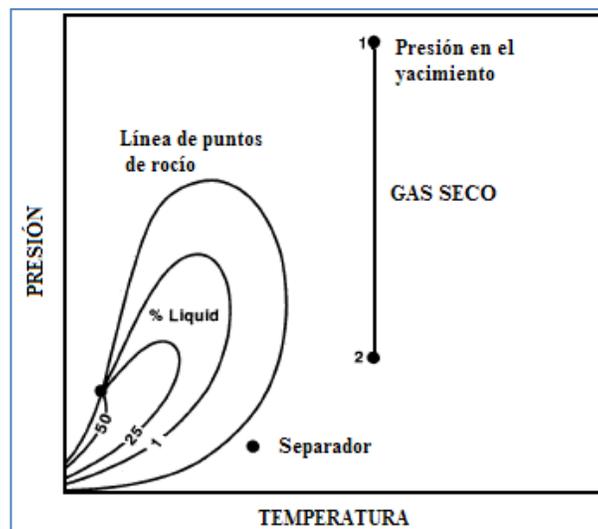


Figura 1.3. Diagrama de fase de un gas seco. (McCain, 1990).

- **Gas húmedo**

Su composición química presenta un mayor porcentaje de gases más pesados (etano, propano, etc.) que los yacimientos de gas seco. Este tipo de gas se encuentra en el yacimiento en fase gaseosa, pero en superficie presenta una pequeña cantidad de condensados, estos condensados generalmente son incoloros y de densidad mayor a los 60 °API.

En la Figura 1.4, la línea $\overline{12}$ representa una reducción de presión isotérmica en el yacimiento y las condiciones en el separador. Con la declinación de la presión, la mezcla dentro del yacimiento permanece en estado gaseoso. Al continuar con la explotación, se presentan condensados en superficie (en el separador).

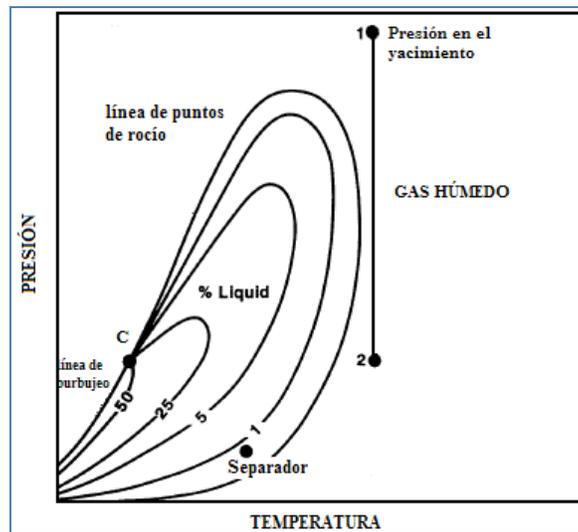


Figura 1.4. Diagrama de fase de un gas húmedo. (McCain, 1990).

- **Gas retrogrado**

En el yacimiento, la mezcla de hidrocarburos se encuentra originalmente en estado gaseoso y al haber un decremento de la presión, se origina un cambio de fase gas a líquido (punto 2). Al continuar la depleción, el líquido condensado del gas forma líquido en el yacimiento; este líquido, normalmente no fluye y no puede ser producido.

En la Figura 1.5, la línea 123 representa una reducción de presión isotérmica en el yacimiento, además de las condiciones en el separador. Los condensados que se presentan regularmente son incoloros y de densidad entre 40 y 60 °API.

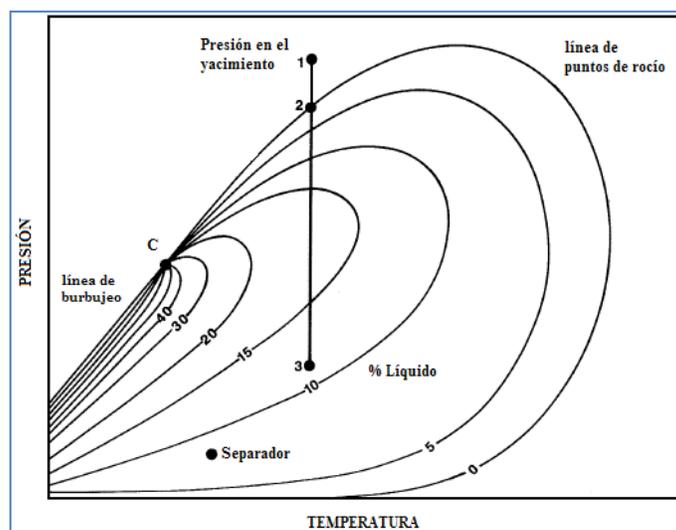


Figura 1.5. Diagrama de fase de un gas retrogrado.(McCain, 1990).

I.2 Propiedades del gas natural

El primer problema que surge en relación con la determinación de las propiedades de los fluidos, es la falta de algunos análisis PVT de laboratorio. El análisis con que se cuenta, generalmente, es una separación diferencial, realizada a la temperatura del yacimiento, bajo condiciones de equilibrio; sin embargo, al pasar los fluidos a través de la tubería de producción y por la línea de descarga, su temperatura disminuye y el gas liberado no es el que correspondería a condiciones de equilibrio, lo que acarrea un margen de error. Para conocer las propiedades de los fluidos a diferentes presiones y temperaturas, se utilizan las correlaciones (cuando se trata de aceites negros), o bien, análisis composicionales cuando se trata de aceites volátiles y condensados. Aquí se presentan algunas correlaciones para determinar las propiedades del gas natural. Al usar correlaciones, se sobreentiende que se obtendrán valores aproximados de las propiedades mencionadas.

De aquí en adelante, las ecuaciones correspondientes a algunas de las correlaciones de yacimientos de gas, se dimensionarán en las unidades que se manejan más comúnmente (unidades de prácticas de campo) y como se encuentran en la literatura.

Densidad relativa del gas

En los cálculos de las propiedades de los fluidos se utilizan tres tipos de densidad relativa del gas, por lo que es conveniente distinguirlas. La densidad relativa del gas que generalmente se tiene como dato es la del gas producido (γ_g). Cuando no se tiene como dato se puede calcular de la siguiente manera:

$$\gamma_g = \frac{\sum_{i=1}^n \gamma_{gi} q_{gi}}{q_g} \quad (1)$$

Donde:

- n = número de etapas de separación.
- q_{gi} = gasto de gas a la salida del separador (pie³ gas @ cs /día)
- γ_{gi} = es la densidad relativa del gas en la salida del separador.
- q_g = gasto de gas total producido (pie³ gas @ cs /día)

La densidad relativa del gas disuelto puede obtenerse con la correlación de Katz²:

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.02 \text{ } ^\circ\text{API} + R_s \times 10^{-6} (0.6874 - 3.5864 \text{ } ^\circ\text{API}) \quad (2)$$

$$\text{ } ^\circ\text{API} = (141.5 / \gamma_g) - 131.5$$

² (Katz, D.L.; 1942)

El gas que primero se libera es principalmente Metano ($\gamma_{gd} = 0.55$). Al declinar la presión se vaporizan los hidrocarburos con mayor peso molecular, aumentando tanto γ_{gf} (densidad del gas libre) como γ_{gd} . por tanto:
 $\gamma_{gd} \geq \gamma_{gf} \geq 0.55$.

La densidad relativa del gas libre puede calcularse mediante la siguiente ecuación:

$$\gamma_{gf} = \frac{R\gamma_g - Rs\gamma_{gd}}{R - Rs} \quad (3)$$

Donde:

$$\begin{aligned} R &= \text{Relación gas-aceite instantánea (pie}^3_{\text{gas @ cs /bl}_{\text{aceite @ cs)}} \\ Rs &= \text{Relación de solubilidad (pie}^3_{\text{gas disuelto @ cs /bl}_{\text{aceite @ cs)}} \end{aligned}$$

El numerador de esta ecuación debe de ser positivo, dado que $R > Rs$. Por lo tanto, el valor de γ_g que se use como dato, debe ser mayor o igual que el de γ_{gd} obtenido con la ecuación (2), usando R en vez de Rs .

Es necesario considerar esta situación, calcular primero γ_{gd} como se indicó, comparar su valor con el de γ_g y sustituir γ_{gd} por γ_g si $\gamma_g < \gamma_{gd}$.

Relación de gas-aceite

Son los pies cúbicos de gas producido por cada barril de aceite producido, medidos ambos volúmenes a condiciones estándar.

Relación de solubilidad

Son los pies cúbicos de gas disuelto en el aceite a ciertas condiciones de presión y temperatura, por cada barril de aceite en el tanque, medidos ambos volúmenes a condiciones estándar.

Factor de volumen del gas

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

De acuerdo con la ecuación de los gases reales se obtiene:

$$Bg = \frac{0.02825(T + 460)}{P} \quad (4)$$

Donde:

$$\begin{aligned} Bg &= \text{Factor de volumen (pies}^3_{\text{gas @ cs / pie}^3_{\text{aceite @ cs)}} \\ T &= \text{Temperatura (}^\circ\text{F)} \\ P &= \text{Presión (lb}_f\text{/ pulg}^2\text{)} \\ Z &= \text{Factor de compresibilidad} \end{aligned}$$

Densidad del gas libre

La densidad del gas libre está dada por la siguiente expresión:

$$\rho_g = \frac{0.0764\gamma_{gf}}{Bg} \quad (5)$$

Sustituyendo la ecuación (4) en la (5):

$$\rho_g = \frac{2.7044P\gamma_{gf}}{Z(T + 460)} \quad (6)$$

Donde:

ρ_g	=	Densidad del gas (lb _m / pie ³)
Z	=	Factor de compresibilidad
T	=	Temperatura (°F)
P	=	Presión (lb _f / pulg ²)
γ_{gf}	=	Densidad relativa del gas libre

Factor de compresibilidad del gas³

Se denomina también factor de desviación o factor de supercompresibilidad. Es un factor que se introduce a la ley de los gases ideales para tomar en cuenta la desviación que experimenta un gas real con respecto a un gas ideal. A continuación, se muestra un procedimiento para calcular Z , a partir de las propiedades denominadas pseudocríticas y pseudoreducidas (este término se utiliza cuando se realizan cálculos con sustancias que no son puras, como es el caso del gas natural).

Existen diferentes correlaciones para calcular las propiedades pseudocríticas de un gas. Las curvas correspondientes a los gases se han establecido utilizando el gas de los separadores y vapor, obtenidos de los tanques de almacenamiento. Este gas contiene altas proporciones de Metano y Etano. **Standing⁴**, sugiere el uso de las curvas de “condensados” en los cálculos que involucran gases en equilibrio con el aceite, y el uso de las curvas correspondientes al gas para gases superficiales.

La ecuación para gas superficial es:

$$T_{pc} = 167 + 316.67\gamma_{gf} \quad (7)$$

$$P_{pc} = 702.5 - 50\gamma_{gf} \quad (8)$$

La ecuación para gas húmedo es:

$$T_{pc} = 238 + 210\gamma_{gf} \quad (9)$$

$$P_{pc} = 740 - 100\gamma_{gf} \quad (10)$$

Las siguientes ecuaciones, permiten calcular por iteración (ensaye y error), el valor de Z :

³ (Benedict, M., et. al.;1940)

⁴ (Standing, M.B. y Katz, D.L; 1942)

$$T_{pr} = \frac{T + 460}{T_{pc}} \quad (11)$$

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \quad (12)$$

$$\rho_r = 0.27 P_{pr} / Z T_{pr} \quad (13)$$

$$Z = 1 + (A_1 + A_2 / T_{pr} + A_3 / T_{pr}^3) \rho_r + (A_4 + A_5 / T_{pr}) \rho_r^2 + A_5 A_6 \rho_r^5 / T_{pr} + (A_7 \rho_r^2 / T_{pr}^3) (1 + A_8 \rho_r^2) \exp(-A_8 \rho_r^2) \quad (14)$$

Donde:

T_{pc}	=	Temperatura pseudocrítica
P_{pc}	=	Presión pseudocrítica
T_{pr}	=	Temperatura pseudoreducida
P_{pr}	=	Presión pseudoreducida
Z	=	Factor de compresibilidad del gas
ρ_r	=	Densidad pseudoreducida ($\text{lb}_m / \text{pie}^3$)
T	=	Temperatura ($^{\circ}\text{F}$)

$$\begin{array}{llll} A_1 = 0.31506 & A_3 = -0.5783 & A_5 = -0.6123 & A_7 = 0.68157 \\ A_2 = -1.0467 & A_4 = 0.5353 & A_6 = -0.10489 & A_8 = 0.68446 \end{array}$$

El procedimiento consiste en suponer un valor de Z y obtener ρ_r para ese valor supuesto. Se calcula Z con la ecuación (14) y se compara con el supuesto. Si no coinciden estos valores, se hace para la siguiente iteración el valor de Z supuesto igual al valor de Z calculado. El procedimiento se repite hasta obtener una tolerancia preestablecida.

Correcciones para el factor de compresibilidad del gas por presencia de otros gases

Las propiedades pseudocríticas de gas que contengan cantidades apreciables de CO_2 y H_2S , pueden calcularse por el método de Standing-Katz, modificado por Wichert y Aziz⁵. La modificación de este método consiste en usar un factor de ajuste (ε_3) para calcular la presión y temperatura pseudocríticas:

$$T'_{pc} \approx T_{pc} - \varepsilon_3 \quad (15)$$

$$P'_{pc} = P_{pc} T'_{pc} / (T_{pc} + Y_{\text{H}_2\text{S}} (1 - Y_{\text{H}_2\text{S}}) \varepsilon_3) \quad (16)$$

ε_3 se determina con base en las fracciones molares de CO_2 y H_2S de la siguiente manera:

$$\varepsilon_3 (^{\circ}\text{R}) = 120 \left(Y_{\text{CO}_2}^{0.9} - Y_{\text{CO}_2}^{1.6} \right) + 15 \left(Y_{\text{H}_2\text{S}}^{0.5} - Y_{\text{H}_2\text{S}}^4 \right) \quad (17)$$

⁵ (Wichert, E. y Aziz, K.; 1972)

Donde:

$$Y_{CO_2, H_2S} = \text{suma de las fracciones molares de } CO_2, H_2S$$

$$Y_{H_2S} = \text{fracción mol de } H_2S$$

Los valores de T'_{pc} y P'_{pc} así obtenidos, se usan en vez de T_{pc} y P_{pc} a partir de la ecuación (11) para el cálculo del factor de compresibilidad Z .

Viscosidad del gas natural

La viscosidad del gas se obtiene con la correlación de Lee⁶.

$$\mu_g = K \times 10^{-4} \exp(x(\rho_g / 62.428)^Y) \quad (18)$$

$$K = \frac{(9.4 + 0.5794\gamma_{gf}) / (T + 460)^{1.5}}{209 + 550.4\gamma_{gf} + (T + 460)} \quad (19)$$

Donde:

$$Y = 2.4 - 0.2X \quad (20)$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{T + 460} + 0.2987\gamma_{gf} \quad (21)$$

μ_g	=	Viscosidad del gas natural (cp)
T	=	Temperatura (°F)
γ_{gf}	=	Densidad relativa del gas libre
ρ_g	=	Densidad del gas (lb _m /pie ³)

Viscosidad del gas natural corregida por presencia de otros gases contaminantes⁷

La viscosidad del gas natural corregida por contaminantes se obtiene de la siguiente manera:

$$\mu_g = \mu_{gc} + C_{N_2} + C_{CO_2} + C_{H_2S} \quad (22)$$

$$C_{N_2} = Y_{N_2} (8.48 \times 10^{-3} \log \gamma_g + 9.59 \times 10^{-3}) \quad (23)$$

$$C_{CO_2} = Y_{CO_2} (9.08 \times 10^{-3} \log \gamma_g + 6.24 \times 10^{-3}) \quad (24)$$

$$C_{H_2S} = Y_{H_2S} (8.49 \times 10^{-3} \log \gamma_g + 3.73 \times 10^{-3}) \quad (25)$$

Donde:

μ_g = viscosidad del gas con la ecuación (18) (cp)	C_{H_2S} = corrección por H_2S
C_{N_2} = corrección por N_2	Y_{N_2} = fracción mol de N_2
C_{CO_2} = corrección por CO_2	Y_{H_2S} = fracción mol de CO_2

⁶ (Lee, A.L., et. al.; 1942)

⁷ (Carr, N.L., et. al.; 1954)

I.3 Flujo de gas por tuberías

Una vez realizado el análisis de las propiedades del gas natural, surge el problema del diseño de sistemas de transporte de gas a través de tuberías. Para realizar un diseño adecuado, primero se deben identificar con la mayor precisión posible las propiedades del fluido que conforma la mezcla de hidrocarburos (en este caso se estudia el gas natural) que se desea transportar. En el apartado anterior, se presentaron una serie de correlaciones prácticas por medio de las cuales se pueden obtener aproximaciones aceptables de estas propiedades. Estas aproximaciones sirven como base fundamental para el diseño del sistema de transporte a través de tuberías. En este apartado, se presenta una serie de modelos matemáticos prácticos que pueden ser aplicados en el diseño de tuberías para el transporte de gas desde el yacimiento, hasta los separadores, y de los separadores hasta los centros de distribución que se encargan de su tratamiento.

Por medio de la siguiente **ecuación simplificada**⁸ obtenida a partir de un balance de energía se puede evaluar las pérdidas de presión por fricción en gasoductos horizontales en unidades que se utilizan en el campo, donde se considera la altura (h) igual a cero. También puede calcularse la presión de fondo estática en pozos de gas verticales conforme se describirá más adelante:

$$(P_1^2 - P_2^2) = \left(\frac{f}{461.346^2} \right) \left(\frac{P_0}{T_0 + 460} \right) \left(\frac{q^2 \gamma_g \bar{Z} (\bar{T} + 460) L}{d^5} \right) + 0.03756 \left(\frac{\bar{P} \gamma_g h}{\bar{Z} (\bar{T} + 460)} \right) \quad (26)$$

Donde:

P_1 = Presión de envío (lb _f /pulg ²)	\bar{z} = Factor de compresibilidad a presión y temperatura media
P_2 = Presión de descarga (lb _f /pulg ²)	h = Diferencia de alturas (pies)
d = Diámetro del gasoducto (pulg)	f = Factor de fricción = $(-2 \log(\epsilon/3.715d))^{-2}$ (flujo turbulento) ⁹
L = Longitud del gasoducto (millas)	P_0 = Presión base (lb _f /pulg ²)
T_0 = Temperatura superficial (°F)	\bar{P} = Presión media, se recomienda el uso de la ecuación descrita posteriormente (lb _f /pulg ²)
\bar{T} = Temperatura del gasoducto (°F)	

A partir de un balance de energía, numerosos autores han presentando otras ecuaciones de flujo de gas por tuberías como se muestra en la Tabla 1.6. Estos cálculos se hacen bajo las siguientes suposiciones:

- Flujo en régimen permanente.
- Flujo de una sola fase, y
- Energía cinética despreciable.

El factor de compresibilidad (Z), en la mayoría de las ecuaciones debe calcularse a las condiciones medias de flujo.

⁸ (Garaicochea, P.F., et. al.; 1991)

⁹ (Lozano, V.E.; 1990)

Presión media^{10 11 12}

Como la distribución de presiones en un gasoducto no es lineal, se recomienda el uso de la siguiente expresión para obtener la presión media:

$$\bar{P} = \frac{2}{3} \left[\frac{P_1^3 - P_2^3}{P_1^2 - P_2^2} \right] \quad (27)$$

Eficiencia de flujo¹²

Al igual que el flujo de líquidos por tuberías, la eficiencia de flujo (E) es el factor de ajuste para compensar los efectos de corrosión, erosión, rugosidad e incrustaciones, que no se consideran en la deducción de las ecuaciones de flujo, de tal forma que los resultados que se obtengan deben ser corregidos para obtener el gasto real. Los valores más comunes de E para flujo de gas según Ikoku¹¹ se presentan en la Figura 1.7.

Para calcular el gasto real de una línea, su gasto teórico se multiplica por el factor E. Para corregir las pérdidas de presión calculadas, éstas se dividen por la raíz cuadrada de E.

Para calcular el diámetro:

$$d = \left[\left(\frac{L}{K_4} \right) \left(1 / (P_1^2 - P_2^2 - (0.03756 \bar{P} \gamma_g h / (\bar{z} (\bar{T} + 460)))) \right) q_g^2 \right]^{0.2} \quad (28)$$

Donde:

\bar{P} =	Presión media (lb _f /pulg ²)	\bar{z} =	Factor de compresibilidad a P y T media.
P_1 =	Presión de envío (lb _f /pulg ²)	q_g =	Gasto total de gas producido (pie ³ /seg)
P_2 =	Presión de descarga (lb _f /pulg ²)	γ_g =	Densidad relativa del gas
L =	Longitud de la tubería (millas)	f =	Factor definido para cada ecuación en la Tabla 1.6
h =	Diferencia de alturas entre la descarga y la entrada de una tubería (pies)	K_4 =	

¹⁰ (Garaicochea, P.F., et. al.; 1985)

¹¹ (Ikoku, C.U.; 1984)

¹² (Cullender, M.H. and Smith, R.V.)

Tabla 1.6. Ecuaciones de flujo para tuberías horizontales.

ECUACIÓN	\bar{z}	Factor de fricción	Valor de K_4
Ecuación 25: $q_g = K_4 \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{L} \right]^{0.5} d^{2.5}$	Ec. (13)	$\frac{64}{Nre} (-2 \log(\epsilon/3.715d))^{-2}$	$K_4 = 461.346 \left(\frac{T_0 + 460}{P_0} \right)^{0.5} \left(\frac{1}{f \gamma_g \bar{z} (T + 460)} \right)^{0.5} E$
Clinedinst¹³: $q_g = k_4 \left[\int_0^{P_{pr1}} \frac{P_{pr}}{z} dP_{pr} - \int_0^{P_{pr2}} \frac{P_{pr}}{z} dP_{pr} \right]^{0.5} d^{2.5}$	Ec. (13)	$\frac{64}{Nre} (-2 \log(\epsilon/3.715d))^{-2}$	$K_4 = 109.64 \frac{Z_0 P_{pc} (T_0 + 460)}{P_0} \left(\frac{1}{\gamma_g L (T + 460)} \right)^{0.5} \left(\frac{1}{f} \right)^{0.5} E$
Panhandle A¹⁴: $q_g = K_4 \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{L} \right]^{0.5394} d^{2.6182}$	Ec. (13)	$\frac{1}{52} \left(\frac{q_g \gamma_g}{d} \right)^{-0.1461}$	$K_4 = 435.87 \left(\frac{T_0 + 460}{P_0} \right)^{1.0788} \left(\frac{1}{\gamma_g} \right)^{0.4606} \left(\frac{1}{z(T + 460)} \right)^{0.5394} E$
Panhandle B¹⁵: $q_g = K_4 \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{L} \right]^{0.510} d^{2.530}$	Ec. (13)	$\frac{1}{278.89} \left(\frac{q_g \gamma_g}{d} \right)^{-0.03922}$	$K_4 = 737 \left(\frac{T_0 + 460}{P_0} \right)^{1.02} \left(\frac{1}{\gamma_g} \right)^{0.961} \left(\frac{1}{z(T + 460)} \right)^{0.51} E$
Weymouth¹⁶: $q_g = K_4 \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{L} \right]^{0.5} d^{8/3}$	Ec. (13)	$\left(\frac{0.008}{d^{0.33}} \right)$	$K_4 = 433.49 \left(\frac{T_0 + 460}{P_0} \right) \left(\frac{1}{z \gamma_g (T + 460)} \right)^{0.5} E$
Cullender¹⁷: $q_g = k_4 \left[\frac{\Delta P_1(l_1 + \bar{l}) + \Delta P_2(l_2 + \bar{l})}{L} \right]^{0.5} d^{2.5}$	Ec. (13)	$\frac{64}{Nre}$	$K_4 = \left(\frac{7.58 \times 10^6}{\gamma_g f} \right)^{0.5} \begin{matrix} \Delta P_1 = (P_1 - \bar{P}) \\ \Delta P_2 = (\bar{P} - P_2) \end{matrix}$

Tabla 1.7. Valores más comunes de E para flujo de gas según Ikoku¹¹.

Línea	Contenido de líquidos (gal/ MMpie ³)	E
Gas seco	0.1	0.92
Gas húmedo	7.2	0.77
Gas y condensado	800	0.60

¹³ Duplica también las condiciones de flujo bifásico al considerar una integración rigurosa de la ecuación de energía.

¹⁴ Se recomienda en tuberías de diámetros reducidos o sistemas de recolección secundarias (d < 16 pulg)

¹⁵ Está diseñada para tuberías de gran longitud o de altas presiones o líneas troncales de recolección (d > 16 pulg). Z debe ser calculado a las condiciones medias y a la P₁ y P₂.

¹⁶ Se recomienda para tuberías de diámetro y longitud reducidas (d ≤ 15 pulg)

¹⁷ Se emplea para calcular P_{wf}, P_{ws} y conocer la presión a lo largo de tuberías horizontales sin restricción en el diámetro. Se recomienda usar ε = 0.00065 y 0.0007 pulg para pozos de gas y líneas de gas respectivamente. Puede aplicarse a cualquier condición que prevalezca en el sistema de transporte.

Nivel base¹⁸

Al emplear la ecuación (26) se debe tener cuidado en la determinación del signo de h . esto significa que la diferencia de alturas entre la descarga y la entrada de una tubería se debe referir a un nivel base y se considera el sentido positivo hacia arriba.

Pozo	P_1 (presión conocida)	Signo h	P_2 (presión calculada)
Productor (flujo ascendente)	P_{th} ó P_1	+	P_{wf} ó P_2
	P_{wf}	-	P_{th}
Inyector (flujo descendente)	P_{th}	+	P_{wf}
	P_{wf}	-	P_{th}

Las pérdidas de presión por fricción se expresan según Darcy¹⁹, como:

$$\Delta'P_f = f \frac{\rho_g L' v^2}{2g_c d'} \quad (29)$$

$$\rho_g = 0.0764 \gamma_g / B_g \quad (30)$$

Por otro lado, las pérdidas de presión en un sistema vertical debido al cambio de elevación de la siguiente forma:

$$\Delta'P_e = \bar{\rho} h \quad (31)$$

De las ecuaciones (28) y (29) se tiene que:

$$\Delta P_e = \left(\frac{2.7044}{144} \right) \frac{\bar{P} \gamma_g h}{Z(\bar{T} + 460)} \quad (32)$$

Ya que $\Delta p_e = P_1 - P_2$, de la ecuación (31), se tiene:

$$P_1 - P_2 = 0.01878 \frac{\bar{P} \gamma_g h}{Z(\bar{T} + 460)} \quad (33)$$

Multiplicando ambos miembros por $(P_1 + P_2)/2$; se obtiene finalmente:

$$P_1^2 - P_2^2 = 0.3756 \frac{\bar{P}^2 \gamma_g h}{Z(\bar{T} + 460)} \quad (34)$$

¹⁸ (Garaicochea, P.F., et. al.; 1985)

¹⁹ (Darcy, M.H.; 1857)

Donde:

\bar{T}	= Temperatura media (°F)	d	= Diámetro (pulg)
γ_g	= Densidad relativa del gas	f	= Factor de fricción ($-2\log(\epsilon/3.715d)$) ⁻² (flujo turbulento)
\bar{P}	= Presión media (lb _f /pulg ²)	g_c	= Factor de conversión de la Segunda Ley de Newton (lb _m pie/lb _f seg ²)
P_1	= Presión de envío (lb _f /pulg ²)	v	= Velocidad de flujo (pies/seg)
P_2	= Presión de descarga (lb _f /pulg ²)		
h	= Espesor de formación productora (pies)		
\bar{z}	= Factor de compresibilidad a P y T media		

La ecuación (34) permite cuantificar exclusivamente las pérdidas de presión por elevación, también se puede determinar la P_{ws} (presión de fondo estática), cuyo conocimiento permitirá analizar las condiciones de flujo, tanto en el yacimiento como en la tubería vertical y normar el criterio de elección de aparejo del pozo. La solución de esta expresión es por ensayo y error, y puede resumirse en el siguiente algoritmo:

1. Recopilar la siguiente información: γ_g , \bar{T} , h y P_{th} .
2. Suponer una P_{ws} .
3. Obtener la \bar{p} ($\bar{P} = (P_1 - P_2)/2$)
4. Determinar la Z a \bar{P} y \bar{T} .
5. Calcular el nuevo valor de P_{ws} .
6. Si la diferencia entre la p_{ws} supuesta y la calculada se encuentra dentro de la tolerancia preestablecida, el valor de la p_{ws} supuesto es correcto. En caso contrario se asume el valor calculado como supuesto y se repiten los pasos 2 a 6, hasta obtener la aproximación establecida.

Sistemas complejos de transporte y recolección ^{20 21 22 23}

Hasta aquí, sólo se ha representado el flujo de gas a través de tubería de diámetro constante a lo largo de toda su longitud, pero esto es muy raro de encontrar en un sistema real de transporte, ya que en la mayoría de ellos están compuestos por varias secciones de tuberías con diferentes diámetros, o bien, por varias líneas paralelas entre sí. Como resultado, se encuentran en la práctica sistemas complejos de tuberías. A continuación se describen ecuaciones desarrolladas para flujo en sistemas de tuberías que no son de diámetro continuo.

²⁰ (Lozano, V.E.; 1990)

²¹ (Ikoku, C.U.; 1984)

²² (Katz, D.L et. al.; 1959)

²³ (Huntington, R.L.; 1950)

• **Tuberías en serie**

Si una línea de transporte o recolección se constituye de secciones de diámetro diferente, el gasto se puede obtener al determinar longitudes equivalentes a un diámetro común, o bien, en diámetros equivalentes a una longitud común. A partir de este razonamiento se pueden obtener las dimensiones de una sola línea con un gasto equivalente al del sistema original.

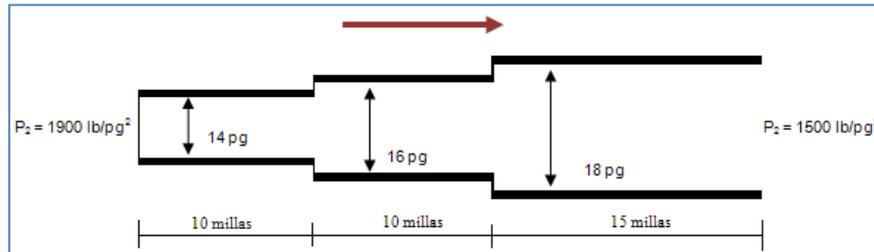


Figura 1.6. Ejemplo de un sistema de tuberías horizontal en serie (Lyons, 1996).

La suposición única para desarrollar este concepto es que se consideran constantes todos los términos de las ecuaciones, excepto L, d y f encontrándose la siguiente expresión general:

$$L_E = \frac{d^{a_1}}{f} \sum_{i=1}^n \frac{L_i f_i}{d_i^{a_1}} + L \tag{35}$$

Tabla 1.8. Valores de a ₁ y a ₂		
ECUACIÓN	a ₁	a ₂
Ecuación 25	2.500	0.5
Panhandle A ²⁴	2.618	-
Panhandle B ²⁵	2.530	-
Weymouth ²⁶	2.667	0.5

Mediante el siguiente ejemplo se describe el cálculo de la longitud equivalente de una tubería en serie con los datos de la Figura 1.6 aplicando la ecuación correspondiente.

Suponiendo una $\epsilon = 0.0006$, los valores de f para cada sección suponiendo un flujo completamente turbulento son:

$$f_1 = 0.01025$$

$$f_2 = 0.01001$$

$$f_3 = 0.00981$$

²⁴ Se recomienda en tuberías de diámetros reducidos o sistemas de recolección secundarias (d < 16 pulg). (Garaicochea, 1991).

²⁵ Está diseñada para tuberías de gran longitud o de altas presiones o líneas troncales de recolección (d > 16 pulg) (Garaicochea, 1991).

²⁶ Se recomienda para tuberías de diámetro y longitud reducidas (d ≤ 15 pulg)

De la ecuación 34, escogiendo la línea de 16 pulg como referencia y seleccionando los valores de a_1 y a_2 de la Tabla 1.8 anterior se tiene que:

$$L_E = \frac{16^{2.5}}{0.010016} \left[\frac{(10)(0.010253)}{14^{2.5}} + \frac{(15)(0.009814)}{18^{2.5}} \right] + 10 = 102236.4(139.8 \times 10^{-6} + 35.4 \times 10^{-6}) + 10 = 27.9 \text{ millas}$$

Este resultado indica que una tubería de 16 pulg con longitud de 44.9 km (27.9 millas), entregará el mismo gasto y producirá las mismas pérdidas de energía que el sistema al que sustituirá.

• **Tuberías en paralelo**

En un sistema de tuberías en paralelo, se tienen las mismas pérdidas de presión en cada una de las ramas y el gasto total equivale a la suma de los gastos de cada rama, o lo que es lo mismo, a obtener un diámetro equivalente al número de ramas consideradas. La expresión para evaluar el gasto total es:

$$q_T = C \sum_{i=1}^n \frac{d_i^{a_1}}{f_i^{a_2}} \tag{36}$$

Donde C representa todas las variables de la ecuación de flujo excepto el diámetro y el factor de fricción. Análogamente para encontrar un diámetro equivalente:

$$d_E^{a_1} = \left[\left(\frac{f_p}{f_0} \right)^{a_2} \sum_{i=1}^n d_i^{a_1} \right] \tag{37}$$

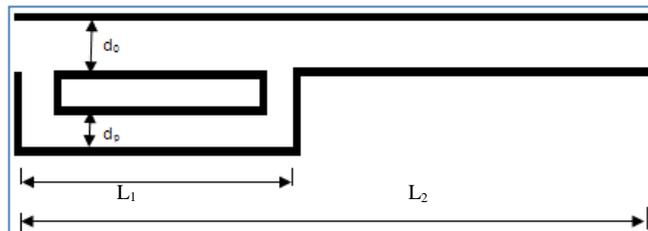


Figura 1.7. Sistema de tuberías en paralelo (Garaicochea, 1991).

Si se desea determinar la longitud de una línea paralela que satisfaga los aumentos de demanda, puede emplearse la siguiente ecuación:

$$q_2 = \frac{q_1}{\left[1 + x \left(\frac{1}{(1+Y)^2} - 1 \right) \right]^{0.5}} \tag{38}$$

Donde:

$$Y = \left(\frac{d_p}{d_0} \right)^{a_1} \left(\frac{f_0}{f_p} \right)^{a_2} \quad (39)$$

q_1 = Gasto antes de efectuar la instalación (pie³/día @cs)

q_2 = Gasto después de efectuada la instalación (pie³/día @cs)

x = Fracción de la línea original que se va a conectar a la nueva tubería.

d_p = Diámetro interior de la línea paralela (pulg)

d_0 = Diámetro interior de la línea original (pulg)

f_0 = Factor de fricción de la línea original.

f_p = Factor de fricción de la línea paralela.

A continuación se describen los cálculos necesarios para obtener la longitud equivalente de un sistema en paralelo como el de la Figura 1.7.

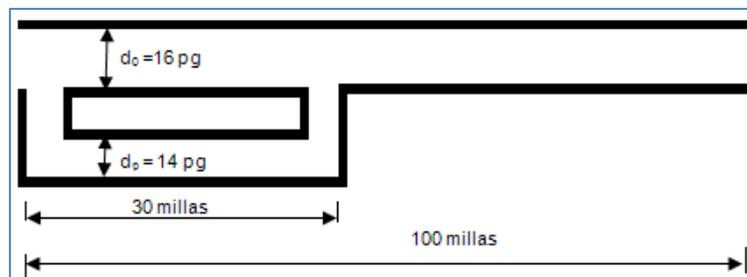


Figura 1.8. Esquema de un sistema de transporte en paralelo para ejemplo (Garaicochea, 1991).

Convirtiendo la sección en paralelo de 30 millas, en una sola línea a un diámetro equivalente al de las dos líneas consideradas, se tiene:

$$d_E^{2.5} = \left(\frac{0.010253}{0.010016} \right)^{2.5} (16)^{2.5} + \left(\frac{0.010253}{0.010016} \right)^{0.5} (14)^{2.5} = 1778.035 \text{ pg}^{2.5}$$

En estas condiciones el sistema es ahora de dos secciones en serie, una de 30 millas y otra de 70 millas. Aplicando el procedimiento del ejemplo anterior, se tiene que:

$$L_E = \frac{(19.95)^{2.5}}{0.00964} \left(\frac{70(0.010016)}{16^{2.5}} \right) + 30 = 156.23 \text{ millas (251.2 km)}$$

Presencia de condensados

En las ecuaciones anteriores de flujo, se ha considerado solamente una fase, esto significa que será necesario efectuar una corrección a la densidad del gas, por la presencia de condensados del gas en la corriente de flujo, y poder así, efectuar una evaluación más precisa de las caídas de presión. Por regla general la evaluación de tal efecto se obtiene a través de alguna correlación de flujo multifásico; sin embargo, aplicando la corrección mencionado a la densidad del gas pueden obtenerse resultados aceptables.

Ecuación de Razaza y Katz²⁷ para corregir γ_g por presencia de condensados.

$$\gamma_{wg} = \frac{\gamma_g + \frac{4584\gamma_o}{R_L}}{1 + \frac{132800\gamma_o}{M_o R_L}} \quad (40)$$

Donde:

γ_{wg} = Densidad de la corriente de flujo

γ_g = Densidad relativa del gas

γ_o = Densidad relativa del condensado

M_o = Peso molecular del condensado

R_L = Relación gas-líquido ($\text{pie}^3_{\text{gas}} @ \text{cs} / \text{bl}_{\text{líquido}} @ \text{cs}$)

$$M_o = \frac{6084}{^\circ \text{API} - 5.9} = \frac{44.29\gamma_o}{1.03 - \gamma_o} \quad (41)$$

Para calcular el factor Z se utilizará γ_{wg} en vez de γ_g .

Ecuación de Vitter²⁸ para corregir γ_g por presencia de agua y condensados:

$$\gamma_{mix} = \frac{\gamma_g + \frac{4591\gamma_L}{R_L}}{1 + \frac{1123\gamma_o}{R_L}} \quad (42)$$

Donde:

γ_L = Densidad ponderada, por agua y condensados.

R_L = Relación gas-líquido ($\text{pie}^3_{\text{gas}} @ \text{cs} / \text{bl}_{\text{líquido}} @ \text{cs}$)

²⁷ (Katz, D.L et. al.; 1959)

²⁸ (Peffer, J.W.; Miller, M.A. and Hill, A.D.; 1988)

Ecuación de Ikoku⁴ para ajustar al gasto de gas por presencia de líquidos.

$$GE_o = \frac{133037\gamma_o}{Mo} \quad (43)$$

GE_o = equivalente en gas del condensado ($pies^3 / bll$ a cs) por tanto, el gasto total de gas, está dado por:

$$q_{Tg} = q_g + (GE_o)q_o \quad (44)$$

El efecto de la presencia de condensados mediante el empleo de estas ecuaciones sólo proporciona resultados aproximados.

Medición del gas en las tuberías

La medición de gas y aceite, en la industria petrolera, tiene como objetivo, el control de la producción. Se conoce como sistema de medición a un conjunto de elementos que indican, registran y/o totalizan el fluido que pasa a través de ellos y que se transfiere, ya sea de una entidad a otra o entre diferentes divisiones de la misma entidad.

En la industria del petróleo son empleados principalmente los medidores del tipo diferencial, aunque existen gran variedad de medidores basados en principios diferentes como son los de desplazamiento positivo, turbomedidores y los computadores de aceite y contenido de agua.

Para medir grandes cantidades de gas se emplea ampliamente el medidor de placa de orificio (Medidor del tipo diferencial).

Este aparato no mide volúmenes, sino que registra las presiones de flujo y a partir de estas presiones, se efectúa el cálculo del gasto de flujo circulante. Esto es posible, utilizando las relaciones que existen entre las presiones y las velocidades y entre esta última y el gasto, que es lo que se trata de conocer. Este tipo de medidores están formados por un elemento primario que registra la presión diferencial y por un elemento secundario que mide esa precisión diferencial. Una precisión típica varía de $\pm 3\%$ a $\pm 0.5\%$, dependiendo del tipo de registro de lectura empleado.

La restricción del diámetro de la tubería, debe hacerse de acuerdo a ciertas limitaciones para que la presión diferencial resultante, esté dentro del rango del registrador.

La placa de orificio o “*elemento primario*”, es el dispositivo más utilizado por su sencillez, bajo costo de operación y facilidad para instalarse. Este elemento es una placa delgada de metal a la que se hace un orificio (abertura), generalmente redondo y concéntrico, con bisel en el borde del lado corriente abajo (baja presión).

Es sumamente importante que la placa de orificio, se pueda cambiar con facilidad ya que en la mayoría

de los casos no se tiene un gasto constante y es necesario removerla sin interrumpir el flujo; para tal fin, se coloca un portaorificio (fitting).

La Tabla 1.9 muestra las especificaciones para la determinación del diámetro del orificio y de la tubería para gases. En la Figura 1.9 se muestra un dispositivo de la placa de orificio.

Diámetro de Tubería en Pulgadas	Gases	
	Diámetro del orificio en pulgadas	
	Mínimo	Máximo
2	¼	1 1/4
3	¼	2
4	¼	2 1/2
6	½	3 3/4
8	1	5
10	1 1/8	6 1/2
12	1 ¼	7 3/4
16	1 ¾	10 1/4
20	2	12 1/2
24	2 ½	15 1/2
30	3	20

Fuente: Gómez C., 2007.

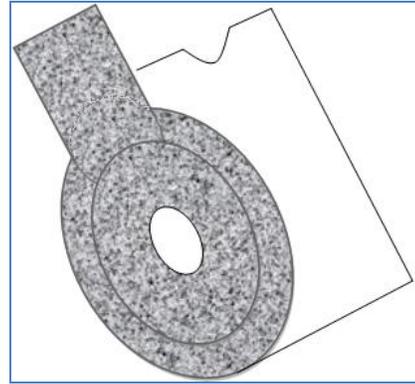


Figura 1.9. Placa de orificio (Garaicochea, 1991).

I.4 Flujo de gas por estranguladores^{29 30 31}

Un estrangulador, es una herramienta cuya función es la de restringir el paso de un fluido bajo presión, con el objeto de controlar el gasto del pozo en las cantidades deseadas (Figura 1.10), para lograr lo siguiente:

- Ejercer la contrapresión suficiente para evitar la entrada de arena en el pozo o la conificación del agua.
- Conservar la energía del yacimiento, asegurando una declinación más lenta de supresión.
- Proteger el equipo superficial y subsuperficial.

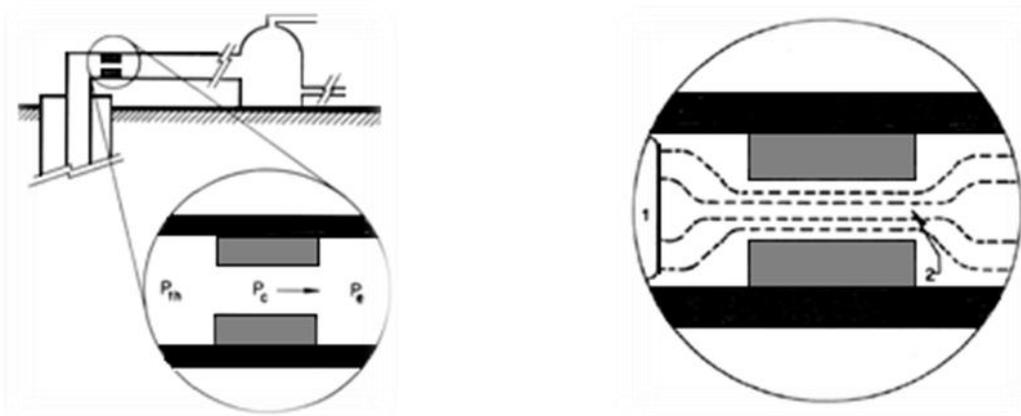


Figura 1.10. Esquema general de un estrangulador (Garaicochea, 1991).

²⁹ (Turner, R.G.; Hubbard, M.G. and Dukler, 1969)

³⁰ (Ochoa, C.G.; 1984)

³¹ (Reynolds, W.C. y Perkins, C.H.; 1980)

Como los estranguladores que se instalan en la boca del pozo, para controlar la producción, están basados en el principio de flujo crítico³², se pretende, al seleccionar uno de ellos, que la presión después de la restricción no afecte a la presión en la cabeza del pozo y como consecuencia su comportamiento. Un número de Mach (igual o mayor a la unidad asegurará este requerimiento).

El número de Mach se define como la relación de la velocidad real del fluido (v_f) entre la velocidad de propagación de la onda acústica en el fluido en cuestión (v_p).

$$M = v_f / v_p \quad (45)$$

En función de este número, se definen tres diferentes regímenes de flujo:

Para $M < 1$ el flujo es subsónico.

Para $M > 1$ el flujo es supersónico o supercrítico.

Para $M = 1$ el flujo es sónico o crítico.

Cuando $M=1$, el área de flujo alcanza su valor mínimo y se dice que se ha logrado una condición de garganta a cuyas propiedades se les denomina “críticas” y a las anteriores a ella como relaciones críticas. El flujo se debe de mantener en crítico pues los disturbios de presión no se reflejan en daños al yacimiento. El flujo crítico se define como:

$$\frac{P_e}{P_{th}} < \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (46)$$

Donde:

k = Relación de capacidades caloríficas específicas = C_p/C_v (ver Figura 1.11)

P_{th} = Presión en la cabeza del pozo (lb/pg^2 abs)

P_e = Presión corriente abajo del estrangulador (lb/pg^2 abs)

Si $\frac{P_e}{P_{th}} > \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}}$ el flujo se considera subcrítico.

³² El flujo crítico es el flujo de gases compresibles en una sección de la restricción cuando su velocidad es sónica.

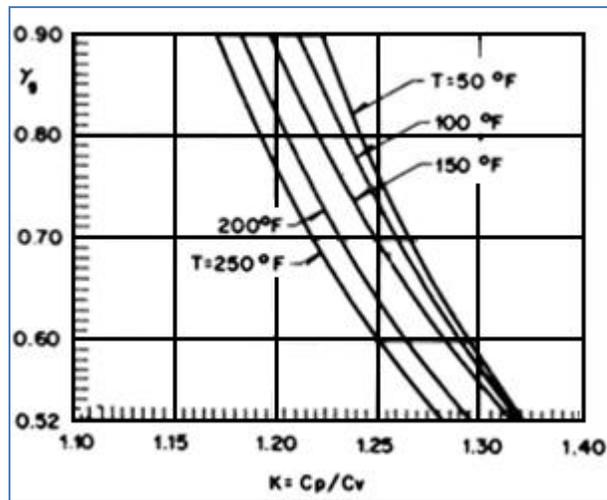


Figura 1.11. Obtención de k de manera gráfica para fines prácticos (Garaicochea, 1991).

Diámetro del estrangulador

Combinando una ecuación de estado con la ecuación de Bernoulli y considerando flujo adiabático sin fricción, se obtiene una expresión general para calcular el diámetro de estrangulador en 64_{vos} de pulg, y puede aplicarse para flujo crítico o subcrítico. Tal expresión es³³:

$$q_g = \frac{P_{th} d_\phi^2}{C_d (\gamma_g (\bar{T} + 460) Z)^{0.5}} \left[\left(\frac{k}{k-1} \right) H \right]^{0.5} \quad (47)$$

$$H = \left(\frac{P_e}{P_{th}} \right)^{2/k} - \left(\frac{P_e}{P_{th}} \right)^{(k+1)/k} \quad (48)$$

Donde:

q_g	= Gasto de gas (pie ³ /seg)	d_ϕ	= Diámetro del estrangulador
C_d	= Coeficiente de descarga del estrangulador	\bar{T}	= Temperatura (°F)
P_{th}	= Presión en la cabeza del pozo (lb/pg ² abs)	Z	= Factor de compresibilidad
P_e	= Presión corriente abajo del estrangulador (lb/pg ² abs)	k	= Relación de calores específicos
		γ_g	= Densidad relativa del gas

Para $P_o = 14.7$ psi y $T_o = 60$ °F, el coeficiente de descarga, $C_d = 1.9083 \times 10^{-4}$ y el resto de las variables se emplean en unidades que se utilizan en el campo. El valor de P_e , es en este caso, el correspondiente a la presión corriente abajo del estrangulador.

³³ (Dale, B. H.; 1984)

Cook y Dotterweich³⁴ por su parte, plantearon la siguiente ecuación para calcular el diámetro del estrangulador:

$$q_g = 155500 C_d A P_1 \left[\frac{64.34 k H}{\gamma_g (\bar{T} + 460)(k-1)} \right]^{0.5} \quad (49)$$

Donde:

- A = Área del estrangulador (pulg)
- q_g = Gasto de gas (pie³/seg)
- C_d = Coeficiente de descarga del estrangulador
- P_1 = Presión en la cabeza del pozo (lb/pg² abs)
- \bar{T} = Temperatura (°F)
- k = Relación de calores específicos
- γ_g = Densidad relativa del gas

Para $2/64 < d_\phi < 32/64$ el coeficiente de descarga se obtiene de la siguiente expresión:

$$C_d = 0.548924 + 3.720401 \times 10^{-2} d_\phi - 1.60319 \times 10^{-3} d_\phi^2 + 2.3871 \times 10^{-5} d_\phi^3 - 4.9423 \times 10^{-8} d_\phi^4 \quad (50)$$

Para valores de d_ϕ superiores a 32/64 el coeficiente de descarga es constante e igual a 0.828; finalmente el diámetro del estrangulador en 64 de pg, se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$d_\phi = 64 (4 C_d A / \pi)^{0.5} \quad (51)$$

A continuación se describe el procedimiento del cálculo del diámetro de un estrangulador, considerando las siguientes condiciones:

- q_g = 1340927 pies_g³/día
- γ_g = 0.69
- k = 1.25 (medido)
- T = 140°F
- P_{th} = 514.3 lb / pg² abs
- P_e = 411.5 lb / pg² abs
- Z = 0.93

Si se tiene que:

$$\frac{P^*}{P_0} = \left(\frac{2}{1.25 + 1} \right)^5 = 0.555 \quad (52)$$

Por otra parte:

$$\frac{P_e}{P_{th}} = 0.8$$

³⁴ (Cook, H.L. and Dotterweich, F.H.; 1946)

Como $0.8 > 0.555$, se obtiene flujo subcrítico. El diámetro del estrangulador para obtener flujo crítico se calcula con la ecuación (48):

$$H = (0.8)^{1.6} - (0.8)^{1.8} = 0.0305$$

Despejando d_{ϕ}^2 de la ecuación (47) se tiene que:

$$d_{\phi}^2 = \frac{((0.69)(600)(0.93))^{0.5} (1340927)(1.9083 \times 10^{-4})(5(0.0305))^{-0.5}}{514.3} = 25/64 \text{ pulg}$$

De la Ecuación de Cook y Dotterweich se tiene:

$$C_d A = \frac{1340927}{\left[\frac{(64.34)(1.25)(0.0305)}{(0.69)(600)(0.25)} \right]^{0.5} (155500)(514.3)} = 0.108913$$

Se obtiene:

$$\begin{aligned} d_{\phi} &= 64 (4 (0.1089138) / 3.1416)^{0.5} \\ &= 23.83/64 \text{ pulg} \\ &= 24/64 \text{ pulg} \end{aligned}$$

La siguiente ecuación se emplea para estranguladores de 6 pulg bajo condiciones de flujo crítico.

$$q_g = \frac{99.188 d_{\phi}^2 P_1}{((T + 460) \gamma_g)^{0.5}} \quad (53)$$

Donde:

- q_g = Gasto de gas (pie³/seg)
- P_1 = Presión en la cabeza del pozo (lb/pg² abs)
- \bar{T} = Temperatura (°F)
- k = Relación de calores específicos
- γ_g = Densidad relativa del gas
- d_{ϕ} = Diámetro del estrangulador

Uno de los problemas que se presentan durante el transporte del gas en tuberías, es la formación de hidratos, por lo que se requiere realizar ciertas consideraciones como se describe a continuación.

I.5 Formación de hidratos en tuberías y su tratamiento

Los hidratos de gas, son combinaciones de hidrocarburos gaseosos y agua líquida que forman sólidos, parecidos al hielo, que son termodinámicamente estables dentro de ciertos rangos de presión y temperatura. La Figura 1.12 nos muestra la proporción de agua y gas que se obtiene a condiciones de presión y temperatura en superficie, a partir de un metro cúbico de hidrato a condiciones de presión y temperatura donde este permanece estable.

Los hidratos más importantes para la industria del petróleo están compuestos por agua y por las siguientes moléculas: Metano (Estructura I), Etano (I), Propano (II), Iso-Butano (II), n-Butano (II), Dióxido de Carbono (I), Nitrógeno (II) y Sulfuro de Hidrógeno (I) (ver Figura 1.13).

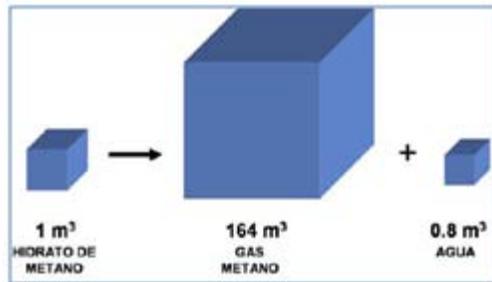


Figura 1.12. Composición proporcional del hidrato de metano (Erhlich Desa, et. Al., 2003).

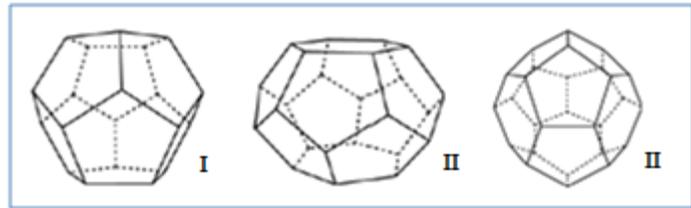


Figura 1.13. Los tres tipos de cavidad presentes en los hidratos con estructuras I y II. (Centre for Gas Hydrate Research at Heriot-Watt University, 2001).

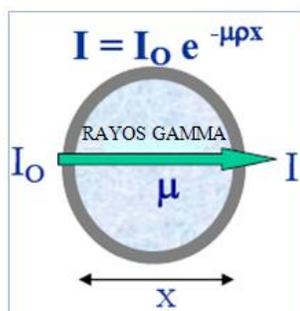
La estabilidad de los hidratos es proporcional al tamaño de las moléculas de sus componentes. Así, el propano e isobutano forman compuestos más estables que el etano y etileno, y éstos a su vez forman hidratos más estables que el metano. En la mayoría de los casos, los hidratos de gas presentes en la naturaleza contienen metano. En la Figura 1.14 se presentan imágenes de cristales de hidratos metano.

Detección en tuberías

Mediante técnicas de escaneo, es posible determinar la cantidad de hidratos depositados. Por fuera de la tubería, se coloca una unión con una fuente radioactiva sellada y un detector en cualquiera de sus lados, al evaluar la respuesta del detector; se puede inferir mediante otros métodos analíticos la densidad y por ende el tipo de hidratos en la tubería.

- **Escaneo Gamma**

Este método se basa en la trayectoria de la radiación gamma a través del material.



Donde:

I = Intensidad de la radiación calculada

I_0 = Intensidad de la radiación inicial

μ = Coeficiente de absorción radioactiva

ρ = Densidad del absorbedor

χ = diámetro de la tubería

Figura 1.14. Representación de la transmisión de los rayos gamma en tubería.

Conociendo ciertos aspectos en este estudio, como la intensidad de la radiación inicial, el grosor de la tubería y el diámetro interno, se puede inferir el espesor de los depósitos producidos en la línea escaneada, por lo tanto se pueden conocer con otros métodos analíticos su densidad y su composición más probable, siendo así, se pueden inhibir como un agente químico más focalizado a ese tipo de intrusiones.

- **Estudios con trazadores**

El trazador se construye de un material específico para cada sistema en particular. Los detectores sensibles a la radiación son puestos en la superficie exterior de la tubería y detectan la presencia del trazador sellado hasta que el flujo de este pasa a condiciones específicas. Estas mediciones pueden ser usadas directamente para cuantificar la velocidad del flujo, el gasto, la distribución de las fases, y el listado de depósitos. Ver Figura 1.15.

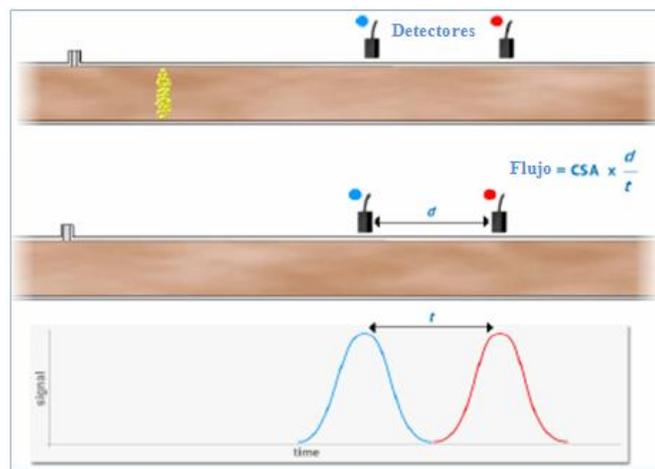


Figura 1.15. Gasto de flujo determinado por la inyección del trazador. (Yang, 2005).

Mediante la Figura 1.15 es posible determinar la velocidad lineal del gas al medir el periodo entre la respuesta de los detectores y la distancia entre ellos se puede calcular la velocidad lineal del trazador. Si existe flujo turbulento en la tubería, se puede convertir dicha velocidad en gasto volumétrico conociendo el diámetro interno de la tubería, esta velocidad puede ser determinada con una desviación de $\pm 1\%$. La exactitud del gasto medido es aproximadamente del 3-4 % de las especificaciones de la tubería, aunque esto puede ser mejorado por las mediciones ultrasónicas de la pared de la misma. Para utilizar un trazador, éste debe contar con los siguientes requisitos:

- El trazador debe de comportarse del mismo modo que el material bajo investigación.
- El material debe de ser fácilmente detectable a bajas concentraciones.
- La inyección y detección deben ser desempeñadas sin alterar al sistema en cuestión.
- La concentración de trazador residual en el producto debe de ser la mínima.

• **Tomografías**

La técnica de escaneo por tomografía es un método avanzado de escaneo por rayos gamma. Se pueden realizar múltiples escaneos de la circunferencia de la tubería desde un solo punto de aplicación y un solo arreglo de detectores sensibles a la radiación pueden dibujar un mapa detallado de los contenidos de la tubería, así como de los fluidos producidos, como se muestra en las Figuras 1.16 y 1.17:

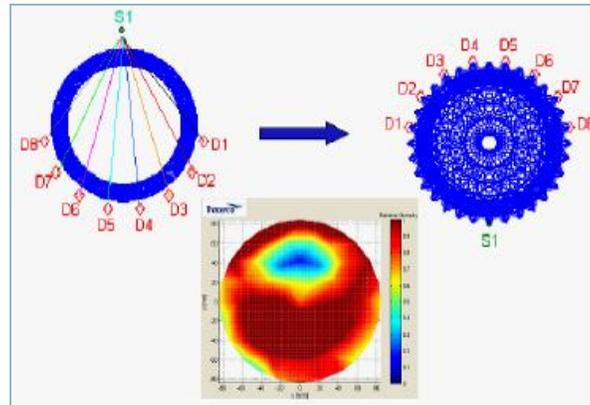


Figura 1.16. Principios del escaneo por tomografía.

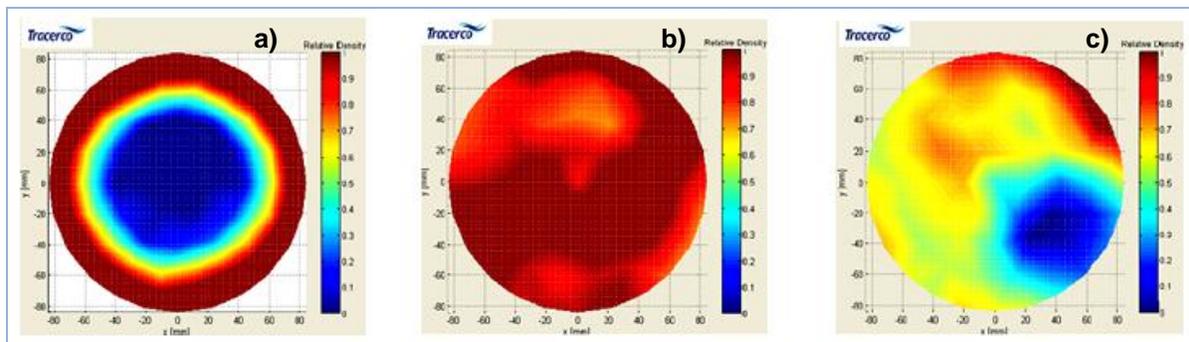


Figura 1.17. Resultados de una tomografía: a) Tubería vacía, b) Tubería llena de hidratos, c) Tubería tapada parcialmente por hidratos; Los colores varían debido a la composición del gas. (Benson Dan, 2007).

Moviendo la fuente S1 alrededor de la tubería en diferentes posiciones y tomando las lecturas de los detectores contrapuestos, se produce el mapa de densidades mostrado en Figura 1.16. Realizando numerosos escaneos en diferentes puntos de intersección, cada una de estas intersecciones tiene una densidad relativa, la cuales son calculadas posteriormente por un simulador para producir el mapa de densidades que se muestra en la Figura 1.17.

Ya que este método de muestreo no es intrusivo y que se utiliza equipo pequeño durante la toma de la tomografía, no es necesario interrumpir las operaciones de producción o de distribución de los hidrocarburos. Otra ventaja de esta tecnología es que provee resultados en tiempo real vía internet. Por otro lado, cuando los sistemas de gasoductos y tuberías de producción son extremadamente complejos, esta tecnología simplifica la detección de hidratos tratando a estos sistemas como subsistemas y a su vez en componentes individuales para realizar un estudio más profundo.

Inhibición de la formación de hidratos en tuberías

La forma convencional de prevenir y reducir el riesgo por formación de hidratos en las líneas de transferencia y en procesos, es la remoción de los elementos que favorecen su formación.

Para prevenir la formación de hidratos en líneas de recolección se utilizan las siguientes técnicas:

- 1) Calentar la corriente de gas a temperaturas superiores al punto de equilibrio de la formación de hidratos.
- 2) Controlar las presiones de operación. Las pruebas efectuadas en el laboratorio demostraron que los hidratos se licúan al reducir la presión a un valor inferior al de equilibrio, manteniendo la temperatura constante.
- 3) Drenar el vapor de agua que se condense en las líneas, ya sea por sistemas automáticos o mediante corridas de “diablos”.
- 4) Inyectar sustancias (aditivos) que hagan descender el punto de equilibrio de los hidratos.
- 5) Deshidratación del gas.

Los métodos de deshidratación (Véase Cap. II, apartado II.2.1) más utilizados en los sistemas de producción son:

- Absorción con glicoles.
- Adsorción con sólidos.

Sin embargo, estas técnicas convencionales no siempre son aplicables en algunos campos, especialmente costa afuera y en aguas profundas debido a la limitación de espacio y los altos costos de aislamiento o calentamiento, por lo tanto se utilizan generalmente métodos químicos.

Los métodos químicos convencionales para evitar la formación de hidratos se pueden resumir en tres grupos:

- **Inhibidores termodinámicos (THI)**

Son compuestos químicos solubles en agua que al agregarse en grandes concentraciones (10-60 p/p) reducen la actividad acuosa, cambiando la fase del hidrato a una presión más alta y/o menores condiciones de temperatura. Normalmente se utiliza el metanol y el glicol. Sin embargo, debido a la alta dosis requerida puede resultar en un incremento de capital (CAPEX³⁵), en particular en altos cortes de agua, así como en problemas ambientales.

- **Inhibidores cinéticos (KI)**

Estos son agregados a bajas concentraciones (< 1 p/p) y no afectan la formación termodinámica del hidrato, permiten la nucleación de los cristales, pero inhiben el crecimiento y el arraigo a las tuberías.

³⁵ Capex (Capital Expenditure). Se define como los fondos que utiliza una compañía para adquirir o mejorar las condiciones físicas como la propiedad, equipo o herramientas y edificios o infraestructura. Fuente: Forbes Digital Company.

- **Anti-Aglomerados (AA)**

Son polímeros y surfactantes que previenen la formación o aglomerado (depositación) dentro de la tubería. Generalmente tiene un rango de aplicación presión-temperatura más alto que los KI. Sin embargo, los AAs solo trabajan en la presencia de hidrocarburos y su efectividad está afectada por el tipo de aceite/condensados, la salinidad del agua y el corte de agua. Estos también son agregados a bajas concentraciones (<1 p/p) y previenen la aglomeración de los hidratos.

En la Tabla 1.10 puede apreciarse el rango de aplicación entre los Inhibidores Cinéticos y los anti-Aglomerados.

Inhibidores cinéticos de hidratos (KIs)	Anti-Aglomerados (AAs)
No afectados por el corte de agua	Afectados por un corte de agua > 40 %
Trabajan a condiciones de Temp. > 10 °C	Trabajan a condiciones más severas
Soluble en agua	Soluble en agua y aceite
Retardan el crecimiento de hidratos	Impiden la aglomeración de hidratos.
Inyección en puntos de flujo no turbulento.	Inyección en puntos de flujo turbulento.

Recomendaciones

1. La deshidratación del gas es el método más efectivo para la prevención de hidratos.
2. Se ha demostrado en el laboratorio que el flujo turbulento del gas promueve la formación de los hidratos, mientras que el flujo laminar los inhibe.
3. El uso de Trietilen Glicol, en plantas de deshidratación proporciona altas eficiencias de secado a bajo costo.
4. Como medida secundaria de prevención es conveniente drenar los líquidos acumulados en las líneas mediante “diablos” o sistemas de drenaje.
5. Los hidrocarburos líquidos constituyen en sí un agente inhibidor de los hidratos, siendo por lo tanto conveniente mantener el condensado dentro del sistema y aumentar la relación gas-aceite hasta obtener el abatimiento de temperatura de equilibrio deseado, si las condiciones de operación lo permiten.
6. En los sistemas donde no se practique la deshidratación del gas, la inyección de etilen- glicol o Metanol es la técnica más adecuada de inhibir la formación de hidratos. En zonas alejadas de la línea principal de recolección. En la Tabla 1.11 se resumen las ventajas y limitaciones de los agentes empleados en la inhibición de la formación de hidratos.

Tabla 1.11. Ventajas y limitaciones de los agentes empleados en la inhibición de hidratos.

Sustancias	Ventajas	limitaciones	Observaciones
1. Amoníaco	Es el inhibidor más efectivo	Reacciona con el CO ₂ formando Bicarbonato sólido de amoníaco.	Su uso no se recomienda en gases con contenido de CO ₂ mayor de 0.1 %
2. Cloruro de Sodio	Bajo costo	Provoca corrosión.	Para su uso es necesario agregar inhibidores de corrosión.
3. Hidrocarburos líquidos	disponibilidad y costo mínimo	En algunos casos es necesaria la inyección de grandes volúmenes de condensado, para obtener cierta RGA.	
4. Alcoholes	Sustancias no corrosivas, químicamente inertes a los componentes del gas natural, fácilmente manejables.	Costo relativamente alto	
a) Metanol	Es el inhibidor más efectivo después del amoníaco. Por ser un vapor a las temperaturas y presiones usadas en las líneas, tiene poco efecto en la eficiencia de transporte	No es recuperable	Recomendable en sistemas donde se deshidrata con equipo de adsorción.
b) Etanol e Isopropanol	Similares a las del Metanol	Poco efectivos y no recuperables.	
c) Etilen Glicol	En el grupo de los glicoles es el mejor inhibidor. Poco soluble en hidrocarburos líquidos (0.01 % wt)	Pérdidas por vaporización de 18 cm ³ por millar de metros cúbicos e gas aprox.	Poco efectivo como absorbente. Como todos los glicoles abate la eficiencia de secado de los adsorbentes.
d) Dietilen Glicol	Abatimiento considerable del punto de equilibrio de los hidratos.	Soluble en hidrocarburos líquidos (0.04 % wt)	Abatimiento del punto de rocío del agua contenida en el gas a 30 °C aprox.
e) Trietilen Glicol	Es el mejor absorbente líquido. Regeneración del 99 %. Pérdidas por vaporización casi nulas	Inhibidor poco eficaz. Soluble en hidrocarburos líquidos (0.07 %wt) tienden a emulsionarse en presencia de éstos.	Abatimiento del punto de rocío del agua contenida en el gas de 35 a 80 °C

Fuente: IMP, "Inhibición de hidratos", 1998.

I.6 Características del gas natural para su transporte y venta

El gas natural que se utiliza como combustible para fines de calentamiento, generalmente contiene un 85-90% de metano, con una variación pequeña principalmente en las proporciones de etano y propano, y un máximo del 15 % o menos de otros gases; su densidad depende de su composición, varía de 0.58 a 0.79 (aire=1.0), y su capacidad calorífica de aproximadamente 960-1200 Btu/pie³. En la Tabla 1.12 se compara la capacidad calorífica de un gas natural típico con otro tipo de gases combustibles, el gas comercial tiene una capacidad calorífica del aproximadamente el doble que muchos de los gases manufacturados. Generalmente se le clasifica en 3 tipos de grupos y conforme a su número Wobbe³⁶ como se muestra en la Tabla 1.13.

La Tabla 1.14 enuncia las especificaciones típicas para el transporte de gas natural en tuberías. Estas especificaciones son negociadas entre comprador y vendedor y son variables. Los rangos que se muestran son para usos típicos.

³⁶ El número de Wobbe es un índice comparativo de la calidad del gas comercial, combina las mediciones de la capacidad calorífica y la densidad relativa, e indica el rango de las calidades de gas que pueden ser manejadas satisfactoriamente por un número predeterminado de orificio de quemador. Se deriva de la siguiente relación: Número de Wobbe = capacidad calorífica / (densidad relativa)^{1/2}

Tabla 1.12. Valores de la capacidad calorífica para gases combustibles.

Gases manufacturados “uso doméstico”	Capacidad calorífica promedio[Btu/pc]	Gas natural y sus componentes	Capacidad calorífica promedio [Btu/pc]
Del carbón	560	Gas comercial	1020-1050
Del aceite	500	Metano	1012
Coque	525	Etano	1800
Gas de agua ³⁷	295-500	Propano	2520
Gas productor ³⁸	132-163	Butano	3106
Hidrógeno	320		

Fuente: Repsol YPF, 2005

Tabla 1.13. Clasificación del tipo de gas de acuerdo con la Unión Internacional del Gas.

Familia	Número Wobbe (Btu/ft ³)	Descripción
1	607 a 800	Principalmente manufacturado, uso doméstico
2	1056 a 1472	Gas natural y mezclas de LPG/aire
2.L		Contiene gases naturales con menor Número Wobbe.
2.H		Incluye gases con alto Número de Wobbe, como el del norte de África
3	1972 a 2353	Principalmente LPG

Tabla 1.14. Especificaciones del gas natural para transporte en tuberías.

Características	Especificación (Goar & Arrington, 1978)
Contenido de agua	4-7 lb / MMPCS (millones de pies cúbicos estándar)
Contenido de H ₂ S	0.25 granos / 100 PCS máx.
Capacidad calorífica bruta	959 Btu/ PCS mín.
Punto de rocío de los hidrocarburos	15 ° F @ 800 psia máx.
Contenido de mercaptanos ³⁹	0.2 granos 7100 PCS máx.
Contenido de sulfuros totales	1-5 granos /100 PCS máx.
Contenido de CO ₂	1-3 % mol máx.
Contenido de oxígeno	0-0.4 % mol máx.
Arena, polvo y líquidos libres	Comercialmente libre
Temperatura de entrega	49 °C (120 °F)
Presión de entrega	49 kg/cm ² man (700 lb/pulg ² man)

Fuente: (Campbell, Maddox 1994)

Los métodos de prueba usados para determinar las diferentes características mostradas en la Tabla 1.15 son los especificados por la Asociación de (Productores o Tratamientos) de Gas (GPA) y la Sociedad Americana para la Prueba de Materiales (ASTM). Los métodos ASTM son equivalentes a los del Instituto Americano del Petróleo (API), en México los métodos de prueba se encuentran en las Normas Oficiales Mexicanas (NOM) para el caso del gas natural es la NOM-001-SECRE-2003 Calidad del gas natural. Las especificaciones más importantes son las primeras tres.

³⁷ El gas de agua es un método de producción de hidrógeno que combina vapor y gas de coque en la siguiente reacción química: $CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2$

³⁸ Es un término genérico para referirse al gas manufacturado y gas para combustión interna de automóviles.

³⁹ Los mercaptanos tienen la fórmula general, RSH, en el cual R representa algún grupo orgánico.

Regulación en la industria de gas natural

Las Normas Oficiales Mexicanas (NOMs) complementan el marco regulador de la industria de gas natural, ya que establecen los estándares técnicos relativos al diseño, construcción, operación y mantenimiento de los sistemas de gas natural a que deben sujetarse los agentes regulados (Tabla 1.15).

Tabla 1.15. Normas Oficiales Mexicanas para el gas natural.

Clave	Descripción	D.O.F.
NOM-001-SECRE-2003	Calidad de gas natural. (Cancela y sustituye a la NOM-001-SECRE-1997, Calidad de gas natural).	29-03-2004
NOM-002-SECRE-2003	Instalaciones para el aprovechamiento de gas natural. (cancela y sustituye a la NOM-002-SECRE-1997)	08-12-2003
NOM-003-SECRE-2002	Distribución de gas natural y gas licuado de petróleo por ductos (cancela y sustituye a la NOM-003-SECRE-1997)	12-03-2003
NOM-004-SECRE-1997	Gas natural licuado–instalaciones vehiculares.	26-01-1998
NOM-005-SECRE-1997	Gas natural licuado–Estaciones de servicio.	28-01-1998
NOM-006-SECRE-1999	Odorización del gas natural	27-01-2000
NOM-007-SECRE-1999	Transporte de gas natural.(modificación de esta norma oficial mexicana, publicada en el D. O. F. del 11 de abril de 2001)	04-02-2000
NOM-008-SECRE-1999	Control de la corrosión externa en tuberías de acero enterradas y/o sumergidas.	27-01-2000
NOM-009-SECRE-2002	Monitoreo, detección y clasificación de fugas de gas natural y gas L.P., en ductos.	08-02-2002
NOM-010-SECRE-2002	Gas natural comprimido para uso automotor. Requisitos mínimos de seguridad para estaciones de servicio	23-10-2002
NOM-011-SECRE-2002	Gas natural comprimido para uso automotor. Requisitos mínimos de seguridad en instalaciones vehiculares.	23-10-2002
NOM-013-SECRE-2004	Norma Oficial Mexicana NOM-013-SECRE-2004, Requisitos de seguridad para el diseño, construcción, operación y mantenimiento de terminales de almacenamiento de gas natural licuado que incluyen sistemas, equipos e instalaciones de recepción, conducción, vaporización y entrega de gas natural. (Sustituye a la NOM-EM-001-SECRE-2002, Requisitos de seguridad para el diseño, construcción, operación y mantenimiento de plantas de almacenamiento de gas natural licuado que incluyen sistemas, equipos e instalaciones de recepción, conducción, regasificación y entrega de dicho combustible)	08-11-2004
NOM-031-SCFI-1994	Gas natural comprimido para uso automotor.-Requisitos de seguridad para estaciones de servicio e instalaciones vehiculares.	11-07-1994
NOM-094-SCFI-1994	Uso del gas natural licuado como combustible vehicular-Requisitos de seguridad para instalaciones vehiculares.	13-12-1995

Fuente: Comisión Reguladora de Energía

Comité Consultivo Nacional de Normalización de Gas Natural y de Gas Licuado de Petróleo por Medio de Ductos, 2007.

I.7 Principales productos derivados y usos del gas natural



Figura 1.18. Principales derivados del gas natural. (SENER, 2008).

Usos Principales

1. Combustible en: a) Transporte; b) Hogares (calentadores de agua, estufas, calefacción); c) Comercios (aire acondicionado, calentadores de agua, hornos) y d) Industrias (sistema de calefacción, secado, generación de vapor, hornos)
2. Generación de energía eléctrica por medio de plantas de ciclo combinado. Esta tecnología consiste en utilizar la combustión del gas natural y el vapor que producen los gases de escape para generar electricidad de manera complementaria.
3. Materia prima. En la elaboración de productos petroquímicos ya que puede ser convertido a hidrógeno, etileno, o metanol, para fabricar diversos tipos de plásticos y fertilizantes.

CAPÍTULO II. PROCESOS DE TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL



Después de identificar plenamente las propiedades del gas natural que se desea explotar, así como también el diseño de tuberías por medio del cual se va a transportar, surge un problema complicado de resolver: los procesos de tratamiento del gas natural. Esta es una parte muy importante del diseño de la explotación del gas, ya que a través de la aplicación de estos procedimientos, se pone al gas natural en condiciones para ser utilizado como energético y se obtiene toda la gama de productos derivados (mencionados en el tema 1.7) que pueden ser utilizados como materia prima para la elaboración de otros productos procesados de mayor valor agregado.

En este capítulo se presentan los procesos que regularmente se emplean para poner al gas natural en condiciones adecuadas para su utilización, transporte y venta; finalmente, se hace un análisis de la tecnología que actualmente es utilizada en la industria mexicana.

II.1 Antecedentes

El tratamiento de gas se realiza para recuperar:

- Los condensables (C_3 , C_4) de importancia comercial.
- La gasolina natural que se obtiene de la fracción pesada que arrastra el flujo de gas.
- Separar la fracción C_2 de importancia en la petroquímica.
- Separar el Isobutano.
- Obtener C_1 .

Esta separación se realiza mediante un fraccionamiento de la corriente de gas que llega al complejo procesador de gas.

El proceso de tratamiento consiste en cuatro etapas:

1. Proceso de deshidratación del gas.
2. Proceso de endulzado del gas (eliminación de los compuestos ácidos, cuando éstos existen).
3. Proceso de recuperación de azufre (Unidad Recuperadora de Azufre, SRU).
4. Procesos de Fraccionamiento del gas en la Planta Criogénica.

En el proceso de endulzado se remueven los compuestos ácidos, H_2S y CO_2 , los cuales pasan a una etapa de separación (etapa 3) en la que el dióxido de carbono se envía a los quemadores y el ácido sulfhídrico se procesa hasta obtener azufre elemental. Éste azufre es inócuo y de alta pureza (99.9 %) teniendo alto valor comercial.

II.2 Procesos de deshidratación

La deshidratación de gas se realiza para evitar que se condense en las tuberías y torres donde se realiza su tratamiento posterior. En este apartado se mencionan algunos de los procesos de deshidratación utilizados en la industria petrolera.

II.2.1 Uso de glicol

La deshidratación por Glicol se basa en el contacto del gas con un líquido higroscópico en un proceso de absorción donde el vapor de agua presente en el gas se disuelve en la corriente de Glicol líquido puro. El funcionamiento de una unidad deshidratadora se mide por su habilidad para reducir el punto de rocío del gas.

El gas húmedo pasa a través de un (scrubber) removedor de líquidos libres. Luego, el gas ingresa al contactor e “intercambia” el agua con el Glicol que circula en contracorriente. El agua es absorbida por el Glicol y el gas deja el contactor a través de un malla (tamiz) eliminadora de niebla (demister) para reducir el transporte de Glicol en el gas de salida. El Glicol rico (en agua) es bombeado a través de un filtro y luego a un intercambiador Glicol – Glicol que eleva la temperatura del Glicol rico antes de que ingrese al regenerador. El Glicol es separado del agua y los contaminantes de bajo punto de ebullición en la columna del rehervidor reteniéndose estos últimos. El rehervidor usualmente es del tipo tubos de fuego y sirve para aumentar la temperatura requerida para alcanzar la eficiencia de remoción de agua buscada. Un acumulador almacena el Glicol separado de la destilación, luego pasa al intercambiador Glicol – Glicol que reduce la temperatura a un nivel que no dañe las bombas. Usualmente, antes de las bombas se intercala un filtro para remover contaminantes que puede causar excesivo desgaste de la bomba. Vea la Figura 2.1.

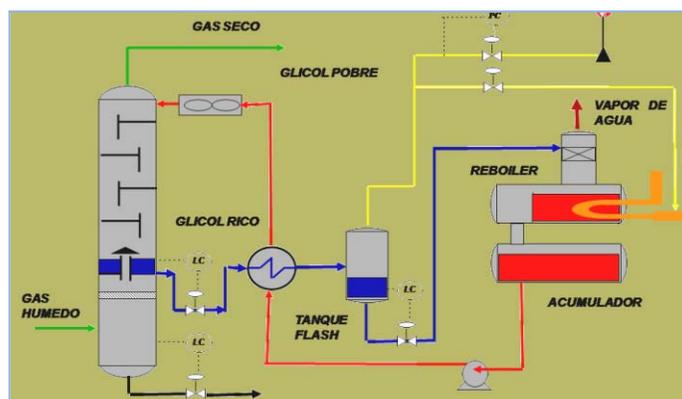


Figura 2.1. Deshidratación con Glicol. (Fuente: Repsol YPF Introducción al tratamiento de gas natural).

Bajo la designación de glicoles se incluyen tres compuestos trietilenglicol, dietilenglicol, y monoetilenglicol. El análisis del Glicol es muy útil para determinar la eficiencia operacional de la planta, dado que, existen muchas especificaciones que deben cumplir los glicoles (Véase la Tabla 2.1 donde se enuncian algunas propiedades del monoetilenglicol).

La pérdida de Glicol puede ser el mayor problema operativo en plantas de deshidratación. Se considera aceptable una pérdida de 1 lb/MMpc de gas secado.

Tabla 2.1 Especificaciones del monoetilenglicol para uso como deshidratante de una corriente de gas natural

Especificación	Propiedad típica	Especificación	Propiedad típica
Humedad	0.2 % máximo	Densidad a 25 °C	1.110
Acidez (c/ácético)	0.005 % máximo	Densidad a 60 °C	1.085
Color APHA	15 máxima	Viscosidad a 25 °C	16.5 cP
Peso Específico	1.1149 – 1.1164	Viscosidad a 60 °C	4.7 cP
Pureza	99.0 % mínimo	Pto. de Inflamación	116 °C
Hierro	1.5 ppm máximo	Cenizas	0.005 % máximo
pH de solución 30 %		6.0 – 8.0	
Destilación	Pto. Inicial: 195 °C mínimo	Pto Seco: 205 °C máximo	

Fuente: G.P.A. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L.

Ventajas y desventajas de los glicoles

A continuación, se hará mención de las ventajas y desventajas en el uso de Glicoles para la deshidratación del gas natural.

Tabla 2.2. Ventajas y desventajas más comunes en el uso de glicoles para deshidratación del gas.

VENTAJAS	DESVENTAJAS
<ul style="list-style-type: none"> - TECNOLOGÍA SIMPLE - PROCESO COMPROBADO EN EFECTIVIDAD - BAJO CAPEX - BAJO OPEX¹ - DESPUÉS DE LA DESHIDRATACIÓN DEL GAS, SE CUMPLEN LAS ESPECIFICACIONES DE TRANSPORTE POR GASODUCTOS. 	<ul style="list-style-type: none"> - LIMITADO A PUNTO DE ROCÍO > - 40 °C - CONTAMINACION DE SOLVENTE. - ABSORCION DE AROMATICOS Y H₂S - VENDEO A INCINERACION

Fuente: (Repsol YPF, 2007)

II.2.2 Uso de tamices moleculares

Se basa en el contacto del gas con un sólido higroscópico denominado desecante, en la Tabla 2.3 se da una lista de este tipo de compuestos. La ventaja de este proceso es que además de remover agua también remueve ácido sulfhídrico, la principal desventaja es que se requieren altas temperaturas para regenerarlos, por lo que su consumo es caro.

¹ Opex (Operational Expenditures). Es una herramienta para el cálculo de gastos operativos para la gerencia de servicios técnicos en forma automática.

Tabla 2.3. Tipos de tamices moleculares como desecantes.

Desecante	Forma	Densidad (g/cm ³)	Tamaño de partícula	Contenido de agua salida (ppm)
Alúmina gel	Esférica	0.832	¼ pulg	5-10
Alúmina activada	Granular	0.832	¼ -8 mallas	0.1
Alúmina activada	Esférica	0.752-0.768	¼ - 8 mallas	0.1
Sílica gel	Esférica	0.800	4 – 8 mallas	5 - 10
Tamiz molecular	Esférica	0.672-0.72	4 -8 mallas 8 – 12 mallas	0.1
Tamiz molecular	Cilíndrico	0.640-0.704	1/8 – 1/16 in.	0.1

Fuente: G.P.A. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L.

Los adsorbentes se encuentran en forma de sólidos, pudiendo ser porosos, granulados o en polvo. El tamaño de estas partículas afecta el proceso de adsorción.

Los principales adsorbentes utilizados en la industria del petróleo son:

1. **Alúmina activada.** La alúmina activada se obtiene deshidratando térmicamente a la alúmina (Al₂O₃). Se utiliza sobre todo para el secado en lecho fluido de los gases.
2. **Sílica gel.** Éste contiene 92 % de sílice, 6 % de agua y 2 % de sales minerales residuales. Su presentación más común es en forma de gránulos translúcidos. Se le utiliza principalmente para el secado de aire y de gases, presenta buena absorción de agua (a presiones bajas).
3. **Tamices moleculares.** Son cristales porosos de sílico-aluminatos, alcalinos o alcalinotérreos. Su sistema cristalino es tal que, previa eliminación del agua de cristalización, a temperaturas elevadas conserva una estructura constituida por una red de cavidades de igual diámetro, unidas entre sí, y con poros de tamaño uniforme. El diámetro efectivo varía, según el tipo de tamiz. Los tamices que se designan con letras diferentes poseen sistemas cristalinos diferentes. Su nombre hace referencia a la capacidad que poseen de separar moléculas en función del tamaño, rechazando las moléculas demasiado gruesas para internarse en las cavidades (no pasan a través de los poros). Por ejemplo un tamiz 5^a adsorbe parafinas normales (diámetro de 4.9 nm) y no a las isoparafinas. En la Tabla 2.4 se dan algunas propiedades de este tipo de tamices.

Tabla 2.4. Propiedades de algunos tamices moleculares.

Propiedad	Designación del tamiz molecular				
	3 ^a	4 ^a	5 ^a	10X	13X
Tipo de catión	K ⁺	Na ⁺	Ca ⁺	Ca ⁺	Na ⁺
Tamaño de partícula (mm)	Polvo cristalino 0.6 a 5.0 µm Granulado cilíndrico de 1.6 a 3.2 mm				
Densidad relativa (g/cm ³) (Granulado de 1.6 mm)	0.75	0.70	0.70	0.60	0.60
Calor específico (cal/g°C)	0.19				
Diámetro medio de los poros (nm)	3.0	4.2	5.0	8.0	10.0

Fuente: G.P.A. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L.

En los procesos de deshidratación con sólidos, los materiales más comunes son la alúmina activada y la sílica gel. Se recomienda tener dos lechos en paralelo, utilizándose uno, mientras el otro se regenera. La regeneración puede realizarse empleando gas combustible, gas inerte o vapor recalentado. Pueden alcanzarse descensos del punto de rocío superiores a 56 °C utilizando estos materiales. El tamaño del grano de absorbente y el espesor del lecho vienen determinados por la caída de presión permisible. El proceso de absorción tarda de 8 a 24 horas donde el vapor de agua presente en el gas se absorbe en el lecho de desecante. En la Figura. 2.2 se muestra un diagrama del proceso y el tipo de estructuras de algunas mallas moleculares (Zeolitas). La columna empacada con el desecante absorbe el agua presente en el gas.

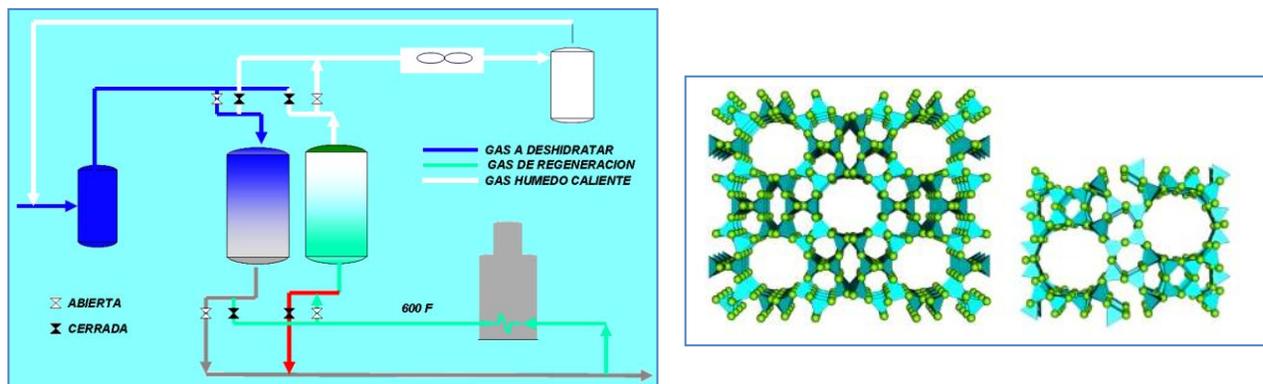


Figura. 2.2 Proceso de deshidratación con tamices moleculares y estructuras de tipo túnel (poros) donde se acomodan los cationes, el agua y otras moléculas. (Repsol YPF, 2007; Quiminet, 2008).

Básicamente, el proceso anterior consiste en alimentar la mezcla de gases a una cámara de adsorción rellena con un tamiz molecular, a la vez que se aumenta la presión sobre esta cámara. De esta forma, uno de los gases queda preferentemente adsorbido (gas amargo), mientras que el otro (o mezcla) puede ser arrastrado fuera de la cámara. Cuando esta cámara está saturada, se alimenta a una segunda cámara donde se repite el proceso anterior, a la vez que se descomprime la primera cámara, liberándose el gas retenido, que por lo general, vuelve a ser una mezcla de los gases alimentados pero con una concentración mucho mayor en el gas que se desea separar y que es el que se ha adsorbido de forma preferencial.

Ventajas y desventajas de los tamices moleculares

A continuación, se mencionarán las ventajas y desventajas en el uso de tamices moleculares para la deshidratación del gas natural.

Tabla 2.5. Ventajas y desventajas más comunes en el uso de Tamices moleculares para deshidratación del gas.	
VENTAJAS	DESVENTAJAS
- PUNTO DE ROCÍO < -148 °F (-100 °C)	- ALTO CAPEX / OPEX
- NO ABSORBEN HIDROCARBUROS AROMATICOS	- DESECANTE SENSITIVO A HC
- REMUEVE H ₂ O / H ₂ S	- REPLAZO PERIODICO ≈ 5 AÑOS

Fuente: Repsol YPF, 2007

II.3 Procesos de endulzado

La remoción de los componentes ácidos del gas, CO₂ y H₂S (endulzado) se puede llevar a cabo mediante diversos procesos. El método más empleado es separar los gases ácidos por reacción con alcanolaminas. La interacción de los gases ácidos con las alcanolaminas es la base del Proceso Girbotol (que se describirá más adelante), a partir del cual se han desarrollado muchas variantes a lo largo de los años para tratar diferentes tipos de gas con el objetivo de optimizar costos y la operación.

II.3.1 Procesos que emplean solventes

Los procesos con solventes físicos usan solventes orgánicos para absorber físicamente a los componentes del gas para después reaccionar químicamente. La capacidad de absorción es directamente proporcional a la presión parcial² (Pp) del gas ácido, a presiones altas, se hace posible una remoción más completa. Algunos de los procesos con solventes físicos son los siguientes:

1. Fluor Solvent Carbonato de Propileno o PC.
2. Purisol Metil Pírolideno o NMP.
3. Rectisol Metanol.
4. Selexol Dimetil éter o polietilen-glicol

El esquema para un proceso con solventes físicos se muestra en la Figura 2.3. Como en los sistemas con aminas, el gas es puesto en contacto con una solución en circulación en un absorbedor. El solvente es entonces regenerado por separación instantánea (flash) a baja presión. Etapas intermedias están incluidas para liberar a los hidrocarburos absorbidos.

² Para una temperatura dada, la presión parcial de un gas se calcula como: $Presión\ parcial_n = \frac{Moles_n}{Moles\ totales} * presión\ gas$

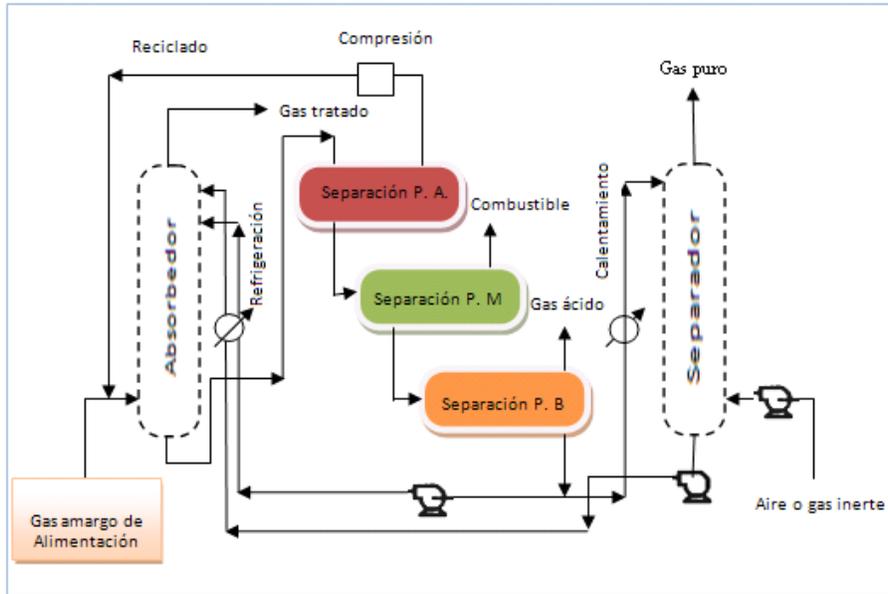


Figura 2.3. Esquema de un proceso con solventes físicos. Planta Selexol. (B.C. Price, 1989).

Los procesos Fluor solvent y Rectisol son los más usados particularmente para corrientes de gas con altas concentraciones de CO₂ y con una limitada cantidad de hidrocarburos pesados. La desventaja principal de estos solventes radica en su afinidad para absorber hidrocarburos pesados. Esencialmente el propano y los más pesados serán removidos con el CO₂. Adicionalmente estos solventes tienden a ser costosos y las pérdidas de los mismos pueden significar que el proceso será caro.

El proceso Selexol está específicamente diseñado para manejar bajos gastos de H₂S y CO₂ en corrientes de gas. El proceso involucra la conversión catalítica de H₂S a azufre sin la reacción con calor. La recuperación de azufre se incrementa con la adición de dos reactores Claus corriente abajo para asegurar la conversión de azufre comparable a una planta Claus de tres etapas. Este proceso puede manejar corrientes de gas con H₂S del 1 %. Para gases con un contenido mayor al 5 % de ácido se requiere un reciclador para mantener la temperatura de reacción en niveles aceptables.

Ventajas y desventajas de los procesos físicos

En la tabla 2.6 se mencionan las ventajas y desventajas en el uso de procesos con solventes para el endulzado del gas natural.

Tabla 2.6. Ventajas y desventajas de los procesos con solventes.	
VENTAJAS:	DESVENTAJAS:
<ul style="list-style-type: none"> - MUY BAJO CONSUMO DE ENERGIA - REGENERACION A BAJA TEMPERATURA - ECONOMICOS PARA REMOCIÓN - CONJUNTA - SELECTIVOS AL H₂S - REMUEVEN COS, CS₂ 	<ul style="list-style-type: none"> - LIMITADO PARA BAJA P_P GAS ACIDO (P_P gas acido < 50 lb/pulg²). - LIMITADO A BAJO % DE HCS PESADOS - GAS DE FONDO (H₂S) A DISPOSICIÓN - NO SIEMPRE CUMPLEN ESPECIFICACIÓN DE TRANSPORTE EN GASODUCTOS

Fuente: Repsol YPF, 2007

II.3.2 Procesos de membranas de filtración selectiva

Una tecnología para el endulzado de gas, es el uso de membranas semipermeables para separar los componentes hidrocarburos de los no hidrocarburos a nivel molecular. Tales procesos son más confiables que otros a base de solventes químicos y con altos costos de mantenimiento y dependen únicamente de la naturaleza del material de la membrana.

La tecnología de membrana está emergiendo rápidamente en la industria del petróleo para uso en el tratamiento de gases de producción. La filtración selectiva consiste en que una membrana polimérica se usa para separar compuestos gaseosos como CO_2 , H_2S y agua presente en el gas natural cuando se somete a una presión diferencial.

Con una membrana es difícil remover el H_2S a los niveles exigidos para un gasoducto, pero se puede remover casi todo el CO_2 y una fracción importante del H_2S , el resto puede ser removido con otro proceso.

Dependiendo de las propiedades del gas, una membrana diseñada para bajar el contenido de CO_2 a los niveles exigidos por el gasoducto puede reducir también el contenido de agua a valores de 7 lb/Mpc pero algunas veces es necesario complementar la deshidratación con otro proceso para llevarla a los contenidos exigidos (Véase Capítulo I, apartado I.5 “Características del gas natural para su transporte y venta”).

Las investigaciones realizadas con el uso de membranas para remover CO_2 , H_2S y H_2O han mostrado lo siguiente: Remoción de CO_2 , el costo de tratamiento usando membranas está muy por encima del costo usando una planta de aminas, se espera que mejorando la selectividad de la membrana y su permeabilidad se puedan tener costos más competitivos.

Actualmente las membranas, son una tecnología relativamente nueva, tienen su principal aplicación como una alternativa económica atractiva para remover CO_2 en volúmenes pequeños de gas, hasta 10 Mpcd, pero la tendencia es hacerla aplicable para remover H_2S , CO_2 y agua para usarla en plataformas de producción.

Finalmente, las membranas también pueden usarse en sistemas híbridos en los cuales se usa en forma combinada con equipos de uso tradicional en el procesamiento del gas; este es el caso de las membranas gas - líquido usadas en la remoción de CO_2 en donde la membrana se usa para eliminar parte del CO_2 del gas que entra a endulzado, antes de que entre a contacto con la solución de aminas en el absorbedor, y luego se usa para remover parte del mismo de la solución de aminas que va a regeneración, antes de entrar a la torre regeneradora.

La exitosa aplicación de la tecnología de membranas permitirá traer más gas natural a los consumidores a menor precio y explotar yacimientos pequeños de gas o de difícil acceso que por los bajos volúmenes o las dificultades para llegar a ellos los hacía demasiado costosos.

Ventajas y desventajas de los procesos de membranas de filtración

A continuación, se hará mención de las ventajas y desventajas en el uso de Membranas de filtración selectiva para el endulzado del gas natural.

Tabla 2.7. Ventajas y desventajas de los procesos con membranas de filtración selectiva	
VENTAJAS:	DESVENTAJAS:
<ul style="list-style-type: none"> - BAJO CONSUMO DE ENERGÍA - ALTA CAPACIDAD DE REMOCIÓN - SELECTIVO AL H₂S - BAJO CAPEX - SIN GAS DE FONDO 	<ul style="list-style-type: none"> - AMPLIA DISPOSICIÓN DE OPCIONES - POCO FACTIBLE PARA ALTAS PRODUCCIONES DE GAS - BAJA VIDA ÚTIL DE LAS MEMBRANAS

Fuente: Repsol YPF, 2007

II.3.3 Proceso de la criocelda

Este proceso tiene dos propósitos: licuar el gas natural de forma criogénica para transportarlo y diversificarlo en los mercados nacionales e internacionales y al mismo tiempo, tratar el gas, removiendo impurezas como el agua, dióxido de Carbono y ácido sulfhídrico. Sin embargo, este gas tratado no alcanza las especificaciones de transporte por gasoductos (Ver Capítulo I, apartado I.6).

En las plantas convencionales de GNL, se usa un pre-tratamiento para remover los contaminantes que podrían acumularse en la superficie del intercambiador de calor formando sólidos congelados, haciendo al equipo inoperable. Con la Criocelda (Figura 2.4), la corriente de gas es endulzada en un recipiente de contacto especialmente diseñado para la precipitación y separación de la mayoría de los contaminantes de la corriente de gas natural en fase sólida.

Estos contaminantes en fase sólida son licuados en el fondo del recipiente y son removidos en un proceso, el gas natural forma una corriente aparte y es tomado de la cima del recipiente para posteriormente ser enfriado y licuado.

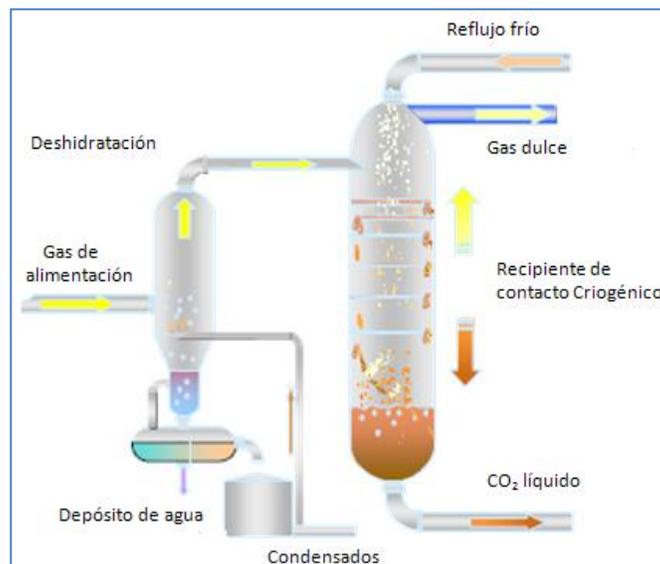


Figura 2.4. Esquema del proceso Criocelda. (Amin Jackson, 2005).

En este proceso, el gas de alimentación es pre-enfriado vía intercambiador de calor con un refrigerante mixto. Después del pre-enfriamiento, el gas que va a entrar en el recipiente criogénico a través de una válvula Joule-Thompson (JT) para ser refrigerado; estos hidrocarburos, que salen de la válvula JT y entran al recipiente de la Criocelda ya no están en la fase gaseosa únicamente debido al efecto de expansión de la válvula.

Para el pre-tratamiento del GNL, una corriente de hidrocarburos líquidos fríos sale del intercambiador de calor principal y entra al recipiente criogénico como una contracorriente por una válvula de expansión y se mezcla con la corriente fría de hidrocarburos de alimentación en un ciclo. Dentro del recipiente criogénico, ocurre una condensación parcial que se compone principalmente de Metano, CO₂ sólido, y los hidrocarburos pesados que se depositan en el fondo del recipiente criogénico, de donde posteriormente se mueven.

El gas que emerge desde la cima de la Criocelda es gas dulce frío. Dependiendo del uso de la criocelda, el porcentaje de contaminantes que permanece en la corriente de gas puede ser controlado, en el caso del CO₂, este puede permitirse en un rango de 4 % hasta 0.02 % ppm para gasoductos. La concentración del líquido que sale del fondo del recipiente (principalmente CO₂) es controlada, además, este líquido puede ser almacenado si se requiere.

Si se usa el proceso de la Criocelda para la eliminación de la etapa de pre-tratamiento convencional del GNL, se puede reducir el tamaño de una planta de GNL en un 20 a 30% manteniendo sus mismas capacidades³.

El pre-tratamiento del gas es igual de importante que el proceso de licuefacción y que el método de refrigeración. En la siguiente Tabla 2.8, se muestran los costos de capital adicionales del pre-tratamiento y de licuefacción comparados con los de la Criocelda.

Capacidad de la planta	1 MMpcd GNL		10 MMpcd GNL	
	Pre-tratamiento	Licuefacción	Pre-tratamiento	Licuefacción
Costo del sistema con aminas	\$ 0.4	\$ 6	\$1.4	\$ 33.6
Costo del sistema de tamiz molecular	\$ 0.3		\$ 0.8	
Criocelda	\$ 6		\$ 28	

Fuente: Amin y Jacson, (International Petroleum Technology Conference, 2005)

Para proyectos de producción como los mostrados en la Tabla 2.8, los costos de capital para la licuefacción y pre-tratamiento de gas natural pueden ser reducidos del 20 al 40 % con la Criocelda, dependiendo del tipo de proceso seleccionado. Aproximadamente, del 10 al 15% de estos costos pueden ser atribuidos al subproceso de pre-tratamiento de la planta, junto con el proceso simplificado de refrigeración de la Criocelda.

³ Cole et al.: "Process for liquefying natural gas stream containing at least one freezable component." USA Patent.

II.3.4 Proceso SPREX®

El Instituto Francés del Petróleo (IFP) y TOTAL (Una compañía de servicios petroleros francesa) han desarrollado un proceso criogénico para la remoción de la mayor parte del H₂S del gas natural muy amargo (hasta concentraciones mayores del 40 %), el proceso Sprex®. Parte del objetivo de dicho proceso, consiste en la reinyección de los componentes ácidos separados (CO₂ y H₂S) dentro de una formación geológica cuando se necesite. Esto no solamente reducirá las emisiones de los gases de efecto invernadero (especialmente el CO₂), reducirá también la producción de azufre.

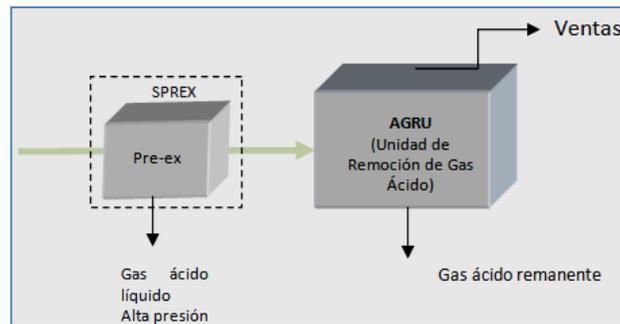


Figura 2.5. Diagrama de bloques del proceso Sprex®. (F. Lallemand, SPE, 2005)

El proceso, involucra el pre-tratamiento de la corriente de gas por destilación criogénica y tiene las siguientes ventajas:

- Reduce el contenido de H₂S en el gas, produciendo gas parcialmente endulzado el cual puede ser procesado por una unidad de aminas convencional de menor tamaño, capaz de llevarlo a los requerimientos necesarios de H₂S y CO₂ para gasoductos.
- Produce un condensado de H₂S a alta presión, 725 a 942 lb/pulg² (50.97 kg/cm² a 66.22 kg/cm²) que puede ser fácilmente re inyectado dentro de una formación geológica.

En la Figura 2.6, se muestra la versión más simple del proceso, el cual trata la corriente del gas natural hasta dejarla en concentraciones entre el 10 y el 20 % de H₂S. La temperatura mínima que se alcanza es de -30 °C, que es lo suficientemente alta para prevenir la formación de hidratos en todos los puntos críticos de la unidad. La descripción detallada del proceso no se tiene disponible pues cuenta con derechos de autor, por este motivo, sólo se muestran los diagramas más básicos.

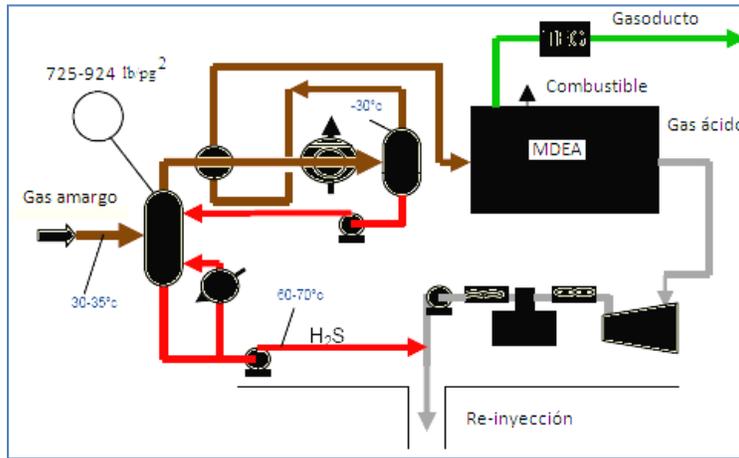


Figura 2.6. Diagrama del proceso simplificado Sprex® (Lallemand, 2005).

El H₂S separado en el proceso Sprex®, es producido en fase líquida a presiones de 51 kg/cm² a 64.8 kg/cm² (725-920 lb/pulg²), con la que se requiere mucho menos energía de compresión para la re-inyección dentro de un yacimiento para su almacenamiento.

Para completar con el tratamiento del gas, se encuentra una unidad endulzadora de aminas, localizada corriente abajo, como ahora se tiene menos concentración de ácido sulfhídrico a separar, entonces, el gasto de circulación de aminas (usado en sólo una parte del proceso) puede ser sustancialmente disminuido, lo cual reduce el costo y la energía de consumo de la unidad.

En la Tabla 2.9 se resume, una estimación de los ahorros de inversión y consumo de energía para el tratamiento de 4.5 millones de m³/día (165 MMpcd) de gas con una concentración de 35% de H₂S y 7% de CO₂.

Tabla 2.9. Aplicación de la unidad Sprex® y comparación económica con aminas.			
		Aminas	Sprex® 30 + aminas
Capex	MM Dls	153	128
Consumo de Energía	MW	52	30
Consumo de Energía por generación de vapor	MW	46	40

Fuente: Lallemand, 2005.

Los costos mencionados en la Tabla 2.9 incluyen el endulzado, las unidades de compresión y a los costos por generación de la energía requerida para el funcionamiento de la planta (excluyen a los ductos y a los pozos inyectoros).

El proceso Sprex® tiene otras variantes de su proceso original que aun se están probando, sin embargo, este proceso ha sido pensado para un desarrollo más económico de campos con altas concentraciones de gases amargos, para después ser re inyectados en un yacimiento y ser utilizados posteriormente.

II.3.5 Procesos que emplean solventes químicos

Los solventes químicos tienen un amplio uso para la remoción de los gases ácidos. Mediante absorción química, el solvente es regenerado y vuelve a utilizarse en un proceso continuo.

Los solventes más comunes son la Monoetanolamina (MEA) y la Dietanolamina (DEA). Recientemente, la Metildietanolamina (MDEA) requiere menos calor para regeneración que la DEA y la MEA y tiene una mayor selectividad a la remoción del H₂S en la presencia del CO₂.

Las diferencias primarias entre los procesos para MEA y DEA son en la concentración de las soluciones. La MEA comúnmente es usada en concentraciones de 10 a 20 % (p/p) en solución acuosa siendo 15 % la más común. DEA es usada en concentraciones mayores al 30% (p/p). Los rangos promedio de concentración para la MDEA son del 30 al 50 % (p/p) en solución acuosa, y para la DGA los rangos son del 40 al 70 % (p/p).

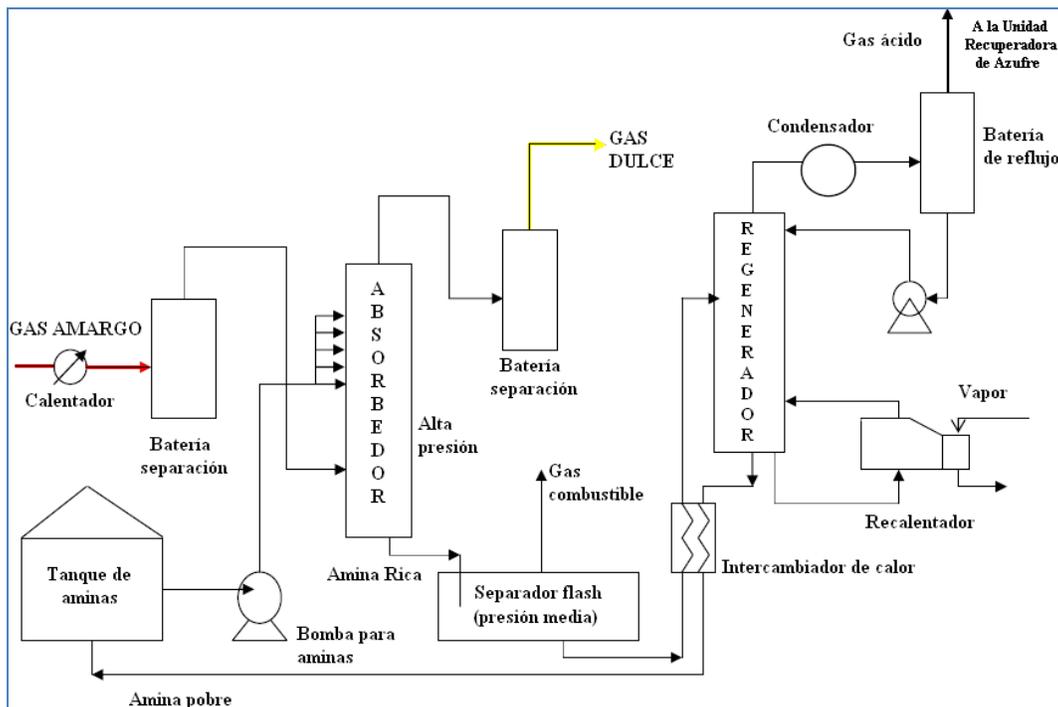


Figura 2.7. Esquema para endulzado de gas de una planta con uso de aminas. (M. Pandey, SPE, Oil and GNC. 2005.)

Un diagrama de este proceso se muestra en la Figura 2.7. El H₂S y el CO₂ son removidos en un absorbedor a alta presión. La solución se regenera en un separador a baja presión, esta operación se realiza agregando, calor.

Alcanolaminas

A continuación, se describirán algunas de las propiedades físicas y químicas de las aminas, así como sus aplicaciones, ventajas y desventajas más comunes en la industria del endulzado de las corrientes de gas natural.

Otros solventes que también se han empleado son: trietanolamina, diglicolamina ($\beta\beta'$ hidroxiaminoetil éter) y metil-dietalonamina (MDEA) entre otros. La Tabla 2.10 muestra algunas de las propiedades de las alcanolaminas y en la Figura 2.8 su fórmula.

Tabla 2.10. Características importantes de las alcanolaminas						
	MEA	DEA	TEA	DGA	DIPA	MDEA ⁴
Masa molecular	61.08	105.14	148.19	105.14	133.19	119.17
Presión de vapor Reid (PVR)	1.05	0.058	0.0063	0.16	0.01	0.0061
Capacidad Relativa %	100	58	41	58	46	51

Fuente: Maddox, 1985

Monoetanolamina (MEA)

MEA es la base más fuerte de las diferentes aminas y la que reacciona más rápidamente con los gases ácidos. La Monoetanolamina remueve la mezcla de ácido sulfhídrico y dióxido de carbono y generalmente se le considera como no selectiva entre estos dos gases ácidos. Con el peso molecular más bajo entre las aminas, tiene una gran capacidad de acarreo para los gases ácidos por unidad de volumen o de peso, esto generalmente significa menor circulación para remover cierta cantidad de gases ácidos. Los procesos con MEA reducen las concentraciones del gas ácido para las especificaciones de las tuberías (generalmente menores que 0.25 granos por 100 pie³). Con un diseño apropiado de operación, el contenido de gas ácido puede reducirse hasta 0.05 granos por 100 pie³.

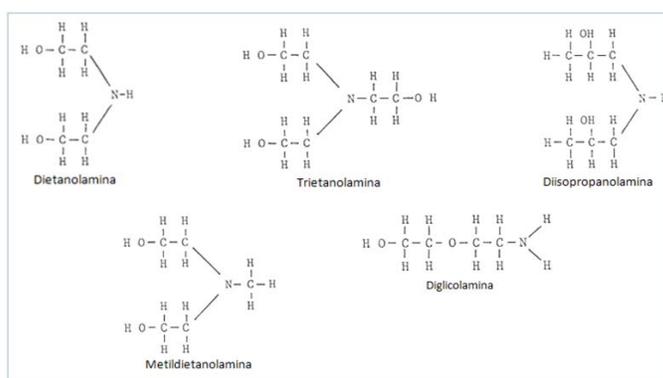


Figura 2.8 Estructuras correspondientes a las etanolaminas (Maddox, 1985).

Dietalonamina (DEA)

⁴ MEA, DEA, TEA, DGA, DIPA de Maddox.

El proceso acuoso de la DEA es similar al principio de operación de la MEA. Una diferencia principal es que la DEA no reacciona con el sulfuro del carbón y con el disulfuro de carbón. DEA es mucho menos volátil que MEA, resultando en menores pérdidas de solución de aminas por vaporización. Sin embargo, está sujeta a la degradación por temperatura.

Trietanolamina (TEA)

Aunque la trietanolamina acuosa (TEA) fue la primera amina utilizada comercialmente para el endulzado de gas, fue desplazada por la MEA o DEA. Es menos reactiva con los gases ácidos. Tiene menor capacidad de arrastre por volumen de solución y también para la reducción del contenido de H₂S para las especificaciones de los gasoductos. La ventaja principal aparente de TEA (y MDEA, también una amina terciaria) es que es selectiva para el ácido sulfhídrico.

Diglicolamina (DGA)

El uso de DGA como agente de tratamiento del gas puede resultar en atractivos ahorros cuando la concentración total del ácido de la corriente a ser tratada es mayor que el 1% en mol. El nivel de remoción del COS (oxosulfuro de carbono) aumenta con aumento de temperatura y tiempo de contacto en los absorbedores. Dependiendo de la temperatura, presiones y variaciones en L/V de los radios de los absorbedores, los niveles de COS de la corriente de gas puede ser reducidos en un 75 % o más.

Metildietanolamina (MDEA)

La MDEA se ha utilizado recientemente para el endulzado del gas natural debido a su capacidad o “selectividad” en la reacción con el H₂S en presencia del CO₂.

Todas las alcanolaminas dependen de la reacción del grupo amino con la naturaleza ácida del gas H₂S y CO₂, para el proceso de absorción (Figura 2.9). En la Tabla 2.11 se presenta las reacciones químicas. Las reacciones mostradas proceden de izquierda a derecha a bajas temperaturas y de derecha a izquierda a temperaturas altas, por lo que el H₂S y el CO₂ pueden ser absorbidos por las alcanolaminas a temperatura ambiente. A temperaturas elevadas (como las existentes en la columna de absorción) las reacciones son reversibles y se inicia la descomposición de los gases ácidos en la columna fraccionadora.

Tabla 2.11. Reacciones primarias de las alcanolaminas con los gases ácidos		
	H ₂ S	CO ₂
MEA	$2\text{RNH}_2 + \text{H}_2\text{S} \leftrightarrow (\text{RNH}_3)_2\text{S}$ $(\text{RNH}_3)_2\text{S} + \text{H}_2\text{S} \leftrightarrow 2\text{RNH}_3\text{HS}$	$2\text{RNH}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 \leftrightarrow (\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3$ $(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3 + \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2\text{RNH}_3\text{HCO}_3$ Global $2\text{RNH}_2 + \text{CO}_2 \leftrightarrow \text{RNHCOONH}_3\text{R}$
DEA	$2\text{R}_2\text{NH} + \text{H}_2\text{S} \leftrightarrow (\text{R}_2\text{NH}_2)_2\text{S}$ $(\text{R}_2\text{NH}_2)_2\text{S} + \text{H}_2\text{S} \leftrightarrow 2\text{R}_2\text{NH}_2\text{HS}$	$2\text{R}_2\text{NH} + \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 \leftrightarrow (\text{R}_2\text{NH}_2)_2\text{CO}_3$ $(\text{R}_2\text{NH}_2)_2\text{CO}_3 + \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2\text{R}_2\text{NH}_2\text{HCO}_3$ Global $2\text{R}_2\text{NH} + \text{CO}_2 \leftrightarrow \text{R}_2\text{NHCOONH}_2\text{R}_2$
TEA	$2\text{R}_3\text{N} + \text{H}_2\text{S} \leftrightarrow (\text{R}_3\text{NH})_2\text{S}$ $(\text{R}_3\text{NH})_2\text{S} + \text{H}_2\text{S} \leftrightarrow 2\text{R}_3\text{NHHS}$	$2\text{R}_3\text{N} + \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 \leftrightarrow (\text{R}_3\text{NH})_2\text{CO}_3$ $(\text{R}_3\text{NH})_2\text{CO}_3 + \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2\text{R}_3\text{NHHS}$
R = C₂H₄OH		

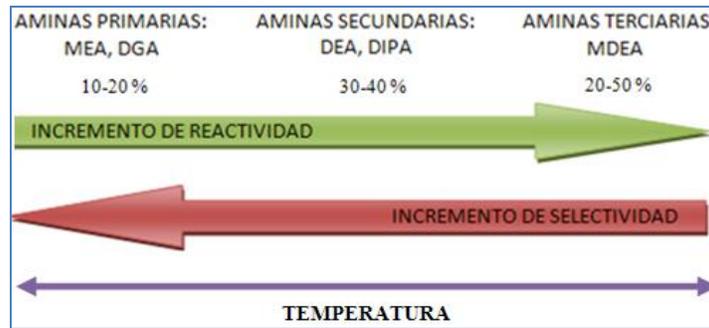


Figura 2.9. Distribución de reactividad y selectividad de las aminas.

Proceso BANFIELD

El proceso Benfield es un método para el tratamiento de gas, diseñado para remover componentes ácidos como el CO₂ y H₂S. Este proceso utiliza un solvente químico absorbente basado en una solución de 30% de carbonato de potasio (K₂CO₃) en agua, un activador y un inhibidor de corrosión. El activador es un aditivo de baja concentración puesto en la solución de carbonato para mejorar la absorción del CO₂.

Es usado en las siguientes aplicaciones:

- Para la remoción del CO₂ en las plantas de amonio.
- Para la remoción del CO₂ en las plantas reductoras de mineral de hierro.
- Para obtener las especificaciones del transporte por ductos y del GNL.
- Reciclar gas en la oxidación del etileno.

Con dicho proceso las pérdidas del gas de síntesis⁵ y de hidrocarburos son mínimas debido a su baja solubilidad en la solución de carbonato de potasio. En la siguiente Figura 2.10 se muestra la representación esquemática de dicho proceso.

⁵ El gas de síntesis son las diversas mezclas de monóxido de carbono e hidrógeno que se emplean para fabricar productos químicos.

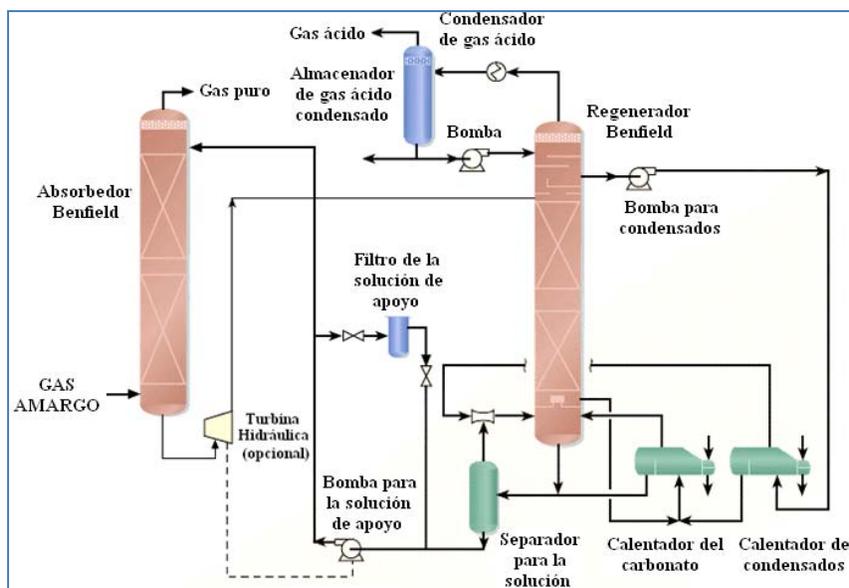


Figura 2.10. Proceso Benfield (UOP's Gas Processing Business, 2000).

La absorción y regeneración de los gases ácidos se realiza de forma similar que en el proceso convencional por aminas (descrito anteriormente). El gas a ser tratado es alimentado desde el fondo de la columna absorbidora y choca en contracorriente con la solución de apoyo (carbonato de potasio) alimentada desde la cima o tope de la misma columna.

Los gases ácidos son absorbidos por el líquido absorbente. Entonces, éste líquido se precalienta y posteriormente se administra al tope de la columna regeneradora, donde los gases ácidos son separados para la regeneración de esta solución. Posteriormente, el líquido es pre-enfriado y re-circulado al absorbedor.

La presión parcial del gas ácido es el factor determinante en este proceso. Las condiciones de alimentación se encuentran en un rango de 150 y 1800 lb/pulg² man (10.56 y 126.8 kg/cm² man) con composiciones del gas ácido del 5% a más del 35% en volumen. Las especificaciones del producto que se desean alcanzar dependen de la aplicación y pueden ser cualesquiera de unos pocos cientos de ppmv a pocos porcentajes de CO₂. El consumo de calor promedio es de 30,000 a 40,000 Btu/lb-mol.

Tratamiento de gas FLEXSORB

Las tecnologías FLEXSORB SE, FLEXSORB PS, y FLEXSORB HP utilizan una nueva clase de aminas desarrolladas por ER&E, llamada “aminas bloqueadoras”. Cada una de estas tecnologías usan una amina bloqueadora diseñada para cada aplicación del tratamiento de gas comúnmente ya sea en la industria petrolera, petroquímica o industrial.

El primer proceso requiere un 41 % de MDEA de circulación y un 51 % de energía para la regeneración. Este bajo gasto contribuye a que las dimensiones del regenerador sean menores. El efecto total es más del 25 %

de reducción en inversión y más del 40 % en costos de operación. Debido a estas ventajas, la tecnología está siendo modificada y aplicada en muchos proyectos nuevos.

Esta estabilidad mejorada resulta en una degradación menor de las aminas.

La siguiente Figura 2.11 muestra la ventaja significativa usada por el proceso Flexsorb PS vs. la tecnología de aminas-solventes. Como se muestra en la Figura, el uso del nuevo agente resulta en una reducción del 30 % en la tasa de circulación de aminas.

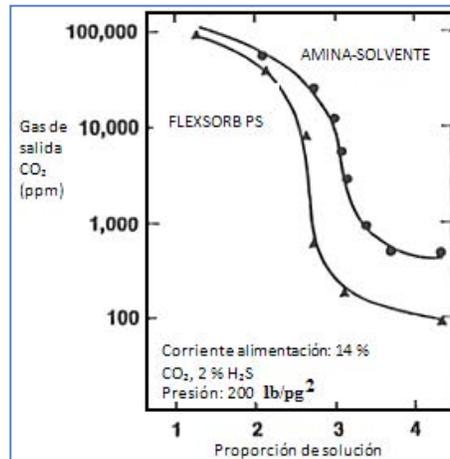


Figura 2.11. Ventaja significativa del Flexsorb PS vs. Aminas-solventes (B.C. Price, 1986).

En la Tabla 2.12 se presentan las ventajas económicas del uso del proceso Flexsorb en una planta de tratamiento de gas natural. El caso de aplicación es de una planta de gas con un volumen de alimentación 1.7 Gpcd, a 850 lb/pulg², en la cual la concentración de dióxido de carbono es reducida de 18.5 % a 50 ppm y el H₂S de 0.1 % a 4 ppm los cuales son los requerimientos para una planta de licuefacción (GNL).

Tabla 2.12. Comparación entre los procesos Flexsorb, aminas-solventes y procesos con solventes físicos.

Procesos	Tecnología convencional aminas-solventes	Tecnología de solventes físicos	Flexsorb PS
Solución GPM	124 % base	198 % base	Base
Vapor (Energía)	104 % base	15 % base	Base
Economía			
Inversión, Miles de dólares	34	58	Base
Costos de operación, M\$/año	6.3	27.8	Base
Base: 1.7 MMMpcd de alimentación			

Fuente: Newman, 1985

El proceso Flexsorb provee ahorros de energía e inversión en el tratamiento de gas natural comparado con otras aplicaciones industriales.

Proceso GIRBOTOL

El proceso Girbotol y los procesos subsecuentes de recuperación de azufre y fraccionamiento de licuables se describirán con mayor en adelante, ya que estos son utilizados en la industria nacional. Si bien se han desarrollado otros procesos para el endulzado del gas, éstos están basados esencialmente en el proceso Girbotol y no cambian sustancialmente.

La planta Girbotol tiene como objetivo eliminar los compuestos ácidos (ácido sulfhídrico y dióxido de carbono) de la corriente de gas proveniente de los pozos utilizando un tratamiento de extracción por disolventes y como extractante una solución acuosa de Dietanolamina al 15% que se regenera por calentamiento a fin de empearla nuevamente, de esta forma se mantiene una circulación de DEA y sólo se reponen las pérdidas propias del proceso.

En adelante, la descripción de las variables del proceso como la alimentación y los productos se harán con base en los datos obtenidos del Complejo Procesador de Gas de Poza Rica, Veracruz, como referencia práctica de los valores de entrada o insumos de una endulzadora, aunque por supuesto, estos valores cambian de acuerdo a la explotación de cada campo y de cada país. En la Figura 2.12 se muestra un diagrama de flujo de dicho proceso.

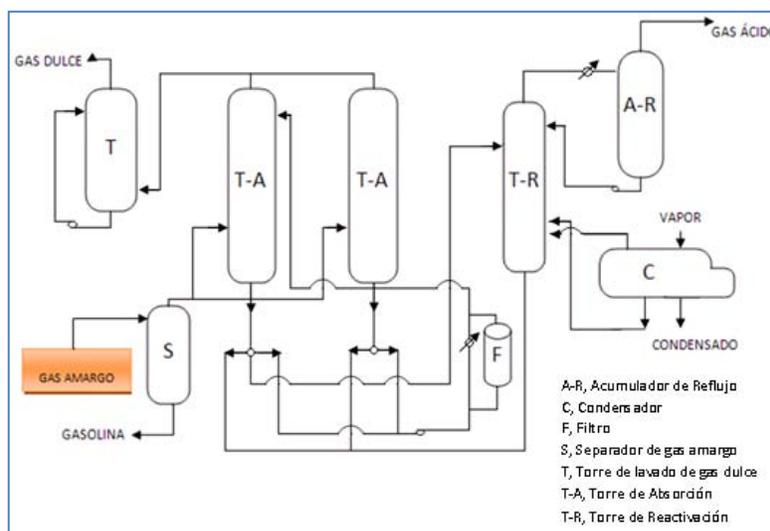


Figura 2.12. Diagrama de flujo del proceso Girbotol.

Alimentación

Gas amargo. La alimentación del gas amargo proveniente de pozos y plataformas marinas, llega con una presión manométrica de 334.24 lb/pulg² man (23.5 kg/cm²) y 43 ° C. (Véase la Tabla 2.13).

Etano. El etano producido en la planta de absorción lleva trazas de gases ácidos, se incorpora a la corriente de etano producto de la planta criogénica. La alimentación llega a una presión manométrica de 327.14 lb/pulg² man (23 kg/cm²).

Tabla 2.13. Composición de gas amargo proveniente de pozos y plataformas marinas

Componente	Gas amargo (%)	Etano
Dióxido de carbono	4.8	6780 ppm (máx.)
Ácido sulfhídrico	1.65	-
Metano	76.21	2.61 (% mol)
Etano	10.61	93.35 (% mol)
Propano	4.58	3.24 (% mol)
Isobutano	0.4	0.09 (% mol)
n-butano	0.95	-
n-Pentano	0.21	-
Hexano (+)	0.4	-
Azufre	-	320 ppm (máx.)

Fuente: Complejo Procesador de Gas, Poza Rica, Ver.2007

Nota: (+) se escribe para denotar que puede haber compuestos de más de 6 carbonos.

Productos

Gas dulce. La corriente de gas dulce lavado se envía hacia la planta criogénica a una presión manométrica aproximada de 312 lb/pulg² (22 kg/cm²) y 49 ° C. (Véase la Tabla 2.14).

Gas ácido. Esta corriente se envía a la planta de azufre a una presión manométrica de 321.4 lb /pulg² (22.6 kg/cm²) y 43 ° C.

Tabla 2.14. Composición de los gases de salida de la planta endulzadora.

Componente	Gas dulce	Gas ácido	Etano
Dióxido de carbono	1500 ppm (máx.)	74.1 (% mol)	300 ppm (máx.)
H₂S	50 ppm (máx.)	25.9 (% mol)	5 ppm (máx.)
Metano	81.3 (% mol)	2.63 (% mol)	-
Etano	11.33 (% mol)	93.99 (% mol)	-
Propano	4.89 (% mol)	3.26 (% mol)	-
Isobutano	0.42 (% mol)	-	-
n-butano	1.01 (% mol)	-	-
Isopentano	0.20 (% mol)	-	-
n-Pentano	0.23 (% mol)	-	-
Hexano (+)	0.44 (% mol)	-	-

Fuente: Complejo Procesador de Gas, Poza Rica, Ver.2007

Nota: (+) se escribe para denotar que puede haber compuestos de más de 6 carbonos.

Áreas de proceso

La planta se divide en:

- Absorción y lavado de gases.
- Intercambio de calor DEA, enfriamiento, bombeo, y filtración DEA.
- Reactivación DEA.
- Redestilación de DEA.
- Servicios.

Para hacer una descripción de los procesos que se llevan a cabo en la planta endulzadora, en el diagrama de flujo mostrado en la Figura 2.13 se insertaron números que sirven como guía en el texto, anotándose con el siguiente formato [1F2.13], el número 1 indica el equipo en que se realiza, conforme el diagrama de flujo mostrado en la Figura 2.13.

Absorción y lavado de gases

El gas amargo contiene líquidos de arrastre constituidos por agua, Hexano y pesados. Estas impurezas deben eliminarse para evitar que se incorporen a la solución extractante de DEA, utilizada en la absorción y produzca problemas de espumado en las torres de absorción y de reactivación. Por lo que en la primera etapa del proceso entra a un separador.

La corriente gaseosa que sale del separador entra a torres de absorción [1F2.13], donde, la absorción de CO_2 y H_2S se hace en contracorriente con solución acuosa de DEA al 15 % (p/p), que se introduce por la parte superior de la torre de absorción. Debido al carácter exotérmico de la reacción de los gases ácidos con la DEA, la temperatura de salida de los gases es de 49 °C y de la solución de DEA de 61 °C.

Los gases dulces que salen del absorbedor se envían a la torre de lavado [2F2.13]. A la solución que sale de los absorbedores se le denomina “DEA rica” y se envía al tren de intercambiadores de calor [5F2.13]. En esta etapa se separa el etano, que se envía a la torre de purificación de etano [3F2.13]

La solución de DEA que sale de la torre de purificación se envía a reactivación [6F2.13] y la corriente de gas a la torre de lavado [4F2.13]

En la torre de lavado de etano [4F2.13], el etano purificado se alimenta en contracorriente con agua para quitarle las partículas arrastradas de solución de DEA. El etano purificado y lavado se envía como producto a las baterías de la planta o como alimentación a la planta de Etileno.

Reactivación de DEA

Tratamiento de la solución de DEA rica

La solución de DEA rica que se envió a los intercambiadores de calor [5F2.13] para calentarla a 98 °C por intercambio de calor con la solución de DEA pobre a 124 °C proveniente de los intercambiadores de calor [5F2.13], se envía a la torre de reactivación [6F2.13].

En la torre de reactivación [6F2.13] los gases ácidos disueltos en la solución de DEA se separan por calentamiento, el fenómeno de absorción del gas ácido es reversible. El aumento de temperatura se lleva a cabo inyectando vapor.

A medida que asciende el vapor en la torre, se condensa, cediendo calor latente equivalente al calor de reacción necesario para liberar a los gases ácidos y arrastrándolos en la misma corriente. Conforme la corriente de gases asciende, la cantidad de vapor disminuye y la del gas ácido aumenta.

Los gases ácidos que salen de la torre de reactivación se envían a los condensadores de reflujo [7F2.13]. La solución de DEA que sale de la torre, se denomina “DEA pobre” y se envía a los intercambiadores de calor [5F2.13].

Los gases ácidos que entran a los condensadores de reflujo [7F2.13], están a una temperatura de 108 °C y a una presión de 14.2 lb/pulg² (1kg/cm²). En esta etapa se condensa el agua que viene en forma de vapor. Los gases ácidos salen hacia el acumulador de reflujo [8F2.13] a una temperatura de 46 °C y a una presión de 10.8 lb/pulg² (0.76 kg/cm²).

Los acumuladores de reflujo [8F2.13] se utilizan para dos propósitos: 1) separar el gas ácido del agua que se condensó en los condensadores de reflujo y 2) darle un tiempo de residencia en el equipo antes de recircularla a los reactivadores [6F2.13].

Redestilación de DEA

Tratamiento de la solución de DEA pobre

La solución de DEA pobre que se utilizó para el calentamiento en los intercambiadores de calor [5F2.13] sale con baja presión, para poder enviarla a los absorbedores es necesario elevar la presión por medio de bombas centrífugas, para que en la descarga tenga una presión de 398.25 lb/pulg² (28 kg/cm² man). Para evitar la formación de espuma en los absorbedores, se agrega un antiespumante, como el ocerrol, antes de entrar a los absorbedores [11F2.13]. El 10 % de la solución de DEA pobre se envía a redestilación [12F2.13], el restante 90% pasa a los enfriadores [9 F2.13], de los que sale a 46 °C y de aquí se manda a los filtros [10F2.13] con objeto de quitarle los sólidos, tales como el sulfuro de hierro, que contribuye generalmente a la corrosión de los equipos que operan con temperaturas mayores a los 100 °C.

El sulfuro de hierro se forma debido a los productos de la degradación de DEA, por descomposición térmica o por reacción irreversible con el H₂S y el CO₂. Absorbidos actúan como agentes quelantes en la solución caliente, y se vuelven inestables cuando se enfrían, formando quelatos de hierro del material con que está construido el equipo. Los quelatos de hierro reaccionan posteriormente con el H₂S, para formar el FeS₂, que precipita.

Las corrientes de salida de los filtros [10F2.13] y de la torre de enfriamiento [9F2.13] se mezclan en una sola corriente que se envía a los absorbedores [11F2.13]. De aquí se manda a destilación [12F.13].

La eliminación de los compuestos de la DEA se hace en los redestiladores [12 F2.13]. La operación de los redestiladores es cíclica, se emplea como medio de calentamiento vapor saturado. El flujo utilizado depende de la concentración de gas ácido, al inicio del ciclo se carga aproximadamente 1 kg de Na₂CO₃ por cada 30 kg de

solución, con la finalidad de formar sales correspondientes a los ácidos de alto punto de ebullición, la cantidad de carbonato de sodio estará determinada por la acidez de la solución a recuperar.

Al principio de cada ciclo, sólo se destilará agua, a medida que aumenta el punto de ebullición destilará DEA como solución diluida, estableciéndose un flujo constante de destilación de DEA al 15 % a una temperatura de 130 °C a una presión de operación de 4.98 lb/pulg² (0.35 kg/cm²). La solución de DEA pobre a redestilar se alimenta por el fondo, manteniendo en cada redestilador un nivel constante.

A medida que avanza el ciclo, la concentración de contaminantes y la temperatura (130 °C) aumentan. También la temperatura hasta 150 °C, en este momento se interrumpe la alimentación de DEA y se introduce condensado. El condensado provocará que la solución se diluya, permitiendo una mayor recuperación de DEA. Cuando la concentración de DEA en el condensado es del 1 % (p/p), se suspende la operación.

La solución evaporada en los redestiladores sale hacia los condensadores [13 F2.13]. La cantidad de solución que se condensa es variable y depende de la etapa en la cual se encuentre la operación de redestilación. El medio de enfriamiento es agua. La solución no sólo se condensa, sino también se subenfía, manteniéndose un sello de líquido de 18 cm de altura en el condensador.

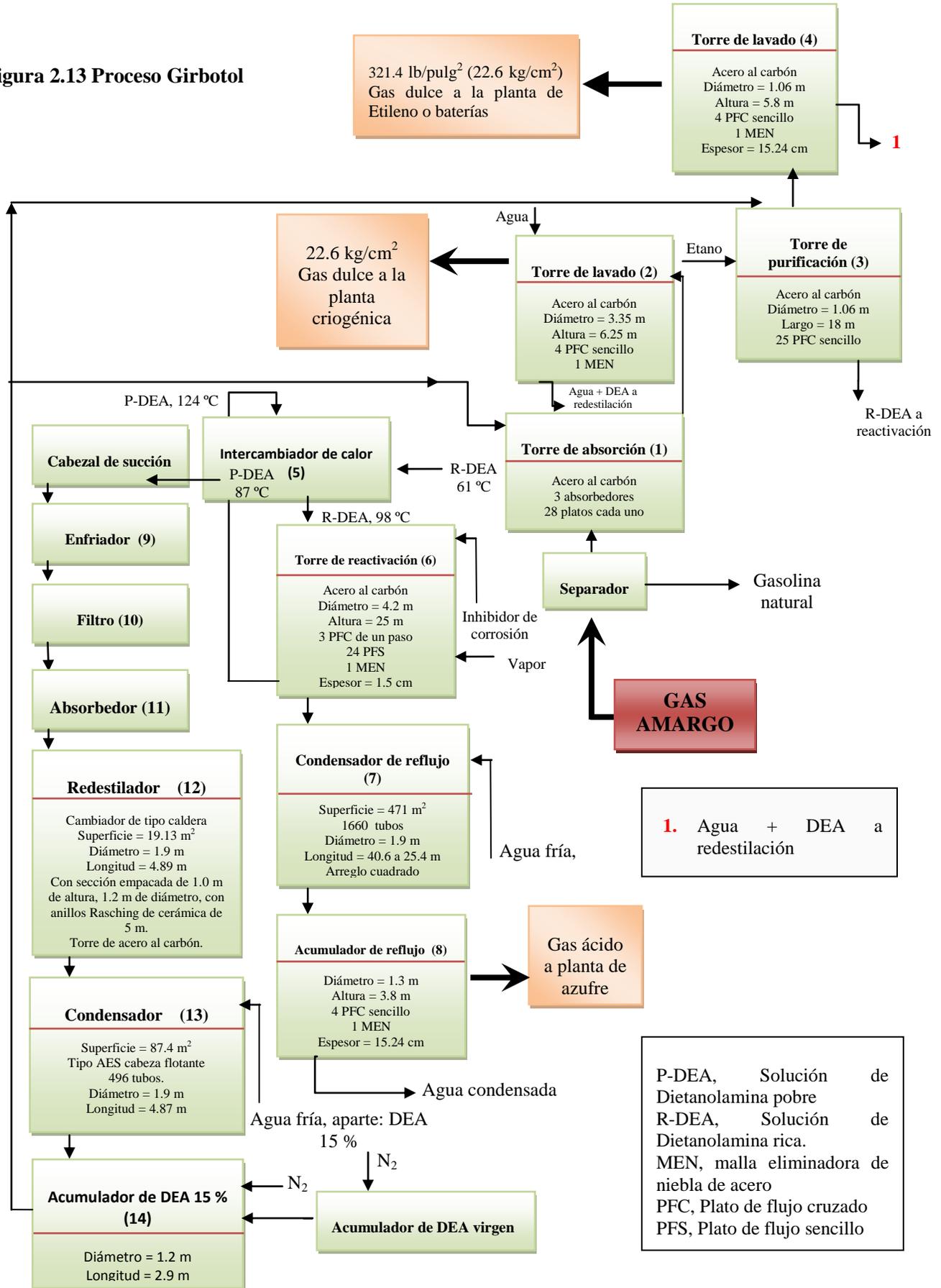
El líquido subenfriado se almacena en los acumuladores de DEA redestilada [14 F2.14]. A medida que progresa el ciclo de redestilación el nivel de líquido aumenta en el tanque. Se inyecta nitrógeno para mantener una atmósfera inerte, evitando la presencia de oxígeno.

Se tiene un tanque acumulador de DEA pura como reserva, para reponer pérdidas. Este tanque tiene una capacidad de 212 m³. Al igual que en los acumuladores de solución de DEA redestilada, se introduce N₂ para mantener una atmósfera inerte. A este paro se le denomina intervalo de gas inerte, para evitar dejar sin sello a los tanques.

Servicios auxiliares:

- Sistema de drenaje químico.
- Generación de vapor.
- Sistema de agua de enfriamiento.
- Sistema de adición de anticorrosivo y antiespumante.

Figura 2.13 Proceso Girbotol



La planta Girbotol es uno de los procesos principales para el endulzado del gas, se han desarrollado muchas variantes a lo largo del tiempo, sin embargo, la esencia de los procesos están basados en los elementos

Ventajas y desventajas del uso de solventes químicos

A continuación, se hará mención de las ventajas y desventajas en el uso de los Procesos con Solventes Químicos para el endulzado del gas natural.

Tabla 2.15. Ventajas y desventajas de los procesos con solventes químicos.	
VENTAJAS:	DESVENTAJAS:
<ul style="list-style-type: none"> • PROCESO CONOCIDO Y EN MEJORAMIENTO • AMPLIO RANGO (P, T) EN GAS DE ENTRADA Y SALIDA • REMUEVE CO₂ / H₂S A ESPECIFICACION A BAJA PRESION DE ENTRADA 	<ul style="list-style-type: none"> • ALTO CAPEX / OPEX • INTENSIVO EN ENERGIA • CORROSION • GAS DE FONDO (H₂S) A DISPOSICION • ALTA CARGA (REGENERACIÓN)

Fuente: Repsol YPF, 2007

II.3.6 Selección de procesos de endulzado

Para la selección de los procesos de tratamiento del gas natural, los siguientes factores son los más significativos:

1. Selección del gas ácido que se quiere eliminar (si existe).
2. Presión parcial del gas ácido a remover (CO₂, H₂S o ambos).
3. Grado de eliminación deseada.
4. Temperatura y presión con la que se recibe el gas amargo y con la que se debe entregar el gas dulce.
5. El volumen de gas que se va a procesar y la composición de los hidrocarburos.
6. La relación de CO₂ y el H₂S en el gas.
7. Costos de los procesos.

La siguiente Tabla muestra una comparación entre algunos de los procesos mostrados anteriormente.

Tabla 2.16. Comparación entre procesos de remoción de componentes ácidos.				
Contaminante	Aminas(DEA)	Solventes físicos	Solventes químicos (Benfield)	Tamices moleculares
H ₂ S	Muy bueno	Bueno	Pobre-Reg	Muy bueno
CO ₂	Muy bueno	Bueno	Bueno	Muy bueno
COS	Pobre/nada	Bueno	Posible	---
RSH(*)	No/limitado	Bueno	Posible	Muy bueno
CS ₂	No	Bueno	Posible	---

Las siguientes gráficas (Figura 2.14) representan al mejor sistema de remoción de componentes ácidos basados en el conocimiento de la presión parcial del mismo.

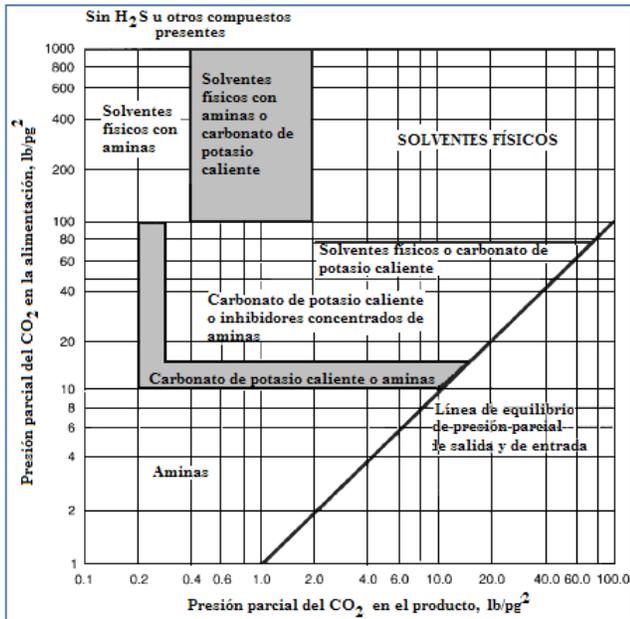


Figura 2.14a Selección de procesos para la remoción sólo de CO₂. (Campbell Vol. 4, “Gas Treating and Sulfur Recovery”).

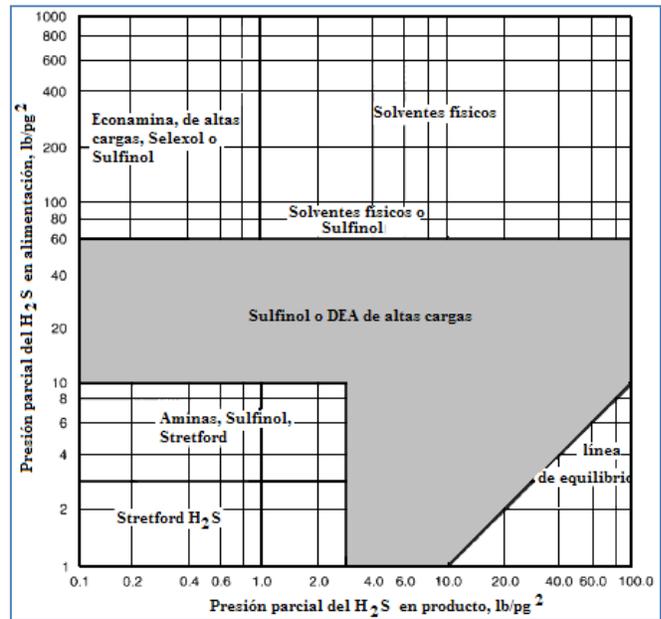


Figura 2.14b Selección de procesos para la remoción sólo de H₂S. (Campbell Vol. 4, “Gas Treating and Sulfur Recovery”).

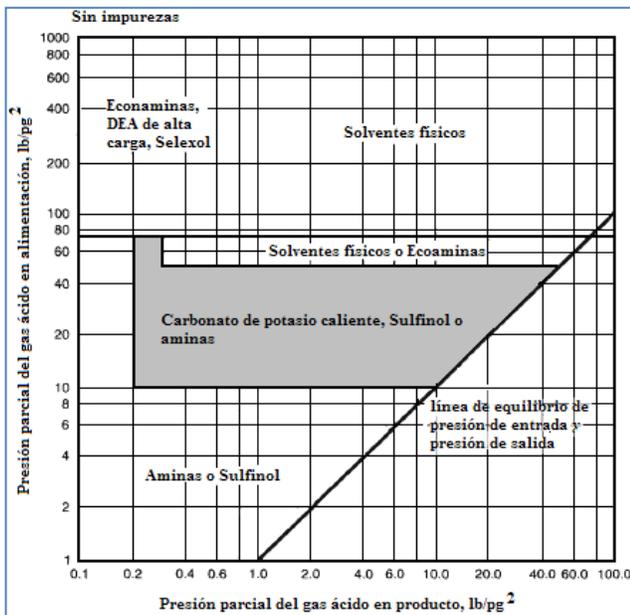


Figura 2.14c Selección de procesos para la remoción de CO₂ y H₂S. (Campbell Vol. 4, “Gas Treating and Sulfur Recovery”).

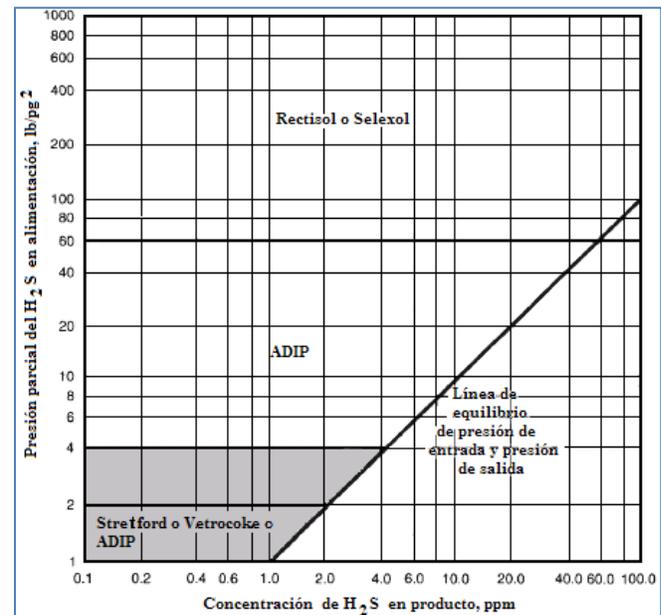


Figura 2.14d Selección de procesos para la remoción selectiva de H₂S. (Campbell Vol. 4, “Gas Treating and Sulfur Recovery”).

Por ejemplo, si en la mezcla del gas natural se detecta sólo H₂S y las concentraciones del gas exigen su eliminación, entonces se puede utilizar la gráfica de la Figura 2.14b. Se calculan las presiones parciales de entrada y las de salida y se intersecan en los ejes coordenados para seleccionar el sistema de remoción.

II.4 Procesos de recuperación de azufre

El diseño de esta planta está basada en el proceso Claus, en el cual, se trata al H_2S para obtener azufre elemental, de esta forma se elimina el azufre de la corriente gaseosa. Las impurezas excedentes (CO_2 , hidrocarburos, vapor de agua, etc.) en la corriente de alimentación a la planta Claus pueden causar problemas en el diseño, operación y mantenimiento. Véase la Figura 2.15.

El ácido sulfhídrico es altamente tóxico por lo que es necesario separarlo, formando un compuesto menos reactivo con la finalidad de no liberarlo a la atmósfera. El gas ácido proviene de la planta endulzadora de gas amargo (planta Girbotol).

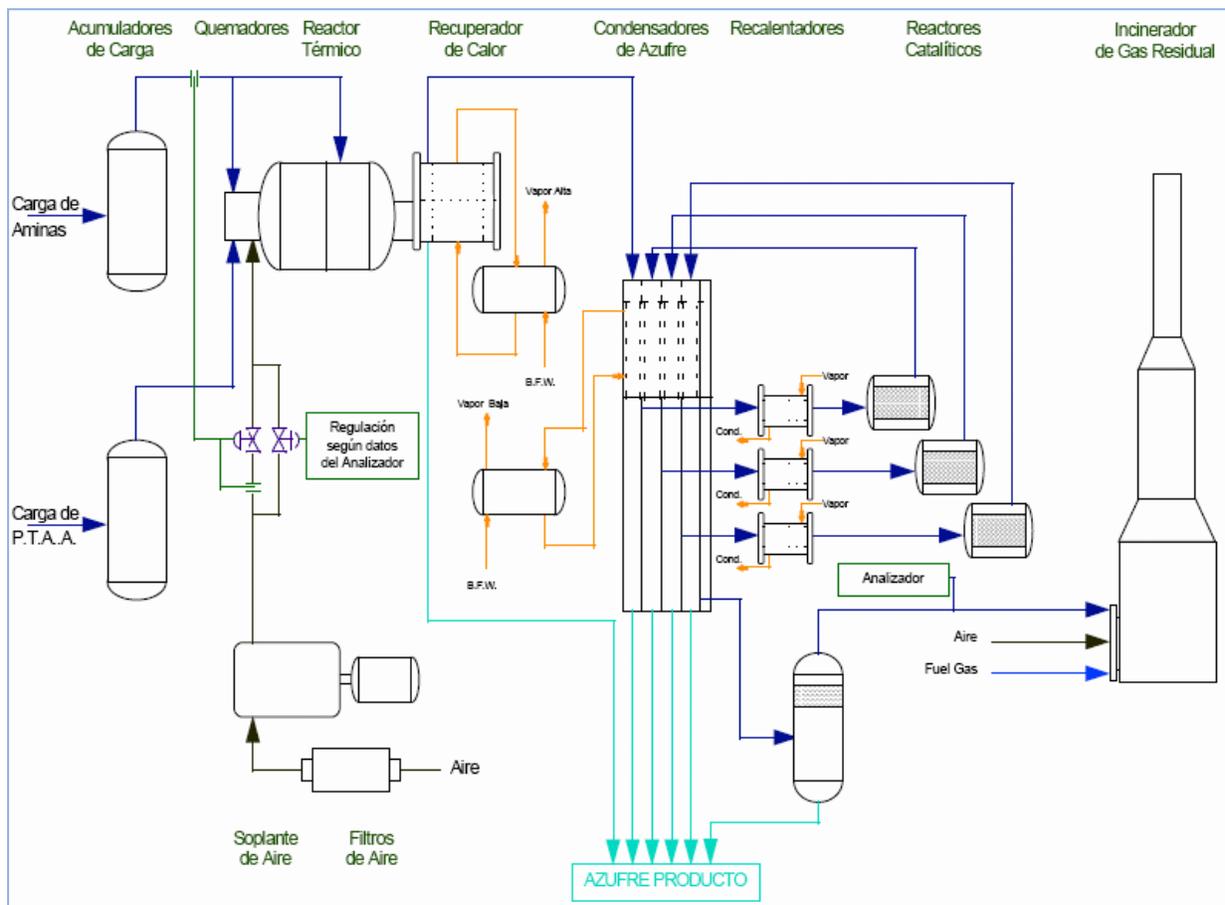


Figura 2.15. Esquema general del proceso recuperador de azufre de tres reactores. (Repsol YPF, 2007)

El proceso de tratamiento de la Unidad Recuperadora de Azufre (SRU por sus siglas en inglés) consiste de una etapa térmica, seguida de dos o tres etapas catalíticas denominadas Claus y una etapa en el convertidor SUPERCLAUS.

II.4.1 Proceso CLAUS (etapas catalíticas)

En el proceso Claus la oxidación del ácido sulfhídrico se realiza en presencia del aire.

El proceso consiste de un horno de alta temperatura (H), dos reactores (R₁, R₂) y una torre de lavado (TL). (Ver Figura 2.16).

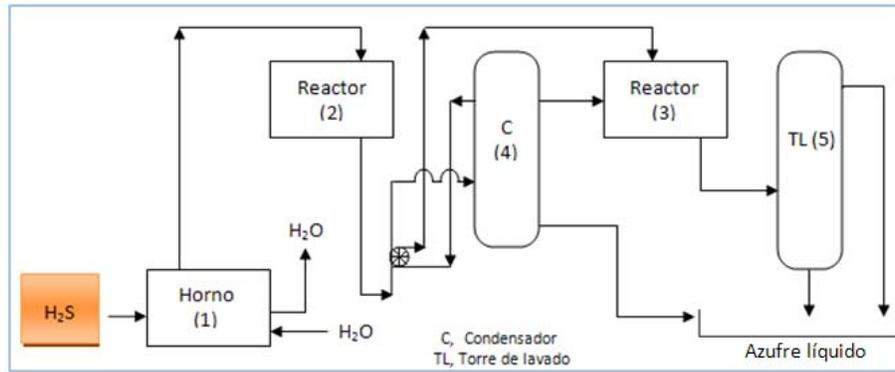
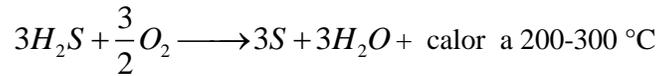
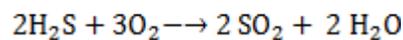


Figura 2.16. Proceso Claus

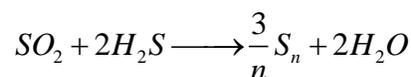
La producción de azufre elemental se describe como:



La reacción anterior ocurre en dos etapas, la primera utiliza catalizadores en el horno, oxidándose parte del H₂S en el gas a tratar para la formación de dióxido de azufre según la reacción:



Posteriormente, en el primer reactor, que contiene un catalizador de alúmina activada recubierto con óxidos de cobalto y molibdeno, se eleva la temperatura de los reactivos de 320 a 390 °C y se lleva a cabo la primera reacción de producción de azufre elemental, misma que ocurre por la presencia de SO₂ y H₂S en el sistema. Para comenzar esta reacción, se recalientan los gases y se los introduce en el primer reactor catalítico (R-1) donde se llevará a cabo la reacción. El azufre se extrae por condensación a medida que los gases de la reacción se enfrían en un generador de vapor de baja presión:



La reacción anterior es altamente exotérmica, por lo que es necesario implementar sistemas de los gases de control y temperatura y para la condensación de la primera porción de azufre elemental formado. En el segundo reactor el H₂S restante es oxidado en presencia de dióxido de azufre a una temperatura de 250 a 270 °C con un catalizador de Fe₂O₃, según:



En la etapa térmica, el gas ácido se quema con una cantidad subestequiométrica de aire de combustión controlada, tal que el gas de fondo que abandona el segundo reactor (R-2), puede contener de 0.8% a 1.0% vol. de ácido sulfhídrico (H₂S). El nuevo catalizador en el tercer reactor (R-3), oxida el H₂S a azufre con una eficiencia mayor de 85%. Sin embargo, debido a que se realizan las reacciones con deficiencia de oxígeno y en presencia del un catalizador para la oxidación selectiva, las condiciones no permiten la formación de SO₂ por lo que el oxígeno presente se combina con el hidrógeno para formar agua y dejar al azufre en forma elemental, entonces se puede obtener una eficiencia total de recuperación de azufre de hasta 99.0%. El azufre líquido recuperado tiene una pureza del 99.9%.

La torre de lavado trabaja a 120 °C usando reflujo de azufre proveniente de un tanque de almacenamiento, que sirve para lavar el azufre elemental formado (se lava con agua desmineralizada, formando agua ácida). Los residuos que abandonan en fase gaseosa esta columna son N₂, H₂O, CO₂ y residuos sin reaccionar de H₂S y SO₂. La formación de otros compuestos de azufre es inevitable y debido a la presencia de otros hidrocarburos en la alimentación del proceso, se forman principalmente productos alternos como el CS₂, COS y también se consideran como contaminantes.

El azufre producido por los procesos térmico y catalítico contiene entre 200-300 ppm en peso de H₂S y luego de la desgasificación en el contenedor, este valor se reduce a 50-100 ppm. Para alcanzar una reducción mayor de H₂S se realiza una desgasificación catalítica adicional que permite reducir el contenido de H₂S a 10 ppm o menos en el azufre líquido.

Las tres variables principales de control en la planta Claus son: a) la proporción de H₂S:SO₂ de 2:1, b) las temperaturas de entrada al reactor catalítico, y c) las temperaturas de salida del condensador de azufre. De estas, el control de la proporción de H₂S:SO₂ es la más importante. También es muy importante mantener la temperatura alta en el reactor para prevenir la condensación del azufre, lo cual causa la desactivación temporal del catalizador.

II.4.2 Proceso SUPERCLAUS

Este proceso consiste en una etapa térmica [1F2.17] seguida de tres unidades de reacción catalíticas. Entre cada uno de los reactores existen condensadores [2F2.17] donde se remueve el azufre elemental. Dos de los reactores [3F2.17] están empacados con un catalizador Claus estándar mientras que el tercer reactor está empacado con el nuevo catalizador selectivo SuperClaus. En la etapa térmica, el gas ácido es quemado subestequiométricamente con una unidad controlada de aire de combustión, de tal modo que el gas emitido del segundo reactor contiene de 0.8 a 1.5 % en volumen de H_2S . El gas de fondo es completamente oxidado en un incinerador antes de ser descargado por una chimenea [4F2.17].

Algunas características de este proceso son:

- Puede aplicarse en plantas nuevas o ya existentes.
- El catalizador oxida completamente el H_2S a azufre elemental; además no es sensible a la presencia de vapor de agua.
- No presenta oxidación posterior del SO_2 , aún en presencia de un exceso de oxígeno.

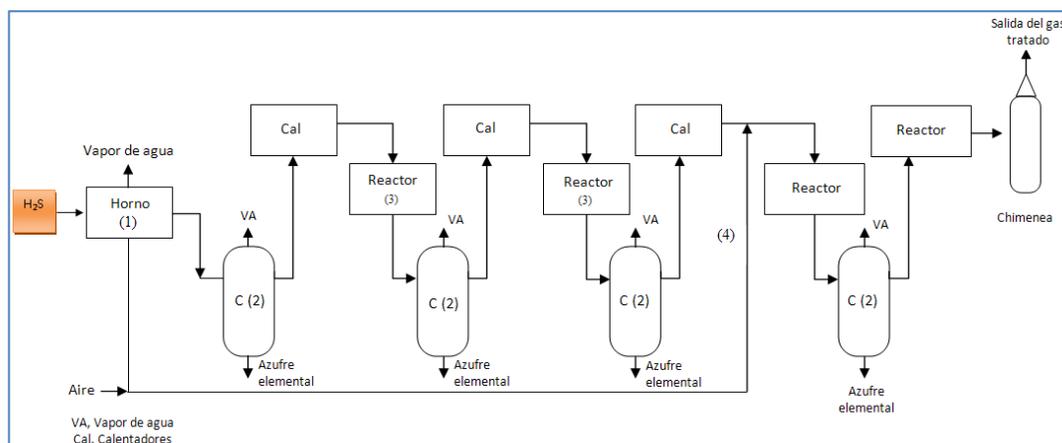


Figura 2.17. Proceso SUPERCLAUS.

Etapa térmica

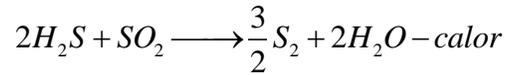
El proceso SUPERCLAUS está basado en la combustión parcial de ácido sulfhídrico (H_2S) con una proporción controlada de aire para lograr la oxidación de todos los hidrocarburos presentes en la alimentación y obtener un 0.5 a 0.8 % en volumen de H_2S en la entrada del convertidor de oxidación selectiva.

La proporción de aire-gas ácido se ajusta para alcanzar una proporción de $H_2S: SO_2 > 2:1$.

Para satisfacer esto se controla el flujo de aire que se inyecta, cuidando que la concentración de oxígeno sea menor que la estequiométrica. Por lo tanto, si la concentración de H_2S entrante al convertidor SUPERCLAUS es:

1. Muy alta, se agrega más aire al quemador para crear más SO₂.
2. Muy baja, se agrega menos aire al quemador.

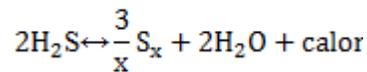
El mayor porcentaje del H₂S residual se combina con el SO₂ para formar azufre de acuerdo con la reacción de equilibrio siguiente:



Con esta reacción se forma azufre en fase vapor en el quemador y en el horno de reacción.

Etapas catalíticas

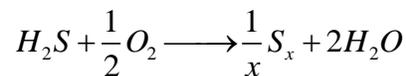
Las dos etapas de reacción catalítica siguientes incrementan aún más la conversión global a azufre. En los convertidores el equilibrio Claus se desplaza al lado del azufre usando el catalizador Claus.



La condensación después de un convertidor Claus hace posible una mayor conversión a azufre en la siguiente etapa catalítica.

Etapas del convertidor SUPERCLAUS

El gas de esta etapa se mezcla con determinando flujo de aire antes de entrar en el convertidor de oxidación selectiva o convertidor SUPERCLAUS, en el cual se utiliza un catalizador especial para la oxidación selectiva de H₂S a azufre elemental. La siguiente reacción toma lugar:



Con esta reacción se pueden obtener altos niveles de conversión a azufre elemental.

Proceso de desgasificación de azufre

El azufre líquido producido en la SRU contiene cerca de 300 ppm de H₂S –como polisulfuros hidrogenados (H₂S_x) y parte disuelto físicamente-. Este azufre líquido se desgasifica del H₂S antes de ser

transportado para su embarque. La desgasificación se realiza mediante el proceso de desgasificación Shell, que reduce el contenido de ácido sulfhídrico a menos de 10 ppm.

La desgasificación se obtiene inyectando aire a través de difusores inmersos en el azufre líquido, desorbiendo en parte el H_2S disuelto en el azufre y en parte oxidándolo a azufre elemental.

La importancia de llevar a cabo la desgasificación del azufre radica en las siguientes razones:

- Disminuir la toxicidad del producto para su manejo y transportación.
- Evitar cualquier riesgo de explosión debida al H_2S , venteando el producto líquido durante su manejo.
- Evitar que el producto líquido sea corrosivo.
- Mejorar las características del producto formado, que es azufre sólido.

II.5 Proceso de fraccionamiento de licuables (criogénica)

La planta de recuperación y Fraccionamiento de etano y Licuables está diseñada para recuperar el etano, Propano, Butano, pentanos e hidrocarburos más pesados contenidos en el gas natural proveniente de la planta endulzadora (planta Girbotol).

Descripción de las secciones

La unidad consta de una sección criogénica, una de fraccionamiento y una sección de refrigeración que emplea propano como medio refrigerante. (Ver Figura 2.18).

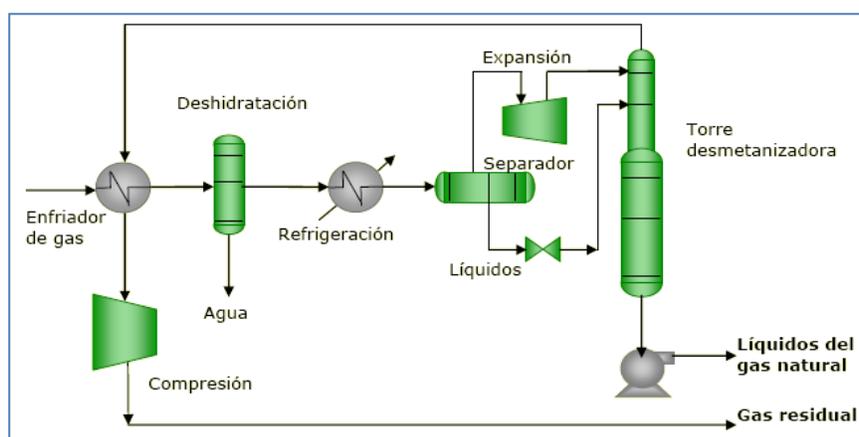


Figura 2.18. Esquema general de una planta criogénica (PGyPB⁶, 2007).

⁶ PGyPB. Pemex Gas y Petroquímica Básica

Sección criogénica

En esta sección, el gas endulzado se somete a un enfriamiento que tiene por objeto la condensación parcial del mismo, a fin de separar en forma líquida el etano y demás licuables que se enviarán a la sección de fraccionamiento. El gas residual se maneja a dos niveles de presión, una para inyectarlo a gasoducto y otra para manejarlo como gas combustible.

Eventualmente, también podrá unírsele antes del compresor una corriente de etano procedente de la Torre Desetanizadora de la sección de fraccionamiento, situación que se presentará cuando no opera la planta de Etileno, o cuando exista rechazo de la carga de etano de la planta de Etileno.

La alimentación a la planta, es el gas natural sin presencia de ácido sulfhídrico y dióxido de carbono, y se comprime hasta una presión de 691.2 lb/pulg² man (48.6kg/cm² man), en donde se postenfía y se deshidrata [1F2.19].

La deshidratación del gas dulce tiene por objeto eliminar el contenido de agua por adsorción en alúmina y tamices moleculares; esto para evitar la formación de hidratos con hidrocarburos y la precipitación del hielo.

El gas dulce deshidratado se enfría con gas residual del proceso y refrigeración del Propileno condensado en forma parcial, y separando la mezcla del líquido-vapor en el tanque, que es el primer separador a la torre agotadora. Esta separación tiene la finalidad de disminuir el flujo y la carga térmica [2F2.19].

El líquido separado en el tanque se precalienta y envía hacia la torre agotadora [3F2.19]. A la corriente de esta torre se le eliminan los hidrocarburos ligeros; estos forman el producto del domo, Metano y etano en mayor proporción y el producto del fondo (Propano e hidrocarburos más pesados) que se envía a la sección de fraccionamiento.

Partiendo del separador, el vapor separado es enfriado con gas residual de proceso, y se alimenta a la desmetanizadora, mientras que el gas residual del proceso (de baja presión) es condensado en forma parcial a una temperatura de -65 °C, temperatura necesaria para recuperar el etano y licuables, que es la finalidad de la planta [4F2.19].

La mezcla resultante de líquido y vapor se separa en el tanque de succión [5F2.19], el vapor se envía a los turboexpansores⁷ de alimentación de la torre desmetanizadora, donde se expande a una presión de 230.4 lb/pulg² (16.19 kg/cm²) [6F2.19] y enfriándose a -97.2 °C, formando una mezcla de líquido-vapor que se envía a la torre desmetanizadora, separándose ambas fases en el domo de la misma.

El líquido separado en el tanque de succión por turboexpansores, se une con la corriente del domo de la torre agotadora después de haberse enfriado con Propileno a -45.6 °C y gas residual de proceso de baja presión. Este es enviado hacia la corriente del tanque separador que alimentación a la torre desmetanizadora.

⁷ Cabe mencionar que los turboexpansores son equipos que proveen una refrigeración al proceso, y una recuperación de energía que sirve para accionar los compresores de gas residual a alta presión en una primera etapa.

Los vapores del domo tienen dos corrientes, una se envía al turboexpansor de gas residual para intercambiar calor y para constituir el gas residual de baja presión que se usa como combustible [6F2.19]; la otra corriente de vapores del domo se une a los vapores separados en el tanque separador, intercambiando calor con la carga, se comprime y se forma el gas residual de alta presión que es enviado al gasoducto [8F2.19].

Los fondos de la torre desmetanizadora, constituidos por etano, licuables e hidrocarburos pesados, se envían hacia la torre Desetanizadora en la sección de fraccionamiento. Véase la Figura 2.19.

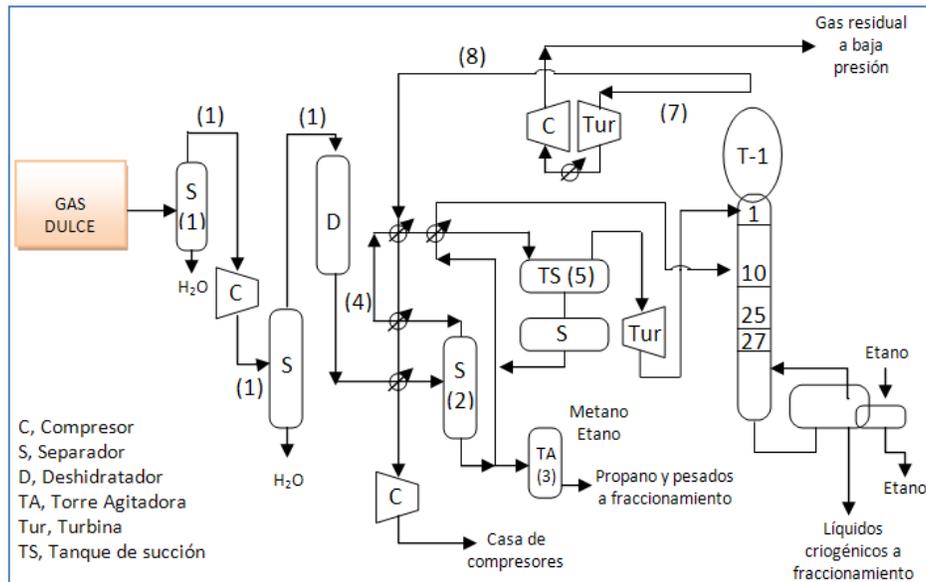


Figura 2.19. Diagrama de flujo de la planta criogénica.

Sección de fraccionamiento

En esta sección se lleva a cabo la separación de los componentes de la corriente de etano y licuables que provienen de la Sección Criogénica. De las torres de fraccionamiento se obtiene el etano, Propano, Butano, pentanos y compuestos más pesados.

El etano se manda a endulzado. El propano se endulza mediante tamices moleculares y se envía a almacenamiento. Lo mismo ocurre con el Butano, pentanos y compuestos más pesados.

Los fondos precedentes de la torre Desmetanizadora, se precalientan con Propileno refrigerante y se envían a la torre Desetanizadora.

El etano y otros compuestos ligeros se encuentran en los vapores del domo, sirviendo como medio de calentamiento en el recalentador de la torre Desmetanizadora, y resultando en una condensación parcial, separándose de la mezcla líquido-vapor en el tanque acumulador de reflujo en la torre, y el vapor se enfría para salir como producto de etano.

El rehervidor de la torre Desetanizadora emplea como medio de calentamiento vapor de agua de 79.65 lb/pulg² (5.59 kg/cm²) saturado. La torre Desetanizadora tiene por finalidad obtener propano como producto del domo, el cual se condensa en forma total. Una parte del condensado se usa como reflujo y el otro

hacia la Torre Despropanizadora, al pasar por la Despropanizadora llega hacia la endulzadora de propano que emplea tamices moleculares, las cuales eliminan el H₂S y CO₂ y finaliza como Propano.

Los fondos de la torre Despropanizadora tienen dos corrientes: una hacia el recalentador y otra constituye la alimentación de la torre Desbutanizadora. La corriente de fondos de la Despropanizadora contiene butanos, pentanos y pesados. De la Despropanizadora se obtienen los butanos por el domo y los hidrocarburos restantes por el fondo.

Los vapores del domo se condensan totalmente, formando una mezcla líquida de butanos, parte de la cual se emplea como reflujo y como otro producto que se envía a límites de batería, previo enfriamiento. El fondo de la Desbutanizadora tiene dos corrientes: una hacia el recalentador a fuego directo, y otra que es el enfriador de pentanos e hidrocarburos más pesados a límites de batería.

Sección de refrigeración

El sistema de refrigeración se usará para suministrar el enfriamiento a las corrientes del proceso a tres niveles de temperatura: 0.0 °C, -17.8 °C y -45.6 °C.

El ciclo de refrigeración se inicia enfriando el propileno tratado con corrientes de proceso; esto da como resultado un aumento en la eficiencia del ciclo y una disminución en la cantidad de refrigerante, que a su vez implica un menor consumo de potencia en el compresor. Después de enfriarse, aproximadamente a una temperatura de 5.6 °C, la corriente de propileno se divide en dos: una de ellas se envía a los intercambiadores, donde se evapora a una temperatura de 0.0 °C para satisfacer los requerimientos a dicho nivel, y la otra corriente se envía al tanque de succión de la tercera etapa del compresor de refrigeración. En ese tanque el vapor se une al procedente de los intercambiadores, para enviarse a la tercera etapa del compresor, mientras que una parte del líquido separado se envía hacia al tanque de succión de la segunda etapa del compresor.

La descarga del compresor de propileno refrigerante, que se encuentra a 270.4 lb/pulg² man (19 kg/cm² man) se envía al condensador, que emplea agua de enfriamiento para condensar y enfriar ligeramente. El propileno subenfriado se manda al tanque acumulador para iniciar otro ciclo de refrigeración.

Planta desbutanizadora

Esta planta tiene como objetivo producir Isobutano de alta pureza mediante la destilación de la gasolina despropanizada proveniente de la sección de fraccionamiento de la planta criogénica, específicamente del fondo de la torre Despropanizadora. Figura 2.20.

La gasolina se envía a la torre Desisobutanizadora para producir Isobutano puro y se regresa a fraccionamiento para desbutanizarse en la torre.

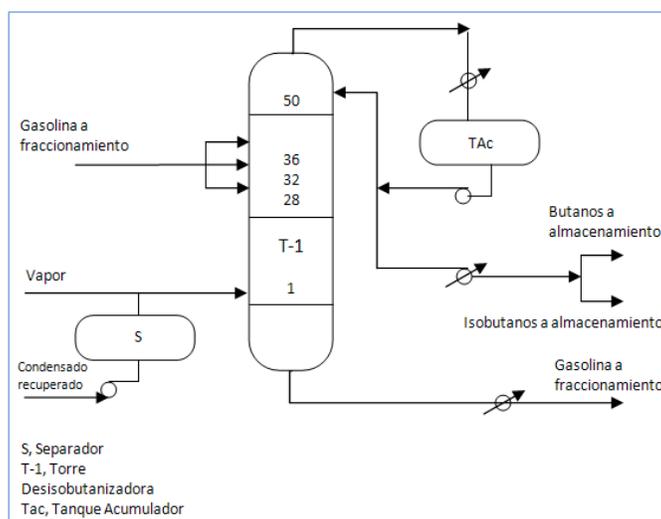


Figura 2.20. Diagrama del proceso de la Desbutanizadora.

Esta planta procesa mezclas de butanos provenientes de la planta criogénica, produciéndose Butano e Isobutano. Las especificaciones con las que deben salir las corrientes de gas se muestran en la Tabla 2.17.

Tabla 2.17. Corrientes de salida de la planta Desbutanizadora. Composición en% mol.

Componente	Isobutano	Butano
Etano	trazas	trazas
Propano	1.0 máx.	0.5 máx.
Isobutano	95 máx.	5.0 máx.
Butano	5.0 máx.	95 máx.
Pentano	0.5 máx.	0.5 máx.
Insaturados	1.0 máx.	1.0 máx.
H ₂ S	menor a 200 ppm	-

Fuente: Complejo Procesador de Gas, Poza Rica, 2007

El sistema de tratamiento de NaOH se utiliza en caso de que la corriente de Isobutano, tenga un contenido de 200 ppm de H₂S. Con este tratamiento se disminuye la concentración hasta un máximo de 3 ppm.

VARIABLES DEL PROCESO

Flujo de alimentación. El flujo de alimentación a la planta consiste principalmente de una mezcla de butanos, ésta llega de la Torre Desbutanizadora, de la planta criogénica, de la sección de fraccionamiento, por lo que dependerá de la carga y operación de la planta criogénica.

Flujo de butano. El butano del fondo de la torre Desisobutanizadora se envía a las esferas de almacenamiento.

Flujo de Isobutano. El condensado que se recibe en el acumulador de la torre Desisobutanizadora se divide en dos corrientes. Una de ellas se envía como reflujo al plato 50 de la torre mediante el control de flujo; la otra, a tratamiento cáustico, en caso de requerirse la eliminación de compuestos de azufre y de donde se enviará a almacenamiento, o directamente a almacenamiento en caso de estar dentro de las especificaciones.

Composición. Debido al tipo de proceso del cual procede la carga, que puede sufrir variaciones tanto en su propia alimentación como en sus condiciones de proceso, la composición que entra en la torre no será constante.

Temperatura. La temperatura de operación de la torre se regula mediante el control de temperatura del fondo de la torre; el control de esta variable influye en el flujo de vapor de baja de 79.6 lb/pulg² (5.6 kg/cm²) y 161 °C, que es el medio de calentamiento del calentador de la torre Desisobutanizadora, regulando de esta manera la carga térmica suministrada a la torre.

Presión. Para controlar la presión en la torre Desisobutanizadora, se regula el paso de agua de enfriamiento a través el condensador de Isobutano, el cual opera a condensación total, utilizando para ello una válvula de control.

Dentro de algunos servicios auxiliares se tienen:

- La planta de calderas para generar vapor.
- El sistema de agua para las torres de enfriamiento.
- La estación central de bombas para la salida de productos.

Generalmente, los productos obtenidos en la destilación no son suficientes en calidad ni cantidad para los requerimientos actuales, por lo tanto, se requiere transformar estos productos en otros de uso más conveniente.

II.6 Sorción con aminas

Como se mencionó, el tratamiento del gas consiste de varias etapas, dado que es importante relacionar al endulzado con la recuperación de azufre y el fraccionamiento de licuables, se dejó intencionalmente este apartado al final de dichos procesos para no romper con su continuidad. Siendo así, a continuación se hace una breve descripción de los problemas más frecuentes relacionados al uso de las aminas en el endulzado del gas.

Las fallas en una planta de aminas se clasifican comúnmente en cuatro categorías:

- Presencia de espumas (tendencia y estabilidad).
- Corrosión.
- Pérdida de aminas.
- Degradación del Glicol para la deshidratación.

Formación de espuma

Una espuma es el resultado de la incorporación mecánica de gas dentro del líquido, la película de líquido rodea un volumen de gas creando una burbuja. La estabilidad de la burbuja es función de la temperatura y la presión.

Todo factor que incremente la solubilidad de los hidrocarburos en las aminas (o glicoles) incrementará la tendencia de la formación de espumas.

Los productos de degradación (Amoniaco -NH_3 , sales de amonio, sales térmicamente estables- HSS- como oxalatos, diosulfatos, cloruros y otros productos) tienden a formar con los hidrocarburos películas gelatinosas que aumentan la viscosidad superficial y estabilizan las espumas.

Las aminas secundarias y terciarias tienen más tendencia que las primarias a formar películas gelatinosas. Las espumas en plantas de aminas (o de glicol) incrementan costos operativos y reducen capacidad de tratamiento y eventuales arrastres de amina (o de glicol) corriente abajo de la planta.

Entre los agentes espumantes, también puede haber fluidos de pozo que lleguen a la planta como los inhibidores de corrosión, entre otros.

Corrosión

Aunque las aminas en solución son básicas (el pH es entre 10 y 13 en función de la concentración de amina), su situación cambia drásticamente cuando están en contacto con los gases ácidos. El punto crítico es cuando la amina con la mayor carga ácida ingresa a la torre de absorción, en el rehervidor y en los intercambiadores de calor. La velocidad de corrosión aumenta con la carga ácida y con la temperatura.

De las tres aminas más empleadas: MEA, DEA y MDEA, la MEA es la más corrosiva. Sin embargo, en ausencia de los gases corrosivos las tres presentan corrosividad similares. MEA y DEA forman productos de degradación.

Las condiciones operativas recomendadas para evitar corrosión son:

AMINA	SOLUCIÓN	CARGA ÁCIDA RICA	CARGA ÁCIDA POBRE
MEA	10-20 %	0.3 – 0.35	0.1 – 0.5
DEA	30 – 40 %	0.35 – 0.4	0.05 – 0.07
MDEA	20 – 50 %	0.45 – 0.5	0.004 – 0.01

Fuente: Estudios y servicios petroleros S.R.L

Cuando hay corrosión, se pueden presentar los siguientes síntomas:

- La formación de espumas.
- La menor duración de los filtros.
- La presencia de sulfuro de hierro / carbonato de hierro. Un sistema debería tener menos de 5 ppm. Un contenido mayor de 30 ppm podría indicar una condición seria de corrosión. Los productos de corrosión pueden estabilizar espumas.

Pérdidas de aminas

Las pérdidas del disolvente representan un problema difícil de tratar en plantas de purificación del gas; estas pérdidas pueden ocasionarse por acarreo de la solución en el flujo de gas dulce, por vaporización o degradación química de la amina. Éstas deben de combatirse exhaustivamente, no solo por el costo que representa su pérdida sino también por la contaminación que causa el flujo de gas en las paredes de la tubería y en casos donde este gas se destina a procesos catalíticos. Aunque la presión de vapor de las aminas es relativamente baja, las pérdidas por vaporización son considerables ya que se pasan a través de la solución de volúmenes enormes de gas.

Parámetros para evitar los problemas asociados con el uso de aminas

Para alcanzar una mejor absorción de H₂S en las unidades de aminas, se deben determinar las condiciones adecuadas de operación: temperatura del gas de entrada, gasto de circulación, temperatura de la amina pobre, concentración de aminas, número de etapas, presión y temperatura del regenerador, etc. estos parámetros tienen impacto directo o indirecto en la absorción de H₂S, CO₂, formación de espumas, degradación de aminas, corrosión y en la funcionalidad del recalentador.

Temperatura del gas de alimentación. La temperatura del gas de entrada afecta la desulfuración, absorción del CO_2 y generación de la separación flash en el separador de presión media. Una temperatura menor en la entrada permite una mejor absorción del H_2S . Un rango óptimo de las temperaturas de entrada es 32 a 35 °C. A temperaturas mayores (más de 35 °C) la absorción del ácido sulfhídrico es afectada y se ha observado que se incrementa la concentración en ppm del mismo en la corriente de salida.

Gastos de circulación. El gasto de circulación de MDEA debe reducirse al mínimo requerido para mantener las especificaciones del gas de salida. Una menor tasa de circulación reduce la absorción del CO_2 y entonces se reduce la cantidad de alimentación a la planta recuperadora de azufre. A mayores tasas de circulación el sistema tiende a ser más inestable y existe un patrón mayor a la formación de espumas. Se ha observado que un gasto de circulación de 160 m^3/hr de solución de MDEA es el más favorable para una remoción adecuada de contaminantes.

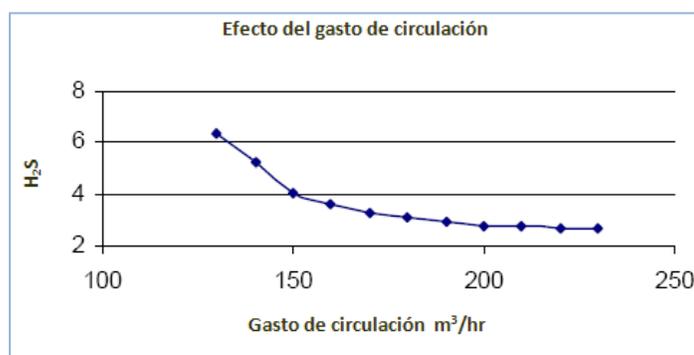


Figura 2.21. Efecto del gasto de circulación de amina en la concentración del H_2S absorbido.

(Pandey, SPE, 2005)

En la Figura 2.21 se puede apreciar que la concentración en ppm del H_2S en la absorción aumenta drásticamente cuando el gasto de circulación se disminuye de 160 m^3/hr a 130 m^3/hr . Entre 160 m^3/hr a 190 m^3/hr hay una caída razonable en la concentración. Pero, después de 190 m^3/hr las ppm de ácido en la corriente de salida no aumentan significativamente. Por lo tanto, debe de considerarse el gasto de circulación ideal para una buena concentración de H_2S .

Temperatura de la solución de aminas pobre. La temperatura en la amina pobre debe de mantenerse de 5 a 7 °C sobre la temperatura del gas de alimentación para prevenir la condensación de las fracciones pesadas de hidrocarburos. Las temperaturas por debajo de los 39 °C permiten la formación de espumas y una mayor tendencia a la condensación de las fracciones pesadas de la corriente de gas.

Las temperaturas por arriba de los 41 °C, son adversas para la absorción del ácido sulfhídrico. Además de que se aumentan las tasas de corrosión con el incremento de la misma.

Concentración de aminas. Una concentración de aminas débil provoca una absorción insuficiente de H₂S. Un rango óptimo para la concentración de MDEA es 500 kg/m³ a 520 kg/m³. Concentraciones menores de 500 kg/m³ permiten la absorción inadecuada de H₂S y mayor generación de gas combustible.

Debe de agregarse agua desmineralizada en periodos regulares para mantener la concentración de MDEA entre 500 kg/m³ y 520 kg/m³.

Contacto con gases. Normalmente el absorbedor tiene múltiples puntos de alimentación, otorgando la opción de inyectar la solución de aminas a diferentes alturas en la columna de absorción. Cuando la amina es inyectada desde la cima de la alimentación se logra una mejor absorción del H₂S, pero la absorción del CO₂ y de los hidrocarburos ligeros se incrementa simultáneamente.

Se ha observado⁸ que para concentraciones de 160 a 200 ppm de H₂S en la entrada de alimentación del gas, y una inyección máxima de MDEA de 170 m³/hr del fondo de alimentación en este punto son suficientes para mantener las especificaciones del gas cuando se entrega a gasoducto.

Presión y temperatura del regenerador. El perfil de temperatura del regenerador y la presión son los parámetros más importantes para la regeneración de la solución de MDEA. Para una regeneración eficiente, un rango de temperatura en el regenerador debe de estar entre 105 °C y 110 °C y un reflujo de generación en el rango de 5 m³/hr a 7 m³/hr para una concentración de MDEA de 500 kg/m³. La temperatura de fondo del regenerador no debe exceder los 130 °C. La presión del regenerador debe mantenerse en un rango de 13.22 lb/pulg² (0.93 kg/cm²) a 13.79 lb/pulg² (0.97 kg/cm²).

II.7 Procesos de tratamiento del gas natural en México

PULGyPB cuenta con 10 complejos procesadores de gas⁹, de ellos, ocho están ubicados en la región sureste del país (en Chiapas, Tabasco y Veracruz) y dos en la región noreste (en Tamaulipas). En dichos complejos existe un total de 72 plantas de distintos tipos. Ciudad Pemex, Cactus y Nuevo Pemex son los complejos más grandes de PULGyPB, en ellos se lleva a cabo la mayoría (93.5%) del endulzado de gas amargo; 68.6% del procesamiento del gas dulce (recuperación de líquidos) y una buena parte de la recuperación de azufre (Véase figura 2.22 y 2.23).

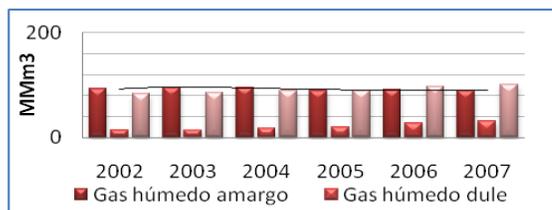


Figura 2.22. Procesado de gas natural, producción de gas seco y gas húmedo 2002-2007¹⁰. (PEMEX, 2008)

⁸ Pandey, SPE, 2005

⁹ Administrativamente el CPULG Coatzacoalcos, funciona como tal desde abril de 1997, con la integración de la terminal refrigerada, la terminal de azufre, las plantas fraccionadoras de Morelos y Cangrejera, las plantas criogénicas de Cangrejera y Pajaritos, así como 600 km de ductos para transporte e integración. Incluye las plantas de Cangrejera, Morelos y Pajaritos.



Figura 2.23. Centros procesadores de gas en México. (SENER, 2008)

Tabla 2.18. Capacidad de tratamiento de gas amargo y recuperación de líquidos.

Centro Procesador	Capacidad instalada de endulzado de gas amargo	Capacidad instalada de recuperación de líquidos	Proceso de endulzado de gas amargo	Proceso de recuperación de líquidos del gas	Producción de gas seco.
Total	127.51	162.60	89.54	120.74	100.41
Cactus	55.50	36.10	39.76	28.18	22.20
Cd. Pemex	36.53	25.91	25.03	21.52	20.10
Matapionche	3.09	3.54	1.90	1.84	1.70
Nuevo Pemex	24.92	43.89	18.92	30.07	23.05
Poza Rica	6.51	8.21	3.09	2.97	2.55
Arenque	0.96	0.93	0.88	0.68	0.79
Cangrejera¹¹	-	0.85	-	-	-
La	-	5.15	-	3.88	3.37
Pajaritos	-	5.44	-	3.68	-
Reynosa	-	9.91	-	5.18	5.04
Burgos	-	22.65	-	22.77	21.61

Fuente: PGyPB, 2008.

En la Figura 2.24 se muestra un diagrama de bloques de complejo procesador de gas y las secciones que lo integran: planta endulzadora (proceso Girbotol), planta de separación de azufre (proceso SUPERCLAUS), planta de fraccionamiento de licuables (Criogénica) y la desbutanizadora CO.

¹¹ Se considera parte del CPG Coatzacoalcos.

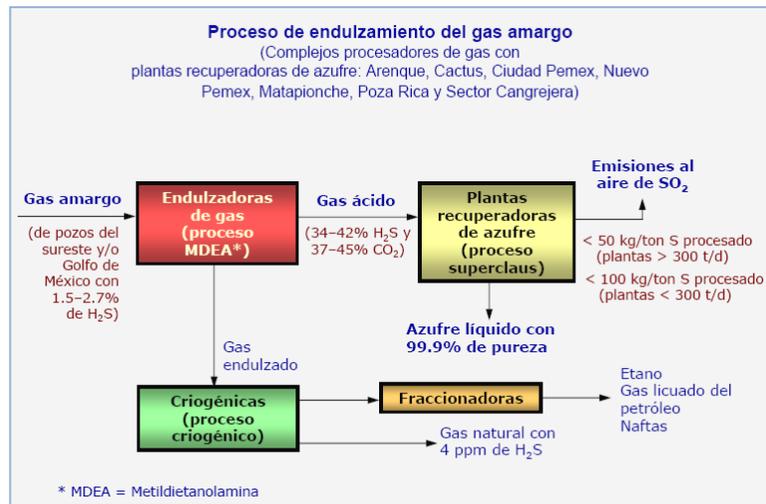


Figura 2.24. Diagrama de bloques simplificado de un complejo procesador de gas.

El tratamiento que recibe el gas amargo que proviene de los pozos del sureste y/o del Golfo de México es para obtener: gas natural con un contenido de 4 ppm* de ácido sulfhídrico (H_2S), gas etano, gas licuado, naftas y azufre líquido con 99.9% de pureza. Los complejos procesadores de gas Cactus, Ciudad Pemex, Nuevo Pemex y Poza Rica cuentan con plantas recuperadoras de azufre con proceso superclaus, con una eficiencia de recuperación de azufre $> 98.5\%$. Los complejos de Arenque y Sector Cangrejera cuentan con proceso Claus mejorado con eficiencias de recuperación de azufre del orden de 97.5% y Matapionche tiene una planta recuperadora de azufre con proceso Claus y su eficiencia de recuperación de azufre es menor de 97% . Para la planta recuperadora de azufre de Poza Rica, aún cuando tiene una capacidad menor de 300 toneladas por día, se decidió un diseño con proceso superclaus, por ubicarse dentro de la zona urbana de la ciudad de Poza Rica.

Actualmente, en la producción de aceite en México uno de los principales problemas, es el transporte de gas húmedo amargo a través de largas distancias (aproximadamente 200 km) a la planta procesadora de gas, donde se obtiene con el gas seco dulce para combustible y como fluido de inyección en un sistema artificial de producción.

Al manejar y transportar hidrocarburos, al inyectar líquidos a los gasoductos, así como durante la generación de condensados en el transporte, se presentan los siguientes problemas en las instalaciones de producción:

- Altas caídas de presión durante el transporte.
- Alto consumo de energía.
- Altos porcentajes de corrosión.
- Equipo sobre-dimensionado.
- Producto fuera de las especificaciones por contenido de condensados y agua en el gas.
- Pérdida de valor económico cuando se comercializan volúmenes de crudo (C_5+) así como bajos precios en los condensados.

En la tabla 2.19 y 2.20 puede verse la clasificación del gas en México de acuerdo a las especificaciones comerciales de PEMEX.

Tabla 2.19. Clasificación de gases amargos en México según Petróleos Mexicanos.

Gas húmedo amargo			Gas seco amargo		
Componente	Cantidad	Unidades	Componente	Cantidad	Unidades
Agua	Saturado	N/a	Agua	7	N/a
N ₂ + CO ₂	3.0 máx.	% mol	N ₂ + CO ₂	3.0 máx.	% mol
H ₂ S	4.5 mín.	Ppm	H ₂ S	4.5 mín.	Ppm
C3+	10.6 mín.	Bl/MMpc	C3+	10.6 máx.	Bl/MMpc

Fuente: Pemex EyP, SPE, 2002

Tabla 2.20. Clasificación de gases dulces en México según Petróleos Mexicanos.

Gas húmedo dulce			Gas seco dulce		
Componente	Cantidad	Unidades	Componente	Cantidad	Unidades
Agua	Saturado	Lb/MMpc	Agua	7	Lb/MMpc
N ₂ + CO ₂	3.0 máx.	% mol	N ₂ + CO ₂	3.0 máx.	% mol
H ₂ S	4.4 máx.	Ppm	H ₂ S	4.5 máx.	Ppm
C3+	10.6 mín.	Bl/MMpc	C3+	10.5 máx.	Bl/MMpc

Fuente: Pemex EyP, SPE, 2002

Esquemas de procesamiento de gas natural en México

A continuación se resumen los esquemas de tratamiento del gas húmedo dulce y gas seco dulce cerca de los puntos de producción usados en México. Los gases amargos tanto húmedo como dulce son tratados con el proceso Girbotol que fue descrito anteriormente.

El contenido de agua en el gas seco dulce que se distribuye en los gasoductos debe ser de máximo 7 lb de H₂O/MMpc (147 ppm).

Entre los procesos básicos de la recuperación de líquidos, tenemos a la refrigeración mecánica y el efecto Joule Thompson (turbinas de expansión).

La refrigeración mecánica es el proceso más directo para la recuperación de líquidos, en el cual el enfriamiento es provisto por un ciclo de expansión-compresión de la corriente, que usa propano como agente enfriador.

Si el gas a tratar contiene menos de 4.5 ppm de H₂S y un contenido de propano plus mayor a 10.5 Bl/MMpc, se considera un gas dulce húmedo.

El esquema para el procesamiento de gas con estas características, se presenta en la Figura 2.25.

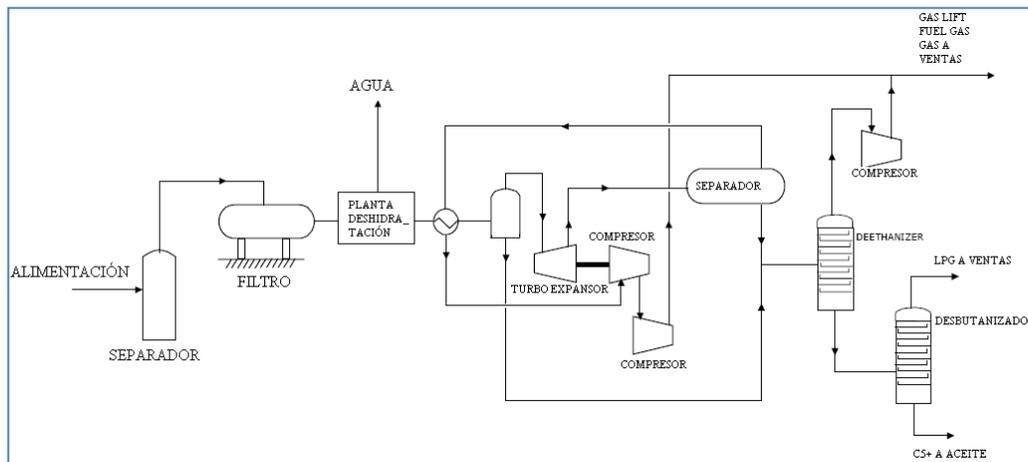


Figura 2.25. Esquema de procesado del gas húmedo dulce con el efecto Joule Thompson. (PEMEX EyP, SPE; 2002).

El gas de entrada pasa por un sistema de separación, donde se obtiene libre de líquidos y sólidos, entonces es mandado a un procesado similar al del gas húmedo amargo después de su endulzado.

Si el gas a tratar contiene máximo 4.5 ppm de H_2S y propano plus máximo de 10.5 BI/MMPc, este se considera gas seco dulce.

El esquema para el procesado del gas con estas características se muestra en la Figura 2.26.

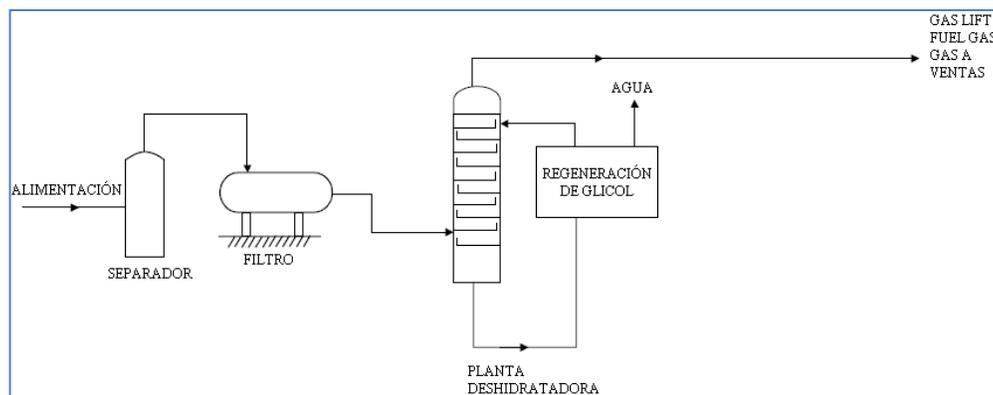


Figura 2.26. Esquema de procesado para gas seco dulce. (PEMEX EyP, SPE; 2002).

Si la corriente de gas a tratar tiene más de 4.4 ppm de H_2S y un contenido de propano plus de 10.5 BI/MMpc, se considera gas húmedo amargo.

Si el gas de la corriente a tratar tiene más de 4.4 ppm de H_2S y el contenido de propano plus es menor a 10.6 BI/ MMpc se le considera un gas seco amargo.

Los métodos del endulzado de estas mezclas de gases consisten en la remoción de H_2S hasta 4.4 ppm máximo, esta condición es alcanzada durante el uso de diferentes procesos de endulzado, como los mencionados en este capítulo.

II.8 Procesos de licuefacción del gas (gas natural licuado)

El proceso de compresión del GN con el fin de licuarlo, se realiza a temperatura baja, a $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($-260\text{ }^{\circ}\text{F}$). Cualquier otro constituyente de la corriente de alimentación del gas solidifica a esta temperatura, por lo que deben separarse de la corriente gaseosa, para evitar problemas posteriores de incrustaciones. El proceso se diseña para quitar agua, dióxido de carbono, hidrocarburos pesados, hexanos, hidrocarburos cíclicos como el benceno; polvo (si está presente), ácido sulfhídrico y mercaptanos.

Deshidratación del gas

El gas natural debe deshidratarse por las siguientes razones:

1. Existe la posibilidad de que el agua forme hidratos, que pueden obstruir válvulas, tuberías, etc.
2. Para evitar la corrosión, particularmente si están presentes el agua CO_2 o H_2S .
3. El vapor de agua en un gasoducto puede condensarse causando condiciones lentas de flujo.
4. Para prevenir la formación de hielo en los intercambiadores de calor de baja temperatura, durante el tratamiento criogénico.

Las plantas de licuefacción operan satisfactoriamente a presiones de 200 a 700 lb/pulg² y con puntos de rocío entre $-73.33\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $-101.1\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($-100\text{ }^{\circ}\text{F}$ a $-150\text{ }^{\circ}\text{F}$). La concentración de agua presente en la corriente de gas es de 0.1 ppm (v/v).

En los procesos regenerativos, es muy frecuente emplear solución de Dietilenglicol al 95 %, consiguiéndose descensos del punto de rocío de 85 a 22 $^{\circ}\text{C}$. Puede conseguirse la eliminación simultánea de agua, dióxido de carbono y ácido sulfhídrico, utilizando soluciones de amina-Glicol, por ejemplo: un 10 % de MEA, 80% de Glicol y 10 % de agua.

Separación del dióxido de carbono

El CO_2 solidifica a temperaturas de -56°C ($-70\text{ }^{\circ}\text{F}$); es ligeramente soluble en metano líquido y debe ser removido a niveles que impidan la solidificación y taponamiento.

Los procesos con aminas y con tamices moleculares son los más utilizados para la remoción del CO_2 en las plantas de GNL. Las concentraciones indicativas para la aplicación del método se muestran en la siguiente Tabla 2.21.

El oxígeno en la corriente de alimentación puede representar un serio problema, si se combina con componentes sulfurosos, pueden causar una reacción del tipo Claus, lo cual crea azufre sólido en las etapas de las torres de regeneración.

Tabla 2.21. Concentraciones de CO₂ en % y su sistema de remoción

Concentración (% vol.)	Sistema de remoción
≤ 0.25	Tamices moleculares
10-15	Aminas ¹²
≥ 10-15	Proceso Selexol

Proceso de licuefacción

Las técnicas por las cuales el gas natural es licuado se basa en dos principios. El primero, involucra la remoción del calor sensible y latente, usando un proceso de expansión adiabática (el ciclo “expansor”). El segundo, por una refrigeración mecánica multi-etapas (el ciclo “cascada”).

Después de la remoción de impurezas, el metano que compone el gas natural es licuado a la temperatura de $-161.5\text{ }^{\circ}\text{C}$ para formar el líquido. Dependiendo de la composición del gas de entrada, otros gases de hidrocarburos (etano, Propano, etc.) pueden también ser licuados e incluidos en la salida del GNL.

Los ciclos principales de licuefacción son los siguientes:

a) El ciclo “expansor”

Este utiliza la energía producida por la expansión del gas natural que pasa de una alta presión (tubería) a una baja (distribución) presión (efecto Joule Thompson).

b) El ciclo de Cascada

El ciclo de licuefacción de cascada consiste en un número de ciclos de compresión-refrigeración que operan a temperaturas que son sucesivamente más bajas. La eficiencia del ciclo puede ser mejorada considerablemente aumentando el número de refrigerantes utilizados. El proceso de cascada de licuefacción es mostrado en la Figura 2.27. Es un sistema triple simple con multicomponentes (Propano, Etileno y metano) con dos niveles de presión en el propano, tres niveles de presión en el etileno y tres en el metano. Las ventajas de este tipo de ciclo son:

- Refrigerantes simples para ser usados en el proceso.
- La eficiencia del ciclo puede ser ajustada a los requerimientos de inversión y combustible.

¹² Generalmente se usa la Dietanolamina, sulfinol, o Metildietanolamina (MDEA), los cuales reducen el uso de combustible.

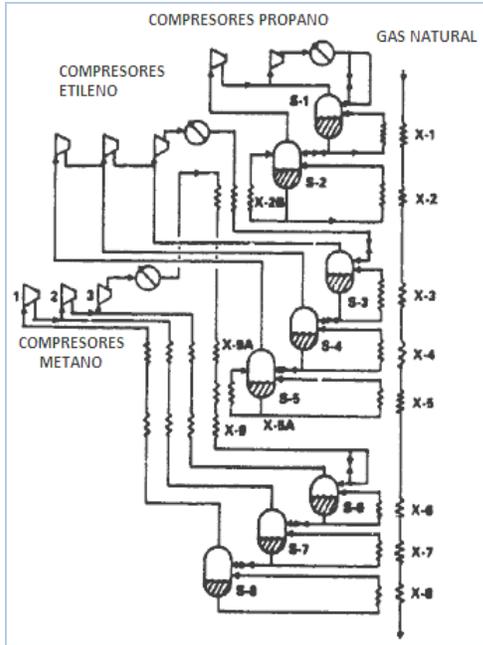


Figura 2.27. Diagrama de un ciclo multinivel de cascada. (B.C. Price, ARCO Exploration & Technology Co. 1986).

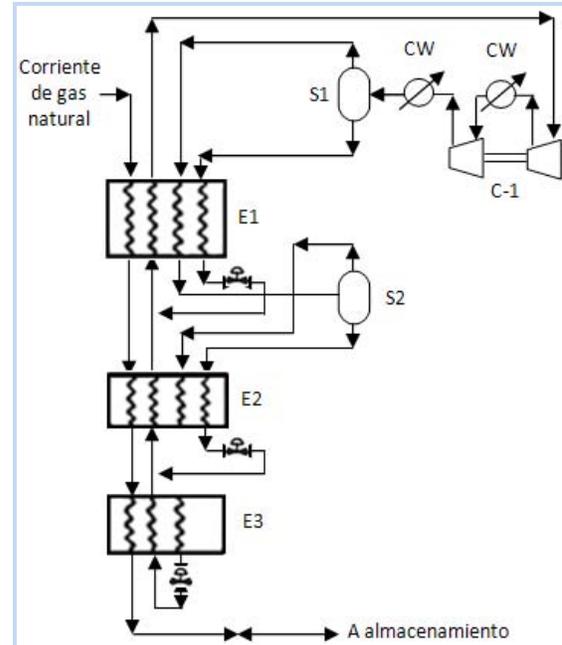


Figura 2.28. Ciclo de refrigerantes mixtos. (B.C. Price, ARCO Exploration & Technology Co. 1986).

c) Ciclo de refrigerantes mixtos.

Consiste en una variación del proceso de cascada descrito anteriormente, este ciclo involucra el uso de refrigerantes que son una mezcla de componentes como Metano, Propano, Etano y Nitrógeno. Los servicios de simplificación de la compresión e intercambio de calor usualmente ofrecen una disminución potencial de los gastos de capital sobre el ciclo convencional de cascada. La Figura 2.28, muestra la configuración de un ciclo de refrigerantes mixtos. Esta mezcla de refrigerantes es comprimida, y el calor de la compresión es removido por transferencia de calor hacia el aire o agua fría. La corriente de la mezcla de refrigerantes, como resultado de esta compresión y enfriamiento, es parcialmente condensada. Las dos fases son separadas y son pasadas a través de un intercambiador a baja presión mezclándose con refrigerante. El vapor parcialmente condensado es separado y usado posteriormente como enfriador.

Con la serie de procesos descritos en este capítulo, se dio una breve visión del tratamiento del gas natural, desde el complejo procesador de gas y como punto final su licuefacción para autoconsumo y/o exportación. Cabe mencionar, que el desarrollo de este capítulo sólo consta de los procesos más comunes para el tratamiento de gas y está basado en datos técnicos actuales de compañías petroleras de importancia como Petróleos Mexicanos, Repsol YPF, ARCO Exploration & Technology, entre otros.

A continuación, para hacer hincapié en la importancia del gas natural como fuente primaria de energía, se presentará en el Capítulo III, un panorama estadístico de la oferta, la demanda, precios y pronósticos de producción (entre otros) de gas natural a nivel mundial y nacional, considerando a los principales países productores de petróleo y consumidores de energía.

CAPÍTULO III. PANORAMA NACIONAL E INTERNACIONAL DE LA INDUSTRIA DEL GAS NATURAL



El comportamiento en la industria mexicana de los hidrocarburos depende directamente de los movimientos que se van presentando en los mercados internacionales de los hidrocarburos y sus derivados, estos cambios influyen profundamente en los precios del petróleo, mismos que van a repercutir en la rentabilidad y viabilidad de la aplicación de cualquier tecnología empleada para la explotación de hidrocarburos. Como se puede deducir, es muy importante conocer el contexto internacional de la industria petrolera, porque solo de esta manera se puede identificar el origen de los movimientos que se presentan en la industria petrolera mexicana.

En los capítulos anteriores únicamente se trataron temas relacionados con aspectos técnicos, en este capítulo se presenta una recopilación de información que ayudara al lector a ubicarse en el contexto nacional e internacional de la industria del petróleo, este conocimiento es un complemento muy importante para la toma de decisiones en aplicaciones técnicas.

III.1 Mercado internacional del gas natural

Oferta

Los principales países productores de gas natural son Rusia y Estados Unidos. Otros países como Canadá, Irán, Noruega, Argelia, Arabia Saudita y Reino Unido, presentaron importantes niveles de producción durante 2007. Estos ocho países representaron 60.2% de la producción global del gas seco en el año, (Véase la Figura 3.1). Cabe señalar que México se ubica en el lugar 18 como productor de gas seco, considerando la clasificación del BP Statistical Review of World Energy.

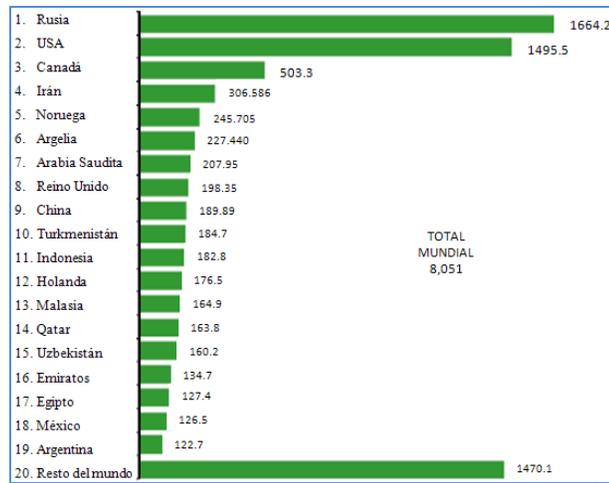


Figura 3.1. Producción mundial de gas seco, 2007 en MMm³. (Bp 2008)

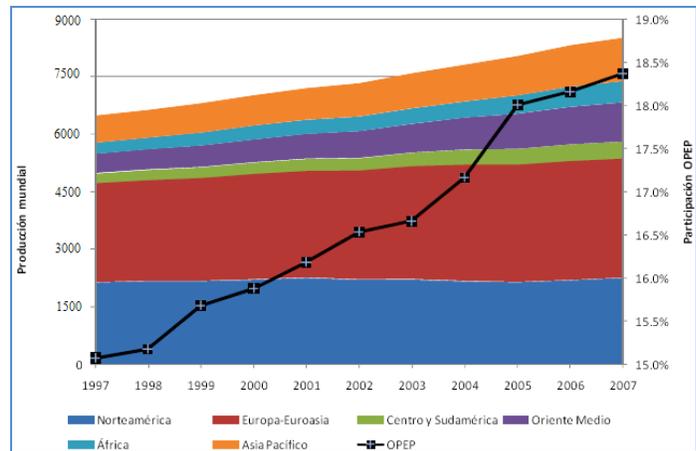


Figura 3.2. Producción mundial de gas seco (MMm³) por región y participación de la OPEP. (Annual Statistical Bulletin OPEP, 2007).

La Organización de Países Exportadores de Petróleo (OPEP) produjo 44.5% del petróleo en el mundo y 18.4% del gas seco comercializado durante 2007. Cabe mencionar que los países de la OPEP poseen 49.7% de las reservas probadas mundiales de gas al cierre de 2007, y en los últimos 10 años dicha relación ha ido en aumento, ya que en 1997 fue de 42%. (Ver la Figura 3.2).

A diferencia de los países de la OPEP que han incrementado su producción de gas seco en los últimos años, las principales empresas petroleras mantienen estable su producción, independientemente de operar en distintas partes del mundo, e incluso participando en algunos países de la OPEP. (Ver la Tabla 3.1).

Tabla 3.1. Principales empresas petroleras por nivel de producción de gas seco en 2008.

Posición	Compañía	País	Propiedad del estado (%)	Producción de gas (MMm ³)
1	Gazprom	Rusia	50	1,522.65
2	NIOC	Irán	100	287.56
3	Exxon Mobil	USA	-	264.31
4	BP	Reino Unido	-	238.34
5	Royal Dutch/Shell	Reino Unido/Holanda	-	236.96
6	Sonatrach	Argelia	100	217.98
7	Saudi Aramco	Arabia Saudita	100	201.84
8	Petronas	Malasia	100	157.16
9	ConocoPhillips	USA	-	147.64
11	Chevron	USA	-	140.34
12	Total Fina Elf	Francia	-	132.35
13	CNPC	China	100	131.53
14	PEMEX	México	100	115.36
15	ENI	Italia	30	112.30

Fuente: Fuente: Petroleum Intelligence Weekly (PIW), diciembre de 2007.

Existen diferentes puntos de vista acerca de la globalización del mercado de gas natural. Históricamente la industria del GNL se ha desarrollado en mercados regionales, donde la manera de valorar el gas es diferente y predominan las transacciones entre ciertos países. Esto se ha generado a partir de la distribución del recurso gasífero, la disponibilidad de fuentes alternativas de energía y los asuntos geopolíticos peculiares de cada región.

Sin embargo, el aumento en la producción y el consumo mundial está incrementando las importaciones, principalmente en los países de la Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económico (OCDE), generando tensiones sensibles a cualquier variación del mercado e incrementando en el corto plazo (por ejemplo, en el volumen de GNL intercambiado y precios más elevados que favorecen las interacciones globales. (Ver la Tabla 3.2).

Tabla 3.2. Importaciones de GNL, 2002-2007 (MMm³/día)

	2002	2003	2004	2005	2006	2007
Total	410.93	462.58	486.20	517.29	578.30	620.30
4 USA	17.75	39.32	50.46	48.96	45.37	59.78
5 Francia	31.62	27.04	20.85	35.15	38.03	35.53
13 México ¹					2.57	5.95

1. La cifra para México proviene de la fuente y no coincide con el dato del balance nacional de gas natural, 1997-2007.

Fuente: BP Statistical Review of World Energy.

Así, el gas natural intercambiado en el mundo alcanzó un volumen de 2,126.2 MMm³ (75,088 MMpcd) en 2007, lo que representó 26.4% de la producción mundial del hidrocarburo, mientras que esa misma proporción fue de 19.3% en 1997. La mayor parte del comercio continúa realizándose a través de gasoductos, aproximadamente 70.8%; sin embargo el restante 29.2% que se hace en forma de GNL, comienza a ser importante en vías de una globalización del mercado.

Demanda

Durante 2007, la economía mundial presentó un crecimiento de 4.9% d, el consumo de energía primaria mundial aumentó 2.4% respecto a 2006, crecimiento menor al año anterior cuando el consumo de energía creció 2.7% y la economía mundial creció 5.0%, ligeramente superior al promedio de los últimos 10 años, cuya tasa media de crecimiento anual (tmca) fue de 2.2%. (Ver la Tabla 3.3).

Tabla 3.3. Consumo mundial de energía primaria por tipo de fuente, 2003-2007 (Millones de toneladas de petróleo crudo equivalente)						
	2003	2004	2005	2006	2007	Variación 2007/2006
Total mundial	9,829	10,289	10,558	10,843	11,099	2.4
Petróleo	3,682	3,824	3,871	3,911	3,953	1.1
Carbón	2,600	2,768	2,892	3,042	3,178	4.5
Gas natural	2,341	2,428	2,497	2,558	2,638	3.1
Hidroenergía	608	645	670	697	709	1.7
Nucleoenergía	599	625	627	635	622	-2.0

Fuente: BP Statistical Review of World Energy, Junio 2008.

El gas natural constituyó la tercera fuente de energía, después del petróleo y el carbón. Como resultado, el consumo de gas natural en el mundo creció 2.7% en promedio anual entre 1997 y 2007, abasteciendo 23.8% del consumo mundial de energía primaria. (Ver Figura 3.3).

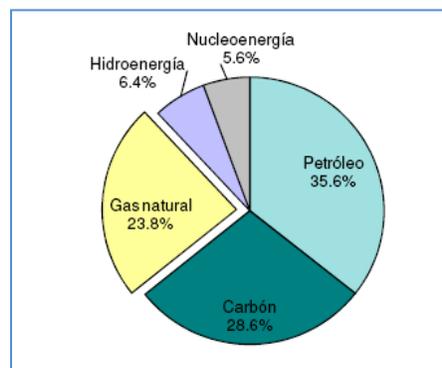


Figura 3.3. Consumo mundial de energía primaria por tipo de fuente 2007, participación porcentual. (Bp, 2008)

Durante 2007, el consumo creció en todas las regiones durante el último año, el incremento fue notable en regiones como Asia-Pacífico y Norteamérica, cuyos crecimientos en volumen fueron de 108.2 y 73.8 MMm³/día (3,822 y 2,608 MMpcd), respectivamente. Figura 3.4.



Figura 3.4. Consumo regional de gas natural 2007, MMm³/día. (Bp 2008).

El crecimiento económico de China continuó siendo un factor determinante en el mercado de energéticos. Por tercer año consecutivo, únicamente China justificó más de la mitad del incremento global del consumo de energía (52.1%), al crecer 133.6 millones de toneladas de petróleo crudo equivalente (MMtpce) en el total de energía requerida. Este país generó 72.2% de dicho crecimiento a partir de intensificar el uso del carbón. (Ver Figura 3.5).

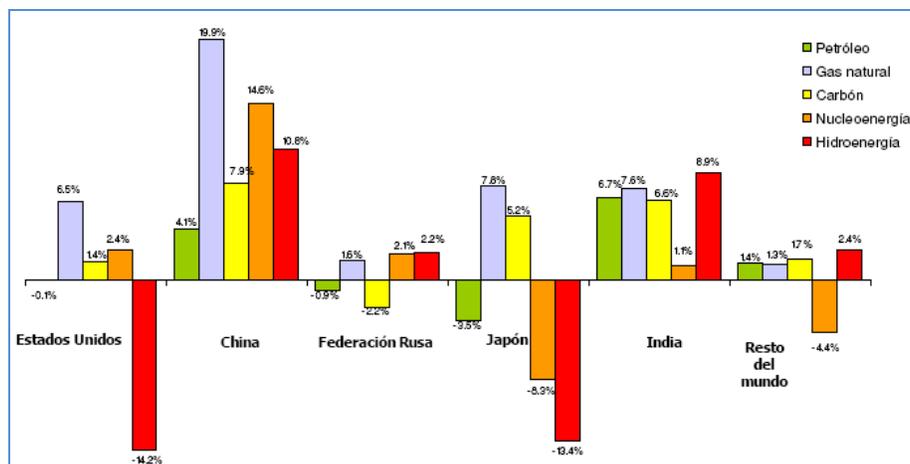


Figura 3.5. Variaciones del consumo de energéticos 2007/2006. Principales países. (Bp 2008).

El consumo estadounidense fue el mayor en 2007 en el mundo con una demanda de 1788.8 MMm³/día (63,173 MMpcd), y una participación de 22.6%, dando así un impulso considerable al consumo de la región de Norteamérica, lo que motivó en gran parte la reanudación de ventas a usuarios industriales, mientras que los sectores residencial, de servicios y de generación eléctrica registraron tasas de crecimiento más altas, en el orden de 6 a 8%.

Por otro lado, a pesar de que la actividad económica fue bastante favorable en varios de estos países, las ventas al sector industrial continuaron estancadas y en algunos casos disminuyeron. Esto se derivó del impacto de precios muy altos de gas a consecuencia de fluctuaciones del precio del petróleo, al cual el precio del gas está fuertemente indexado, lo que le redujo competitividad al gas natural comparado a las otras fuentes de energía utilizadas en este sector. Por su parte, el sector eléctrico encontró más favorable al gas en 2007, debido a que el precio de importación del carbón en Europa se duplicó. (Ver Figura 3.6).

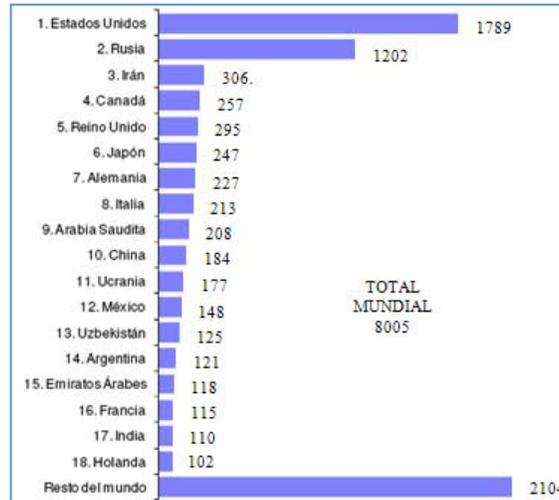


Figura 3.6. Consumo mundial de gas natural, 2007 (MMm³/día) (Bp, 2008)

Comparativa del gas con otras fuentes primarias de energía

En 2007, el consumo final no energético disminuyó 7.5% al pasar de 287 a 2666 PJ (PetaJoules, 1PJ= 1×10^{15} Joules). Pemex Petroquímica utiliza como materia prima gas seco, Etano, Butano y naftas, en este año, empleó el 59.7% del consumo total no energético lo restante fue utilizado por otras ramas de la economía en forma de asfaltos, lubricantes, grasas, parafinas y solventes. (Ver Figura 3.7).

El consumo total de energía fue de 4815.1 PJ en 2007, cifra que representa un 6.3% respecto a 4529.0 PJ en 2006. (Ver la Tabla 3.4).

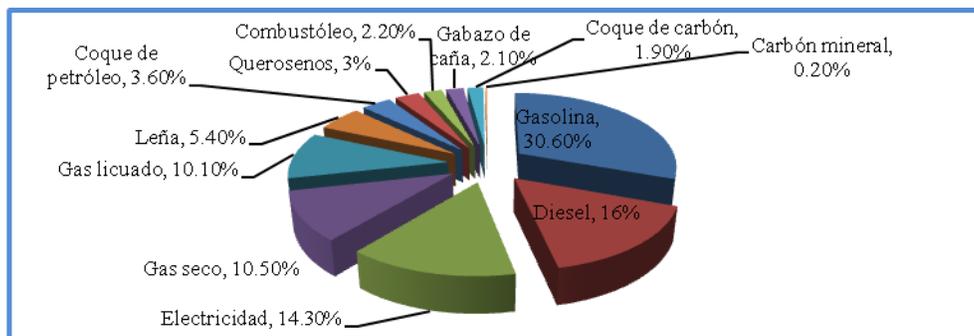


Figura 3.7. Consumo final de energía por tipo de fuente. (SENER, 2008)¹

¹ La diversidad de unidades para la medición de energéticos impide una comparación directa, por lo que se adopta una unidad común el joule (J). De acuerdo con la Ley Federal sobre Metrología y Normalización, el Sistema General de Unidades de Medida es el único instrumento legal de uso

Tabla 3.4. Consumo final de energía (PetaJoules)			
	2006	2007	Variación porcentual 2007/2006
Consumo final total	4528.964	4845.115	6.3
Consumo no energético total	287.628	265.972	-7.5
Petroquímica de Pemex	198.588	158.653	-20.1
Otras ramas económicas	89.041	107.319	20.5
Consumo energético total	4241.335	4519.143	7.3
Residencia comercial y público	857.138	893.526	4.2
Transporte	1966.478	2157.826	9.7
Agropecuario	126.646	134.899	6.5
Industrial	1291.073	1362.893	5.6

Fuente: Sistema de Información Energética, SENER. 2007

Por fuente de energía, el gas natural y el gas seco representan tres cuartas partes del consumo total, seguidos por el combustóleo, que participó con el 11.8%, la electricidad con el 5.1%, el diesel, la gasolina, el gas licuado de petróleo y el coque de carbón con el 7.9%.

Mercado prospectivo de gas natural, 2005-2020

Considerando el escenario de referencia del International Energy Outlook 2008 del Departamento de Energía (DOE) de los Estados Unidos, el consumo mundial de energía crecerá a una tasa de 1.8% cada año entre 2005 y 2020. Se prevé que el crecimiento más dinámico en la demanda de energía ocurra en países que no pertenecen a la OCDE (Véase apéndice A), estos países crecerán a una tasa de 2.7% anual en su consumo de energía durante el periodo 2005-2020, impulsado por el crecimiento de economías como China e India.

Existen diversidad de pronósticos para la demanda de gas natural en los próximos años. Para el 2020 el gas natural encabezará del 45 al 50% de la energía mundial². El crecimiento tan esperado en la demanda de gas tendrá como consecuencias la reducción en la demanda de petróleo y Carbón, para el 2020 se reducirán aproximadamente un 25 % y un 15 % respectivamente. (Ver Figura 3.8).

obligatorio en los Estados Unidos Mexicanos. Ahí se determina que la unidad de medida es el joule (es la cantidad de energía que se utiliza para mover un kilogramo masa a lo largo de una distancia de un metro, aplicando una aceleración de un metro por segundo al cuadrado)

² Según M.J. Economides; "Natural Gas: The Revolution is coming"; 2005.

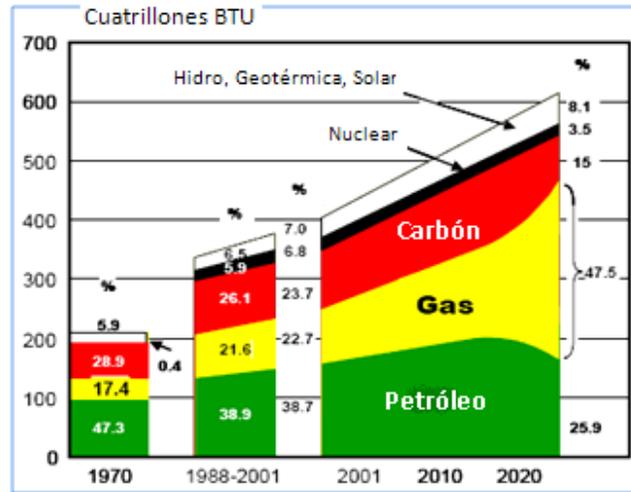


Figura 3.8. Pronóstico del consumo mundial de energía. (Economides, 2005).

Oferta y demanda de gas natural 2005-2020

Se espera que los países que no pertenecen a la OCDE aporten 94.1% del incremento de la producción mundial de gas natural entre 2005 y 2020. En el escenario de referencia del DOE la producción mundial crece a una tasa anual de 2.2% hacia 2020, mientras que la oferta de los países de la OCDE sólo crecerá 0.4% anual en el mismo periodo. (Ver la Tabla 3.5).

En los países no OCDE, el principal desarrollo de la producción provendrá de Rusia y de las regiones de Oriente Medio y África, que en conjunto representarán 54.9% del crecimiento de la producción mundial durante este periodo. Estas regiones desarrollarán grandes proyectos de exportación hacia otras, principalmente a través de gasoductos en el caso de Rusia y África, y en muchos de los países de Oriente Medio con cargamentos de GNL.

Tabla 3.5. Oferta de gas natural 2005-2020 (MMMm³/día)

Región/país	2005	2010	2015	2020	tmca
TOTAL OCDE	3.04	0.33	3.20	3.22	0.01
NO OCDE	-	-	-	-	-
Rusia	1.75	1.93	2.09	2.23	0.05
China	0.14	0.19	0.25	0.29	0.14
Oriente Medio	0.87	1.13	1.31	1.50	0.10
Centro y Sudamérica	0.38	0.48	0.57	0.61	0.09
Total No OCDE	4.86	5.86	6.85	7.74	0.09
Total mundial	7.91	9.02	10.05	10.95	0.06

Fuente: International Energy Outlook 2008, EIA/DOE.

La expectativa que hay en los países de Asia que no pertenecen a la OCDE, será muy dinámica, ya que en este bloque se ubican China e India. Si bien la oferta de la región tendrá un incremento de 0.7MMMm³ (25.8 MMMpcd) entre 2005 y 2020, el incremento del consumo por la gran actividad que se desarrollará en esos países hace prever que será una región deficitaria, pese a que hay países que poseen importantes cantidades de reservas.

Según el caso de referencia de la International Energy Outlook (IEO) 2007, el consumo de gas natural en el mundo se incrementará de 2.83 Trillones de m³ (100 Tpc) (Trillones de pies cúbicos) en el 2004 a 4.61 Trillones de m³ (163 Tpc) en el 2030, (Ver Figura 3.9). Por la fuente de energía, la proyección en el incremento de gas natural es la segunda después del Carbón. El gas natural, permanece como combustible clave para la generación de electricidad y para los sectores industriales. En el sector energético, es una elección atractiva para las nuevas plantas de generación, debido a la eficiencia relativa del combustible y a la baja emisión de contaminantes.

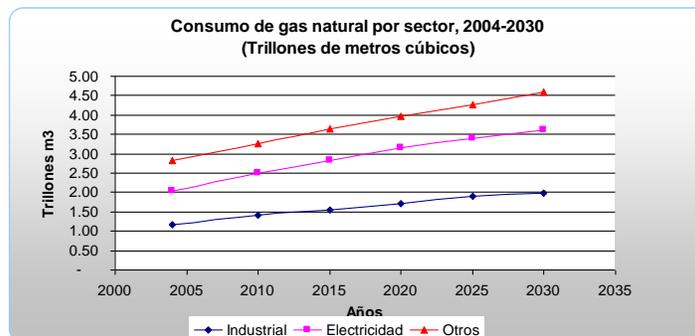


Figura 3.9. Consumo de gas natural por sector, 2004-2030, Fuente: 2004: derivada de la Administración de Energía (EIA), Anuario Internacional de Energía 2004 (mayo-julio 2006). Pronósticos: EIA (2007).

Precios internacionales

Durante 2007 se presentó una tendencia al alza en los precios del gas natural en los principales mercados, salvo el índice Heren NBP (de sus siglas en inglés National Balancing Point) del Reino Unido. Los factores que incidieron en el alza de los precios del gas en 2007, fueron los altos niveles del precio del crudo, clima frío e incrementos en el consumo de gas para la generación de electricidad, principalmente en los países de la OCDE. (Vé la Figura 3.10).

Así, la volatilidad de 2007 fue de 61.6%, esto es el porcentaje de variación entre la cotización máxima y mínima diaria durante el año, mientras que el rango de precios es la variación absoluta entre esos dos precios. Cabe aclarar que, el promedio anual del precio difiere del anterior debido a las fuentes, BP Statistical Review of World Energy y Reuters. En caso de la última, corresponde a cotizaciones diarias utilizadas para el cálculo de la volatilidad.

De acuerdo con *Reuters*, el promedio diario anual del precio *spot*³ Henry Hub en 2007 fue de 6.97 US\$/MBTU, es decir 3.6% mayor que en 2006. Si bien la oferta suficiente condujo los precios *spot* a la baja durante el año, y esto se trasladó a los precios en los sectores.

³ El precio spot, es el precio actual de un producto en el mercado.

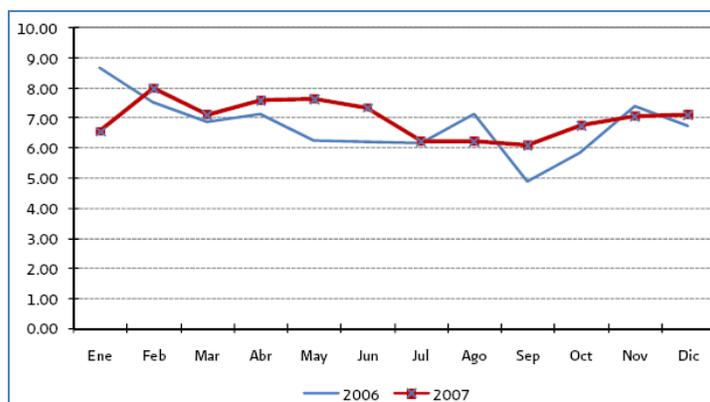


Figura 3.10. Precios Spot Henry Hub en Estados Unidos, 2006-2007. (Dólares por millón de BTU), (SENER, 2008).

Reservas mundiales

Hasta finales de 2007, las reservas probadas de gas natural permanecieron prácticamente sin cambio, ya que reportaron un ligero ascenso de 0.6% respecto al año anterior para totalizar 177.3 MMMm³ (6,263 billones de pies cúbicos). La relación mundial de reservas de gas natural respecto a los niveles actuales de producción (R/P) es de 60.3 años, en tanto que la de petróleo es de 41.6 años. Las reservas probadas de gas seco han permanecido prácticamente constantes por lo menos desde 2004, con ligeros incrementos. (Ver la Tabla 3.6)

Reservas probadas	A finales de 2006	A finales de 2007	
	Trillones de m ³	Trillones de m ³	Porcentaje del total
US	5.98	5.98	3.4%
Canadá	1.62	1.63	0.9%
México	0.39	0.37	0.2%
Total Norte América	7.99	7.98	4.5%
Brasil	0.35	0.36	0.2%
Venezuela	5.10	5.15	2.9%
Total S. & Cent. América	7.64	7.73	4.4%
Noruega	2.89	2.96	1.7%
Rusia	44.60	44.65	25.2%
Total Europa y Eurasia	59.37	59.41	33.5%
Irán	27.58	27.80	15.7%
Iraq	3.17	3.17	1.8%
Qatar	25.64	25.60	14.4%
Arabia Saudita	7.07	7.17	4.0%
Total Medio Este	72.95	73.21	41.3%
Total África	14.46	14.58	8.2%
Total Asia Pacífico	13.82	14.46	8.2%
TOTAL WORLD	176.22	177.36	100.0%
Del cual:			
Unión Europea	2.94	2.84	1.6%
OCDE	15.79	15.77	8.9%
Después de la unión Soviética	53.46	53.53	30.2%

Fuente: BP anuario estadístico, 2008.

La relación R/P en el resto de las regiones es muy variada; en Norteamérica es de 10.3 años, en Centro y Sudamérica de 51.2 años, en África de 76.6 años, en Asia-Pacífico de 36.9 años. En Europa-Eurasia de 55.2 años. Esto se debe a que Rusia posee más de una cuarta parte de las reservas de gas natural en el mundo (25.2%).

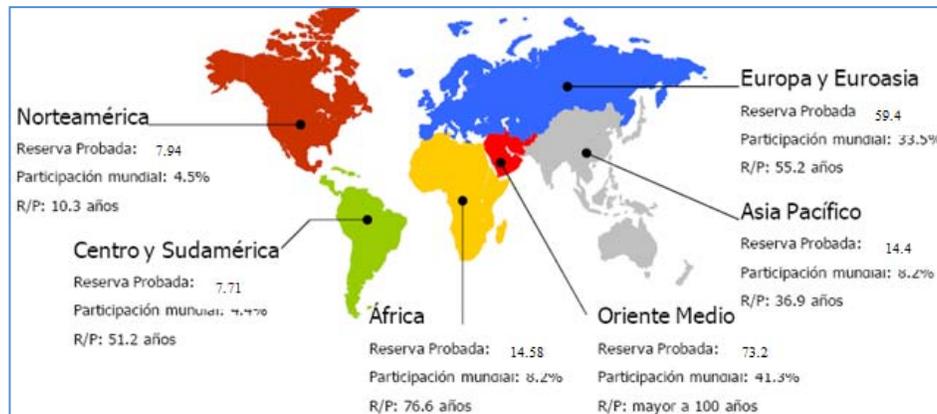


Figura 3.11. Distribución regional de las reservas probadas de seco 2007 (MMM³).
Fuente: Bp anuario estadístico 2008.

III.2 Mercado nacional de gas natural

Oferta

Durante 2007, la producción de gas natural alcanzó 171 MMm³ (6,058 MMpcd), con una variación positiva de 13.1% respecto al año previo, del cual 56.9% fue gas asociado y la diferencia no asociado. Enmarcado en la tendencia ascendente en la producción de gas natural que permitió alcanzar una serie de máximos sucesivos a lo largo del año, el 27 de octubre de 2007 se obtuvo el máximo histórico para un día con un volumen de 187 MMm³ (6,611 MMpcd). (Ver la Figura 3.12).

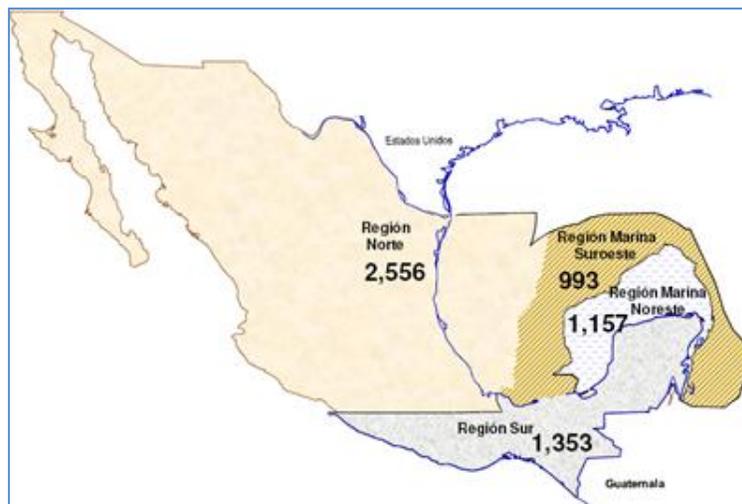


Figura 3.12. Producción de gas natural por región. Fuente: SENER, 2008

Todas las regiones aumentaron su producción en 2007, en especial las Marinas y la Norte. En esta última destacan los activos Burgos, por la productividad de sus pozos; Veracruz por la variación positiva en su producción; y Poza Rica- Altamira; en la Región Marina Noreste sobresale Cantarell, por el incremento en la

producción de pozos con alta relación gas-petróleo, pese a que el campo se encuentra en su fase natural de declinación, y en la Marina Suroeste destaca el activo Litoral de Tabasco. (Ver la Tabla 3.7).

Tabla 3.7. Producción y distribución de gas natural en PEP (MMm ³ /día)						
	2003	2004	2005	2006	2007	tmca
Disponibilidad	159.11	162.60	169.45	186.07	204.19	3.4
Producción	127.37	129.49	136.43	151.67	171.54	3
Gas amargo	88.72	84.78	83.17	87.07	96.70	-1
Gas dulce	38.65	44.71	53.26	64.59	74.87	13
Distribución	159.14	162.60	169.45	186.07	204.19	3.4
Consumo propio	12.49	14.75	17.50	18.83	22.23	8
A la atmósfera	8.38	5.10	5.61	8.10	15.86	-2
CO ₂	1.22	0.76	0.45	0.42	0.37	-19
Gas	7.19	4.33	5.15	7.67	15.49	-1
Condensación en ductos	7.39	6.60	6.80	7.56	6.91	-1
Directo a ductos	21.61	23.08	28.26	32.62	37.77	13
A plantas de proceso	105.17	108.26	112.13	111.17	118.59	4,287
Endulzadoras	94.15	93.33	88.29	89.54	89.20	0
Criogénicas	14.10	18.80	22.85	29.02	32.22	12

Fuente: Sistema de Información Energética 2007. SENER

Respecto a la distribución del gas, PGPB recibió 159 MMm³/día (5,621 MMpcd), lo que representó 77.9% de la disponibilidad. La diferencia correspondió al encogimiento en compresión y transporte, al envío a Pemex-Refinación, al envío de CO₂ para inyección a yacimientos y a diferencias estadísticas.

Por su parte, la producción de gas no asociado creció 15.3% con respecto al año precedente, alcanzando un volumen de 74 MMm³ (2,613 MMpcd) para 2007. (Ver la Figura 3.13).

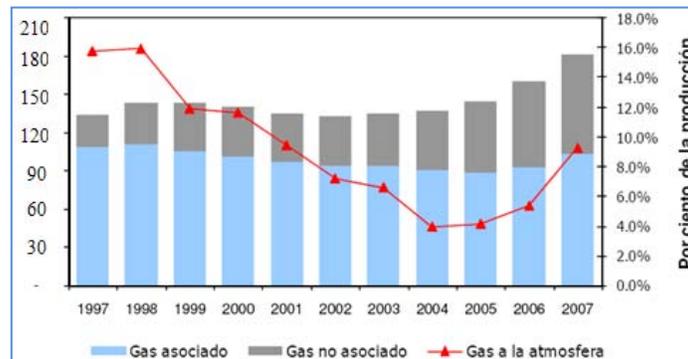


Figura 3.13. Producción de gas natural (MMm³) por tipo y porcentaje de gas enviado a la atmósfera, 1997-2007⁴. (Sener, Pemex).

⁴ Incluye la quema y el gas natural ventado a la atmósfera en campos.

Demanda

Tras la reforma a la industria de gas natural en 1995, Pemex desarrolló importantes reservas de gas natural no asociado en el norte del país. Con ello, dejó de ser un combustible de uso marginal para convertirse en un insumo energético esencial de la economía moderna del país. El gas natural penetró en todos los sectores productivos y de consumo de manera directa o indirecta, convirtiéndose en el combustible predilecto que podía hacer compatible el progreso económico e industrial con la preservación del medio ambiente.

Consumo de gas natural por sector

El impacto positivo de la estabilidad del precio sobre el consumo de gas natural resultó de la escalada constante de los precios del petróleo, que a su vez incrementó los precios de sus derivados que compiten con el gas natural en los sectores de uso final.

El consumo interno de gas natural aumentó 81.7% durante el periodo 1996-2006, ubicándose en un volumen de 184.9 MMm³/día (6,531 millones de pies cúbicos por día, MMpcd) en el último año. La distribución sectorial del consumo en 2006, quedó estructurada en 46.2% por el sector petrolero, 36.6% el sector eléctrico, 15.5% el sector industrial y el resto correspondió a los sectores residencial, servicios y transporte.

La distribución sectorial del consumo de gas natural en 2007, quedó estructurada en 37.8% por el sector eléctrico, 25.2% el sector petrolero, 20.4% las recirculaciones del sector petrolero, 14.9% sector industrial y el resto correspondió a los sectores residencial, servicios y transporte.

El sector eléctrico mostró el crecimiento más dinámico presentando un tasa media de crecimiento anual de 14.9% en el periodo 1996-2006 (según la Secretaría de Energía, SENER). Esto obedeció a un proceso de sustitución del combustóleo ante las ventajas competitivas de la tecnología de ciclo combinado para la generación de energía eléctrica en los últimos años⁵.

El consumo de gas nacional por sector puede verse en la Tabla 3.8.

Sector	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	tmca*
Total	122.50	123.40	137.37	149.71	162.03	166.79	4.72	6.2
Petrolero	62.75	64.48	64.82	68.72	73.85	80.22	2.27	3.9
Eléctrico	28.63	32.76	42.50	51.96	58.05	57.00	1.61	14.9
Industrial	28.85	23.73	27.35	26.16	27.10	26.48	0.75	1.6
Residencial	1.70	1.81	2.01	2.29	2.44	2.46	0.07	3.5
Servicios	0.57	0.59	0.62	0.54	0.57	0.59	0.02	1.7

Fuente: SENER, 2007

⁵ Esto se debe a que el ciclo combinado ofrece ventajas como mayor eficiencia térmica, menores emisiones, costos de capital más bajos, plazos de construcción y de arranque más cortos, requerimientos de planta más flexibles y espacios menores, con respecto a centrales comunes que emplean combustóleo o carbón y respecto a centrales nucleares.

El sector petrolero utiliza gas natural para el desarrollo de sus actividades productivas. La industria petrolera se ha mantenido como el mayor sector de consumo de gas natural en el mercado. Los insumos de gas natural de esta industria se conforman por aquella demanda de gas combustible que utilizan las subsidiarias (autoconsumos) para realizar sus actividades primordiales y por aquellos volúmenes destinados a recirculaciones internas que corresponden principalmente a las cantidades de gas natural inyectado a los pozos para la obtención de petróleo crudo.

Con el fin de contar con cifras comparables entre los diferentes mercados nacionales, el análisis regional se divide en cinco zonas: Noroeste, Noreste, Centro-Occidente, Centro y Sur-Sureste. En la Figura 3.14, se detallan los estados que conforman cada región. Cabe señalar que, sólo ocho estados de la República Mexicana (Baja California Sur, Colima, Guerrero, Morelos, Nayarit, Quintana Roo, Sinaloa y Zacatecas) no presentan consumos de gas natural al cierre de 2007.

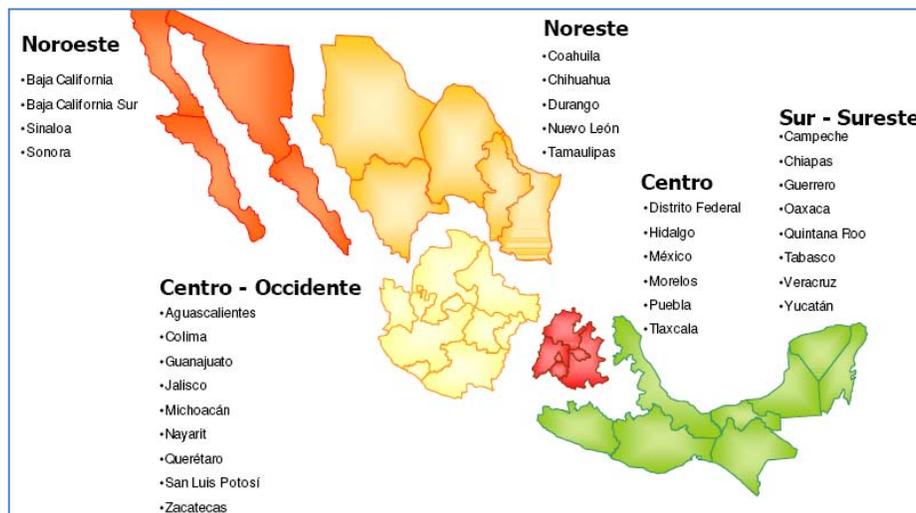


Figura 3.14. Regionalización del gas natural. (SENER, 2008)

Prospectivas 2006-2016

Oferta y demanda de gas natural

La oferta de gas natural para los próximos 10 años, es el resultado de un ejercicio de planeación que se basa en una cartera de proyectos que contiene las oportunidades de inversión asociadas a las reservas y recursos prospectivos de hidrocarburos identificados y documentados en nuestro país, de acuerdo con los objetivos y estrategias del Plan de Negocios 2007 de Pemex Exploración y Producción (PEP).

El escenario propuesto comienza con una producción de gas natural de 151.66 MMm³ (5,356 MMpcd) en 2006, y llega a 195.58 MMm³ (6,907 MMpcd) en 2016. Este escenario de producción de gas será explicado brevemente en los siguientes términos:

- Por tipo de actividad (exploración y explotación)
- Por categoría de proyectos
- Por región
- Por calidad de gas

Durante el periodo 2006-2016, la producción obtenida de los proyectos de explotación alcanza su máxima aportación de 170.46 MMm³ (6,020 MMpcd) en 2006, y comienza a declinar a partir de ese año hasta llegar a 93.58 MMm³ (3,305 MMpcd) en 2016. (Ver la Figura 3.15).

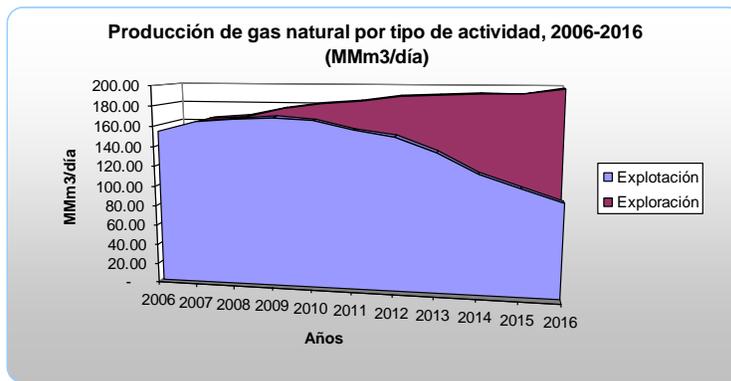


Figura 3.15. Producción de gas por tipo de actividad, 2006-2016 (MMm³). (Pemex Exploración y Producción, 2007).

En esta clasificación del escenario propuesto se observa la diversificación de los grandes proyectos considerados en la cartera de PEP. Así, el portafolio de negocios respecto a la producción de gas se clasificó en los siguientes proyectos: Explotación con Chicontepec y Cantarell, Contratos de Obra Pública Financiada, Exploración con Aguas profundas⁶.

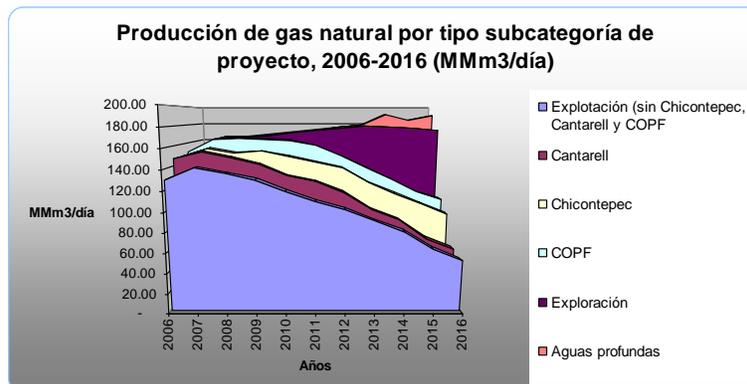


Figura 3.16. Producción de gas por tipo de subcategoría de proyecto, 2006-2016 (MMm³). (PEP, 2007).

⁶ Según Petróleos Mexicanos, se consideran aguas profundas aquellas con tirantes de agua mayores a los 500 metros.

En la producción de gas natural por regiones se espera que la Región Norte incrementará gradualmente su contribución en la producción nacional alcanzando su máximo en 2012 que significa 52.6% del total de ese año, mientras que su participación será de 50% del total al cierre del periodo mostrado.

En las tendencias esperadas en el escenario de producción, considerando la calidad del gas. El comportamiento del primero, obedece principalmente a la declinación de los campos de Veracruz, Cantarell, Complejo Antonio J. Bermúdez y San Manuel. Esto sucede en los primeros años, sin embargo se recuperará su participación en la producción por los proyectos exploratorios, para el 2016 alcanzará 59% de la producción. Nótese en la Figura 3.17, que se producirá mayor cantidad de gas húmedo amargo.

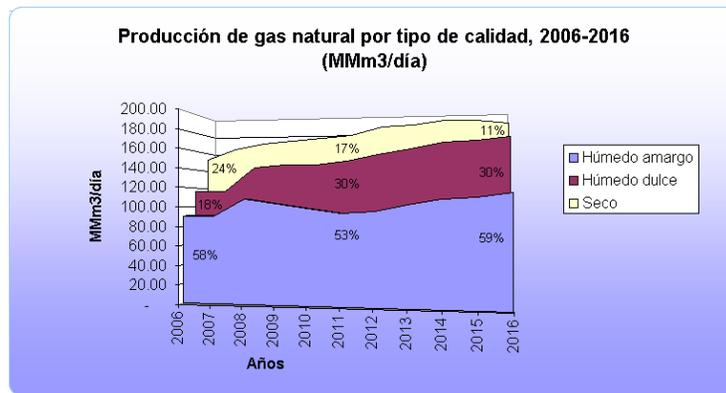


Figura 3.17. Producción de gas por tipo de calidad, 2006-2016 (MMpcd). (Pemex Exploración y Producción, 2007).

Por su parte, la demanda entre 2006 y 2016 se estima que la demanda total de gas natural se incrementará en 38.3%, donde el sector eléctrico justificará 61.2%, las actividades del sector petrolero 22.0% y el sector industrial representará 11.9%; el resto corresponderán a incrementos por actividades de los otros tres sectores. (Ver la Tabla 3.9).

Durante 2006, la demanda de gas natural representó 54.3% del total de combustibles en el sector, y se espera que en 2016 esta participación se incremente a 58.1%.

En la industria química, donde el empleo del gas se dirige a los procesos de generación de energía térmica y vapor, se prevé una tasa de crecimiento de 4.1% entre 2006 y 2016. (Véase Figura 3.18).

El grupo de industrias básicas de metales será el principal demandante de gas natural.

Tabla 3.9. Balance nacional de gas natural, 2001-2006 (MMm³/día).

Concepto	2001	2002	2003	2004	2005	2006	tmca
Origen	126.12	137.70	150.73	162.82	168.54	185.79	6.1
Producción nacional	115.36	117.06	122.50	130.99	142.89	156.96	4.6
Importación	10.76	20.64	28.20	31.83	25.63	28.83	28.4
Importaciones de PGPB por balance	4.30	11.10	14.92	14.58	7.05	4.73	19.6
Destino	124.11	137.51	149.71	162.03	167.47	185.84	6.1
Demanda nacional	123.40	137.37	149.71	162.03	166.79	184.94	6.2
Sector industrial	23.73	27.35	26.16	27.10	26.48	28.71	1.6
Sector eléctrico	32.76	42.50	51.96	58.05	57.00	67.68	14.9
Sector residencial	1.81	2.01	2.29	2.44	2.46	2.38	3.5
Sector servicios	0.59	0.62	0.54	0.57	0.59	0.65	1.7
Sector autotransporte	0.03	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	n.a.
Exportación	0.71	0.11	-	-	0.68	0.93	-1

Fuente: IMP con base en información de CRE, CFE, Gas del Litoral, Pemex, Sener y otras empresas particulares.

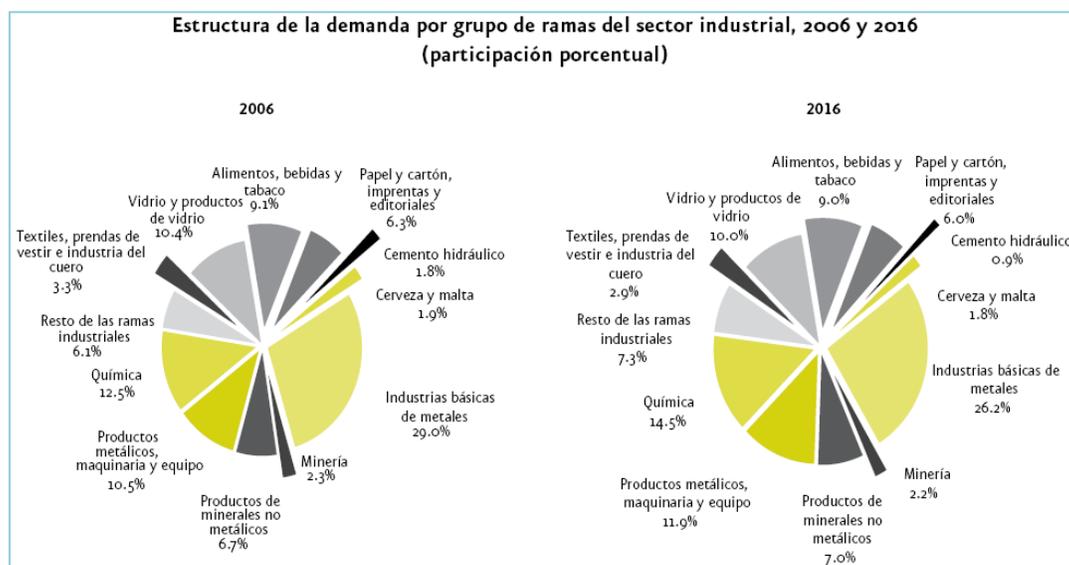


Figura 3.18. Demanda por grupo de las ramas del sector industrial, 2006-2016. (IMP, CRE, Pemex, SENER y empresas privadas).

En los próximos 10 años se espera que la demanda del sector petrolero crezca 18.2%. Del incremento esperado, 58.8% se deberá a las recirculaciones internas a pozos de PEP, y el resto corresponde a la participación del gas utilizado en las autoconsumos de las subsidiarias de Pemex. (Ver Figura 3.19).

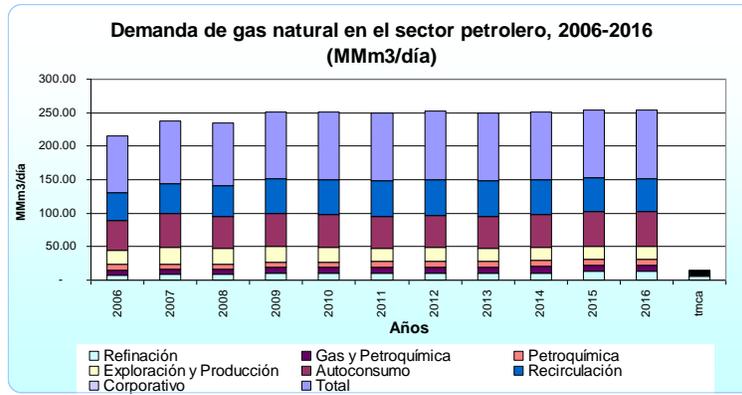


Figura 3.19. Demanda pronosticada de gas natural en Petróleos Mexicanos. (Petróleos Mexicanos, PEP, 2007).

Precios nacionales

La Directiva sobre la determinación de precios y tarifas para las actividades reguladas en materia de gas natural emitida por la CRE (Comisión Reguladora de Energía), tiene por objeto establecer las metodologías que conforme al Reglamento de gas natural, deberán utilizar las empresas reguladas para determinar los precios y las tarifas en la industria del gas natural.

De esta manera, se tienen establecidos diferentes precios según la actividad regulada en la cadena de valor del gas natural a que se refiera, siendo el precio de venta de primera mano el más importante para conformar el precio que PGPB realizará bajo contrato a sus clientes. (Ver Figura 3.20).

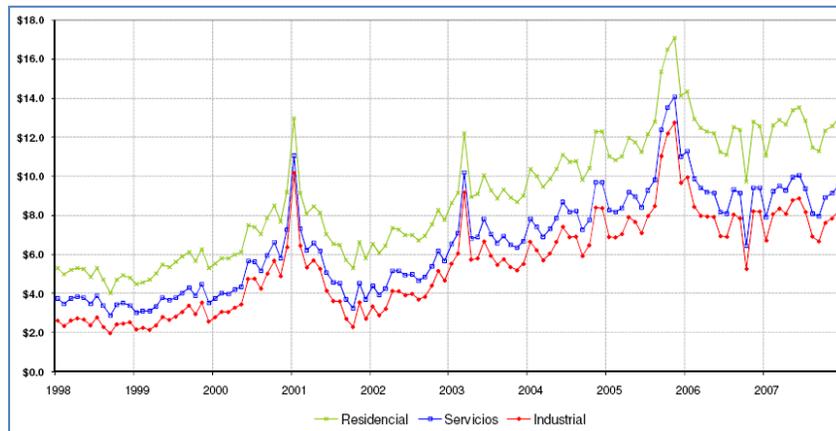


Figura 3.20. Precio promedio nacional al público de gas natural antes de IVA por sector, (Dólares por millón de BTU) 1998-2007. (SENER)

Se obtiene el valor del costo de oportunidad del gas seco en Reynosa y el precio en Cd. Pemex (Tabasco) mediante un mecanismo de netback⁷, tomando como referencia, en particular el índice del gasoducto americano llamado Texas Eastern Transmission Corp. South Texas zone (Tetco),

⁷ Netback. Es un resumen de todos los costos asociados a una unidad de petróleo en un mercado de referencia, y todas las remesas de la venta de esos productos generados de la misma unidad.

Comercio exterior

El total de las importaciones durante 2007, se realizaron a través de gasoductos distribuidos en la franja fronteriza con Estados Unidos y por medio de los cargamentos de GNL que arribaron a la terminal de regasificación de Altamira.

En 2007 continuó el mismo número de gasoductos interconectados con Estados Unidos, con un total de 15 puntos de interconexión que acumulan una capacidad máxima de transporte de aproximadamente de 95 MMm³ (3,349 MMpcd) para importar gas. Ocho de estas interconexiones pertenecen a sistemas aislados a los que no puede llegar la producción nacional y las siete restantes tienen acceso al SNG (Sistema Nacional de Gasoductos).

Altamira llegó a la mitad de la capacidad comercial de suministro en el último año, al regasificar un total de 7 MMm³ (250 MMpcd) para consumos de las plantas de la CFE. Este volumen representó 22.8% del total de las importaciones de gas natural hechas en el país en 2007. La terminal de GNL de Altamira recibió un total de 32 cargamentos de gas natural en estado líquido entre enero y diciembre de 2007, los cuales provinieron de Argelia, Nigeria, Egipto y Trinidad y Tobago. (Ver Figura 3.21).

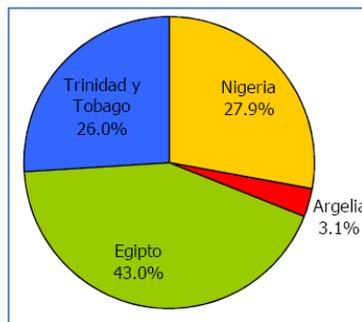


Figura 3.21. Importaciones de gas natural licuado por país de origen, 2007. (Gas de litoral, 2008)

Reservas nacionales

Las reservas totales remanentes de gas natural, conocidas también como 3P, ascendieron a 1737 MMMm³ (61,358.5 MMMpc) al 1 de enero de 2008 (Ver la Tabla 3.10). De acuerdo con la ubicación de los yacimientos evaluados, la región Norte concentra 61.2% del total, la Sur 16.6%, la Marina Suroeste 13.5% y la Marina Noreste 8.8%.

Respecto al origen de las reservas totales de gas natural y el tipo de yacimiento, se observa 75.1% del total corresponden a gas asociado al crudo, y el restante 24.9% son reservas de gas no asociado.

Año	Tipo de gas.	Total	Marina Noreste	Marina Suroeste	Norte	Sur
2005	Asociado	1,144.89	170.93	101.23	916.71	210.87
	No asociado.	409.12	1.64	86.32	204.16	116.98
2006	Asociado	1,364.39	173.60	83.86	898.40	208.53
	No asociado	401.28	1.64	76.72	207.52	115.43
2007	Asociado	1,342.47	160.22	92.89	890.18	198.99
	No asociado	442.93	1.64	132.57	211.63	97.11
2008	Asociado	1,304.47	150.79	89.57	866.33	197.79
	No asociado.	433.01	1.64	144.59	196.86	89.92

Fuente: Las reservas de hidrocarburos de México, PEP.

Las reservas probadas (1P) se estimaron de acuerdo con los lineamientos de reservas emitidos por la Securities and Exchange Commission (SEC) de Estados Unidos. Para las reservas probables y posibles, la evaluación está alineada a las definiciones emitidas por la asociación de profesionales Society of Petroleum Engineers (SPE) y American Association of Petroleum Geologists (AAPG), así como por el comité nacional World Petroleum Council (WPC). Estas organizaciones recomiendan las mejores prácticas de trabajo para tener un modelo sustentable de reservas, basadas en criterios de evaluación técnica y utilizando la información sísmica, petrofísica, geológica, de ingeniería de yacimientos, producción e información económica. La integración de las reservas remanentes totales por categoría, muestra que 29.5% son probadas, 33.5% probables y 37.0% posibles. (Ver Figura 3.22).

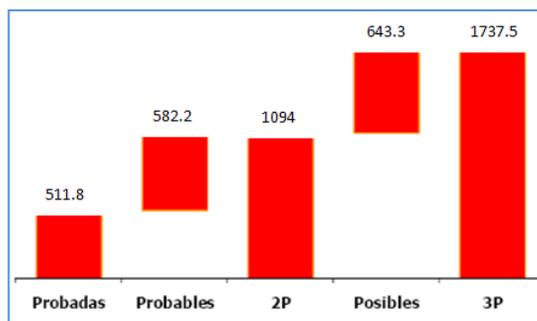


Figura 3.22. Reservas remanentes totales de gas natural por categoría al 1 de enero de 2008 (MMMm³).
(Las reservas de hidrocarburos de México 2008, Pemex Exploración y Producción).

Al asociar las reservas remanentes con la producción anual se obtiene una relación reserva-producción (R/P) de 27.7 años para las reservas totales (3P), para el agregado de reservas probadas más probables (2P) es de 17.5 años y para las reservas probadas (1P) equivale a 8.2 años.

Las reservas de gas no asociado incorporadas ascienden a 32.2 MMMm³ (1,141.7 MMMpc) y se concentraron principalmente en la región Norte y la cuenca del Golfo de México Profundo, que en conjunto alcanzaron un volumen de 27 MMMm³ (951.6 MMMpc). En cuanto a gas asociado, se descubrieron

13.1 MMMm³ (462.3 MMMpc), donde 34.7% corresponde a la parte de gas asociado de los yacimientos de petróleo superligero, 40.2% al petróleo ligero y el restante 25.1% a los de petróleo pesado.

En la Tabla 3.11, puede observarse la composición de las reservas por cuenca en 2007, para las probadas, posibles y probables.

Tabla 3.11. Composición de las reservas de gas natural por cuenca y región descubiertas en 2007 (MMMm³)			
	1P	2P	3P
Total	0.20	0.76	1.29
Burgos	0.04	0.06	0.14
Norte	0.04	0.06	0.14
Golfo de México Profundo	-	0.19	0.57
Marina Suroeste	-	0.19	0.57
Sureste	0.13	0.45	0.52
Marina Noreste	0.03	0.06	0.08
Marina Suroeste	0.01	0.07	0.10
Sur	0.09	0.31	0.34
Veracruz	0.03	0.05	0.06
Norte	0.03	0.05	0.06

Fuente: Las reservas de hidrocarburos de México 2008. PEP.

Así en 2007, la tasa de restitución por descubrimientos fue de 11.0% para la reserva 1P, 42.7% para la reserva 2P y 72.5% para la 3P.

III.3 Áreas de oportunidad

1. Establecer un marco jurídico y desarrollar las herramientas que permitan al Estado fortalecer su papel como rector en el sector de hidrocarburos mediante:
 - Establecer mecanismos de supervisión e inspección que permitan el cumplimiento de metas y niveles de adecuados en el sector de hidrocarburos.
 - Evaluar el desempeño de Pemex y el manejo del patrimonio petrolero de la Nación.
 - Corregir desviaciones con la gestión y dar seguimiento a las metas establecidas en el sector.

2. Establecer mecanismos de cooperación para la ejecución de proyectos de infraestructura energética en toda la cadena de valor mediante:
 - Promover el establecimiento de convenios tecnológicos en la exploración, desarrollo y producción de hidrocarburos.
 - Trabajar, de manera conjunta, con otras dependencias para determinar las líneas de investigación que aporten mayores beneficios al sector hidrocarburos y fomentar que se disponga de los recursos necesarios para dichas actividades.

Si bien, México no tiene reservas sustanciales de gas natural (apartado III.1.5) es necesario aprovechar al máximo todas las fuentes de energía disponibles para consumo interno, así pues, el gas natural no podría sustituir por sí solo al petróleo como fuente primaria de energía, pero sí puede incorporarse en el mercado nacional como la segunda fuente en cuanto a demanda energética.

Como se explicó en este Capítulo, las actividades macro y micro económicas relacionadas al gas natural en México y en el mundo son importantes, tanto para la generación de divisas y para el máximo aprovechamiento de la energía en los sectores industriales como para el cuidado ambiental. En el siguiente Capítulo, se hará una breve descripción de los beneficios o ventajas ambientales que tiene el gas natural como fuente alternativa de energía respecto a otras fuentes primarias como son el petróleo y el carbón.

CAPÍTULO IV. IMPORTANCIA AMBIENTAL DEL GAS NATURAL



IV.1 Antecedentes

Actualmente se están presentando cambios en el clima que pueden afectar a la humanidad y a su hábitat (la Tierra), por lo que muchos países realizan acciones tendientes a cuidar el medio ambiente. Aún está a discusión si lo que ha influido en los cambios del clima se debe a la actividad humana o a cambios que se han presentado a lo largo de la historia de la Tierra. Para explicar estos cambios se emplean los siguientes conceptos:

Efecto invernadero. Es un mecanismo, en el cual los gases de efecto invernadero CO_2 , CO , CH_4 , óxidos de Nitrógeno (NO_x), Ozono O_3 , compuestos de azufre (SO_x), permanecen en la atmósfera de la Tierra, conservan e incrementan la temperatura de la superficie del planeta. Durante este fenómeno la radiación solar que llega a la superficie terrestre la calienta y esta a su vez se refleja por emisión de radiación infrarroja de vuelta al espacio. Al aumentar la concentración de los gases de invernadero en la atmósfera, permiten a la radiación solar alcanzar la superficie terrestre sin restricción pero absorben mucho de la radiación infrarroja saliente permitiendo que menos calor escape de vuelta al espacio (ver Figura 4.1).

Calentamiento global. Se refiere a la tendencia de la temperatura global del planeta de incrementarse durante los últimos 150 años, fenómeno que se atribuye al efecto de la comunicación humana, en particular a la quema de combustibles fósiles como el carbón, el petróleo y la tala de bosques.

Cambio climático. Engloba el concepto anterior, pero además incluye todas las variaciones del clima que han ocurrido durante la historia del planeta (4,000 millones de años) y que están asociadas a factores como cambios en la actividad solar, la circulación oceánica, la actividad volcánica o geológica, en la composición de la atmósfera, etc.¹

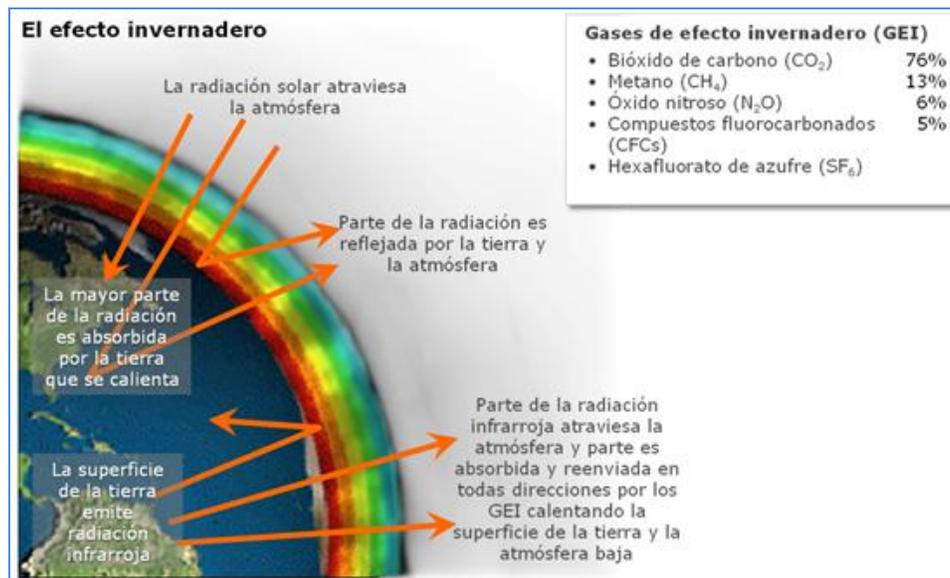


Figura 4.1. El efecto de invernadero¹.

¹ (1) Caballero, Margarita, Lozano Socorro, Beatriz O. "Efecto invernadero, calentamiento global y cambio climático: una perspectiva desde las ciencias de la tierra". Revista Digital Universitaria, Vol. 8, No. 10. (2007) <<http://www.revista.unam.mx/vol.8/num10/art78/int78.htm>>ISSN: 1607-6079.

En la Tabla 4.1 pueden observarse las fuentes de emisión causadas por el hombre y los gases de efecto invernadero, en la Figura 4.2 la representación porcentual de dicha participación. En la Figura 4.2 se puede distinguir que de los distintos gases de efecto invernadero, el dióxido de carbono será el que causará mayor calentamiento global, seguido por el Metano.

Tabla 4.1. Fuentes de emisión causadas por el hombre y duración de los gases de efecto invernadero.		
Constituyente atmosférico	Fuente	Duración
Dióxido de carbono	Combustión de fuentes fósiles y maderas	100 años
	Cambios en el uso de las tierras	
Metano	Producción y transporte de combustibles fósiles	10 años
	Desechos en descomposición	
	Agricultura	
	Disociación de los hidratos gaseosos	
Óxido nitroso	combustión de fósiles	150 años
	combustión de los desechos	
Fluorocarbonos	Producción y transporte de combustibles fósiles	100 años
Nivel de Ozono	Transporte	3 meses
Aerosoles	Generación de energía	2 semanas
	Transporte	

Fuente: Jenkins G, Mitchell y Foland Ck; "The Greenhouse effect and Climate Change: A Review", Sociedad Real (1999); 9-10

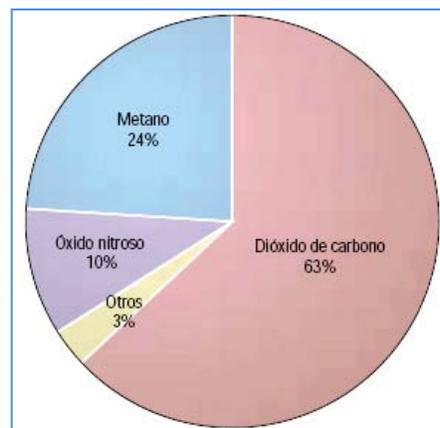


Figura 4.2. Proyección del calentamiento relativo por los diferentes gases de efecto invernadero durante este siglo.

Según el Panel Intergubernamental del Cambio Climático (IPCC por sus siglas en inglés) se ha confirmado, que el promedio de temperatura de la superficie terrestre aumentó cerca de 0.6 °C durante los últimos 100 años. La cubierta de nieve ha disminuido en un 10% desde finales de la década de 1060; el periodo anual durante el cual los ríos y los lagos están cubiertos de hielo es cerca de dos semanas más corto que a comienzos de siglo y se estima que las concentraciones de CO₂ podrían aumentar a valores de entre 540 y 970 ppm. Si los cambios de clima suceden como se predice, podría tener serias consecuencias tanto en lo que respecta a los fenómenos naturales (por ejemplo, frecuencia de los huracanes) como en los sistemas que sustentan al hombre (Ver Figura 4.3). Los científicos del IPCC pronostican una serie de consecuencias si los cambios climáticos coinciden con las últimas simulaciones, las que incluyen desde la escasez de agua hasta las inundaciones y la escasez de los alimentos.

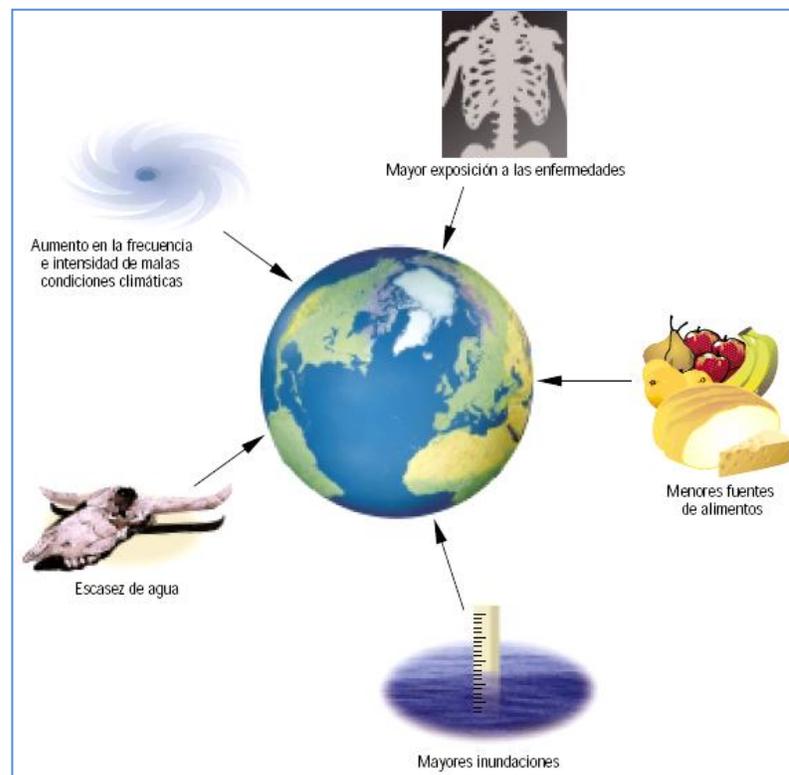


Figura 4.3. Efectos futuros del calentamiento global.

IV.2 Fuentes de energía primaria

A continuación, se mencionarán las principales fuentes de energía expuestas en el capítulo III (Panorama nacional e internacional de la industria del gas natural) que “encaminarán” la generación mundial de energía y sus principales usos y problemas ambientales asociados a ellos. Estas fuentes son: el carbón, el petróleo y el gas natural.

Usos del carbón y sus problemas ambientales

El carbón térmico se utiliza en las centrales eléctricas para generar electricidad. El carbón es esencial para la producción de hierro y acero; cerca del 64% de la producción de acero en todo el mundo proviene del hierro fundido en altos hornos que utilizan carbón.

En varios países el carbón se convierte en un combustible líquido, a este proceso se le denomina licuefacción. El combustible líquido puede refinarse para producir combustible de transporte y otros productos derivados del petróleo, como plásticos y disolventes. De este modo, el carbón puede actuar como sustituto del petróleo.

El carbón también se utiliza en la industria del cementera como combustible para hornos de alta temperatura, que calientan las materias primas hasta su fundición parcial a 1.450°C, transformándolas química y físicamente en una sustancia denominada “clinker”, esta sustancia es la base para fabricar el cemento.

Otros usuarios importantes del carbón son las refinerías de alumina, los fabricantes de papel y las industrias químicas y farmacéuticas. Algunos productos químicos pueden producirse a partir de subproductos del carbón. La masa de carbón refinada se utiliza en la fabricación de productos químicos, como la creosota, la naftalina, el fenol y el benceno.

En el caso del carbón, la liberación de contaminantes en su combustión, como óxidos de azufre y nitrógeno (SOx y NOx) y diferentes partículas de elementos pesados, como el Mercurio, ha supuesto un desafío a las necesidades ambientales de hoy.

El azufre está presente en el carbón en forma de impureza y reacciona con el aire cuando el carbón se quema hasta formar SOx. Por el contrario, el NOx se forma cuando se quema cualquier combustible fósil.

El carbón es una de las principales fuentes de emisiones de gases de efecto invernadero generadas por las actividades humanas. Figura 4.4.

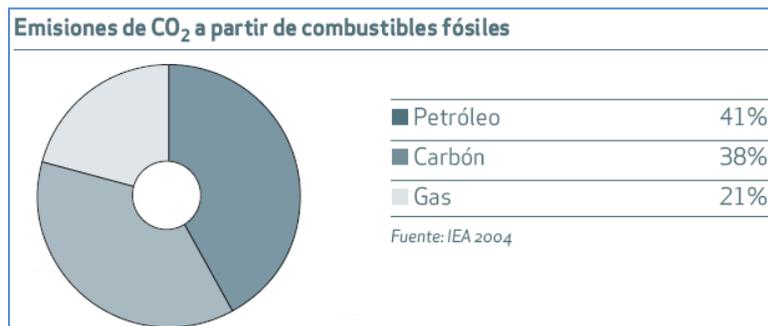


Figura 4.4. Emisiones de CO₂ a partir de la combustión de combustibles fósiles. (World Coal Insitute. EIA, 2004).

Por otro lado, el drenaje de ácidos de la mina (AMD) es agua rica en metales formada a partir de la reacción química producida entre el agua y las rocas que contienen minerales con azufre. El flujo formado suele

ser ácido y proviene de zonas en las que las actividades de extracción de carbón o de mineral de hierro están expuestas a rocas que contienen pirita, un mineral cargado de azufre. El AMD se forma cuando la pirita reacciona con el aire y el agua para formar hierro disuelto y ácido sulfúrico. Este flujo de ácido disuelve los metales pesados como el cobre, el plomo y el mercurio en la tierra y las aguas de superficie.

El carbón seguirá siendo de vital importancia para la generación de electricidad en todo el mundo. En la actualidad suministra el 39% de la electricidad mundial y esta cifra apenas bajará un punto porcentual durante las próximas tres décadas. Con la disponibilidad de reservas abundantes,

Usos del petróleo y sus problemas ambientales

La vida sin el petróleo no podría ser como la conocemos. Del crudo obtenemos la gasolina y el diesel para nuestros autos y autobuses, combustible para barcos y aviones. Lo usamos para generar electricidad, obtener energía calorífica para fábricas, hospitales y oficinas y diversos lubricantes para máquinas y vehículos.

La industria petroquímica usa productos derivados de él para hacer plásticos, fibras sintéticas, detergentes, medicinas, conservadores de alimentos, hules y agroquímicos.

El principal y más importante efecto que tiene el petróleo sobre el mar es que impide que se realice la fotosíntesis del plancton, primer eslabón de la cadena alimentaria marina, debido a que el petróleo cubre la superficie de las aguas, formando las mareas negras, impidiendo la llegada de los rayos solares al fitoplancton, quienes son autótrofos (fabrican su propio alimento) y sirven de base de alimentación para los seres vivos marinos, por ello son tan importantes y el efecto del petróleo sobre éste es tan trascendental en la vida marina.

En la Figura 4.5 se muestra un esquema sintetizado de la industria petrolera como fuente de energía mundial.

IV.3 Impacto ambiental del gas natural en el mundo

Una de las alternativas inmediatas para reducir la emisión de gases de invernadero, y satisfacer la gran demanda de energía de la sociedad actual, es el gas natural, ya que posee una mayor eficiencia en la combustión, bajando así la emisión de gases contaminantes además de su buen poder calorífico. En la siguiente década se espera que la demanda de gas natural crezca el triple de la demanda de aceite y el doble de la demanda de electricidad según diversos estudiosos². Esto representa un reto, porque se requiere el desarrollo de tecnología para su extracción, transporte y distribución.

Trece países emitieron arriba de 100 MMt (millones de toneladas métricas) de CO₂ durante 2006, esto representa 65.1% del total mundial, en el cual Estados Unidos es el principal emisor con 1,187 mmt de CO₂

² Dreyfus, D. y Ashby, A. "Global Natural Gas Resources", Energy, vol.14, No. 12, 1989.

seguido de Rusia con 889 MMt de CO₂, mientras el registro de México lo coloca en el lugar 11, con un total de emisiones de gases efecto invernadero de 129 MMt. Figura 4.6.

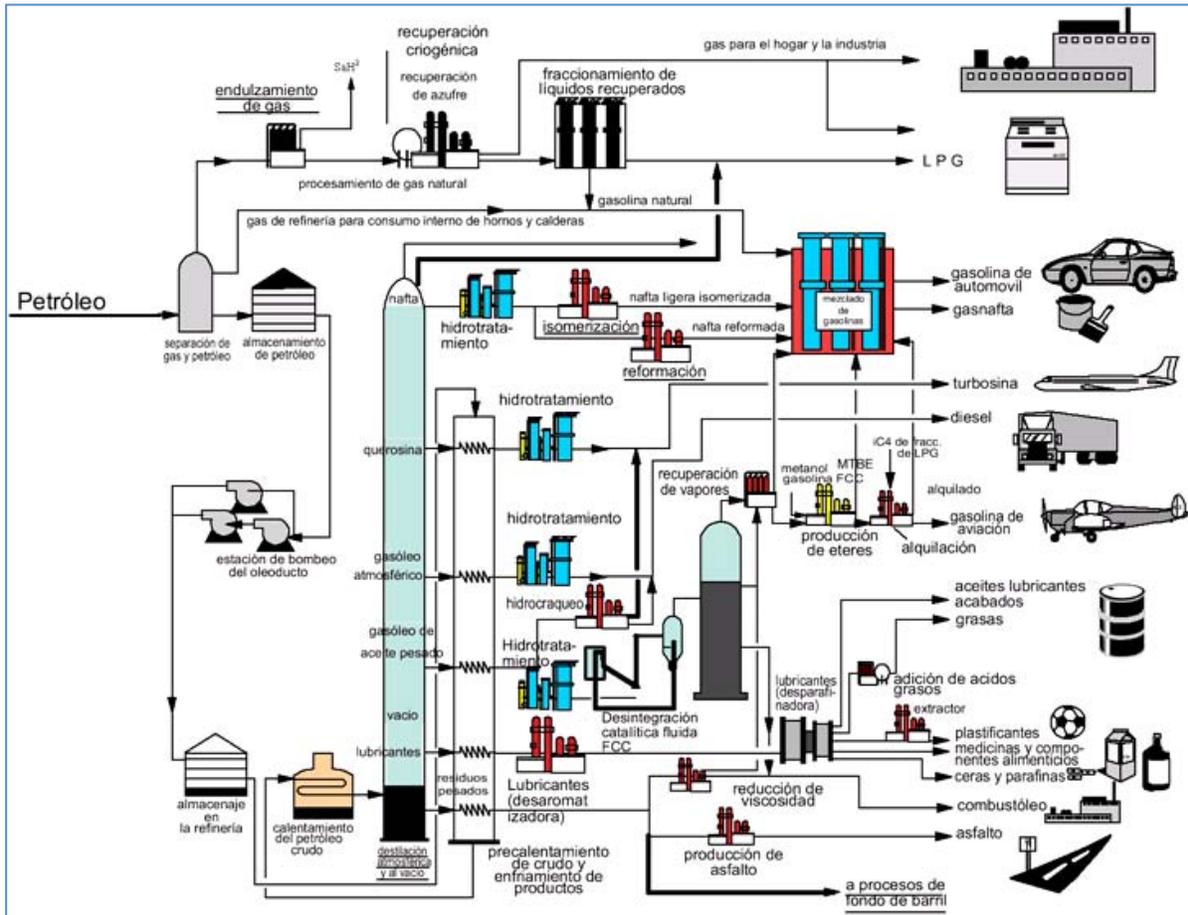


Figura 4.5. Esquema del procesado del petróleo y subproductos. (IMP, 2008)

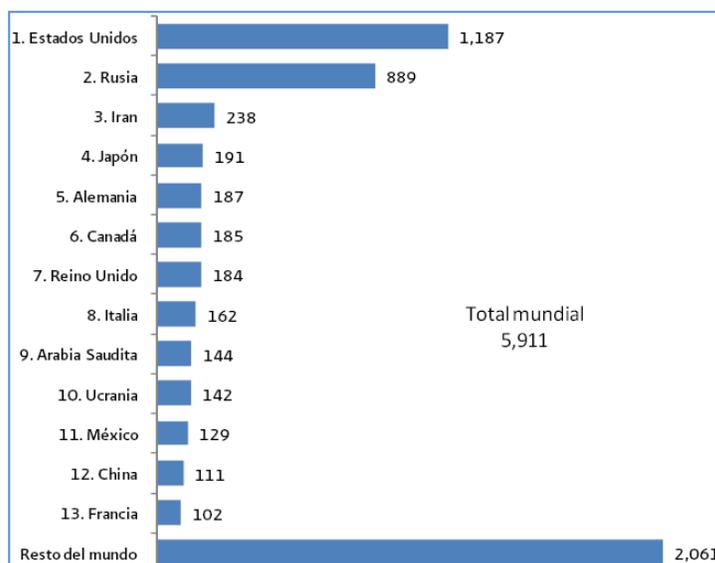


Figura 4.6. Emisiones mundiales de dióxido de carbono por país en millones de toneladas por año, 2006 (EIA, DOE, 2007).

Como principales ventajas del gas natural tenemos:

- Tiene una combustión muy limpia: no emite cenizas ni partículas sólidas a la atmósfera; genera una reducida emisión de óxidos de Nitrógeno (NOx), monóxido de Carbono (CO), dióxido de Carbono (CO₂) e hidrocarburos reactivos y virtualmente no genera dióxido de Azufre (SO₂), características que le dan una mayor ventaja respecto a de otros combustibles fósiles como el carbón y el combustóleo.
- No es corrosivo.
- Incrementa la eficiencia de los procesos de generación y cogeneración de energía.
- Seguro de transportar.
- Reduce los costos de mantenimiento de equipos de combustión.
- No es absorbente.

En la próxima década, cualquier acción para disminuir las emisiones de los gases de invernadero podría afectar el uso de energía primaria alrededor del mundo y alterar el nivel y la composición de emisiones de dióxido de Carbono según la fuente de energía. La Figura 4.7 muestra las grandes diferencias entre las emisiones de CO₂ en la quema de varias formas de combustibles.



Figura 4.7. Pronóstico Concentración de CO₂ en la atmosfera exclusivamente de quema de combustibles fósiles (Pronósticos de la EIA, octubre 2008).

El incremento más grande de consumo de gas natural se presentara en el mercado de la generación de energía eléctrica. El desarrollo de turbinas de ciclo combinado con una eficiencia de conversión de electricidad garantizada del 47 % ha aumentado las expectativas y atractivo el uso del gas natural.

Éste, combustible empleado en este tipo de turbinas genera electricidad con un tercio de CO₂ de salida a diferencia de las plantas convencionales con combustión de Carbón.

IV.4 Problemática ambiental en México

En México, la industria petrolera en su conjunto ha tenido un gran impacto negativo en materia ambiental. Por la amplia gama de productos derivados del petróleo, no ha sido posible evaluar cuantitativamente la contaminación involucrada desde la fase de explotación hasta la obtención de los petroquímicos básicos.

Por otra parte, se tiene que los residuos o desechos de la actividad petrolera están clasificados como residuos peligrosos. Un informe de la SEDESOL menciona que los residuos anuales de los procesos de refinación y petroquímicos de Petróleos Mexicanos, alcanzan la cifra de 1.7 millones de toneladas de residuos, de estos el 90.15% corresponde a desperdicios semisólidos; 9.6% a líquidos y 0.25% a sólidos; 18% del total se consideran peligrosos. Los residuos reciclados representan 0.1% y se estima que sólo 13% del total es susceptible de ser reutilizado (ver Figura 4.8).

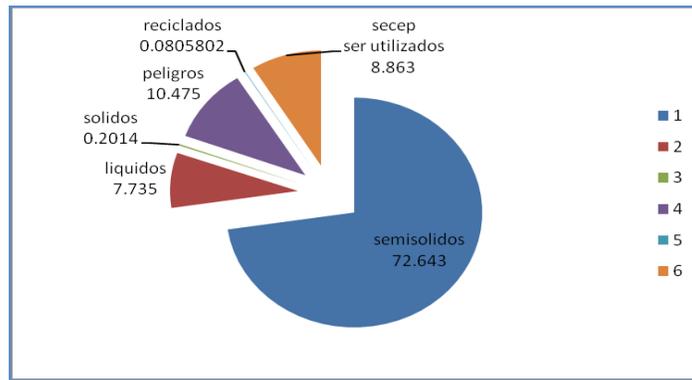


Figura 4.8. Residuos peligrosos de la industria petrolera en México. (Saval, 1995).

El Gas Carbónico (CO_2) es un producto de la reacción de generación de Hidrógeno. El Hidrógeno se usa en la Refinería para purificar y eliminar compuestos de Azufre y Nitrógeno en corrientes de Naftas y Gas Oil.

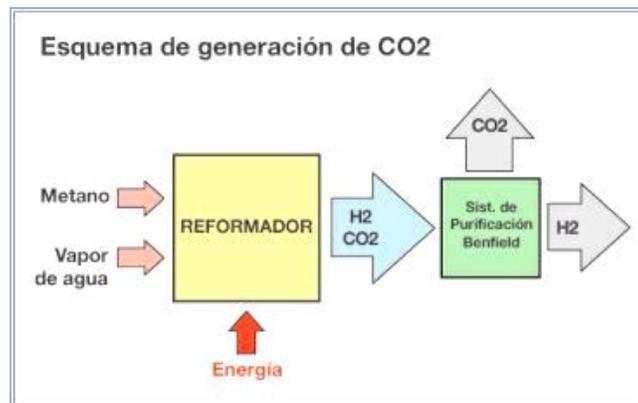


Figura 4.9. Esquema de generación de CO_2 .

La Figura 4.10 muestra cómo las emisiones de NOx para los años 2006 y 2007 están por debajo de lo establecido en la NOM-085-SEMARNAT-1994 y ligeramente por encima de la United States Environmental Protection Agency (USEPA).

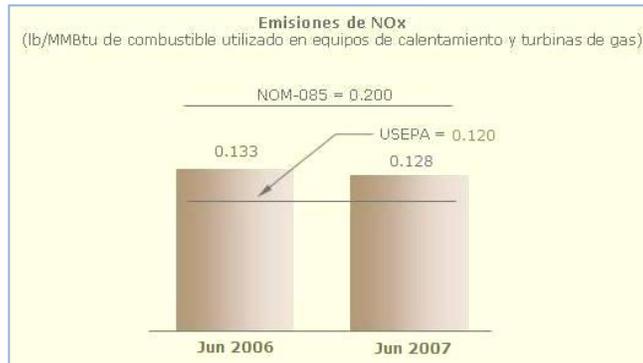


Figura 4.10. Emisiones de NOx a la atmósfera en México. (SEMARNAT, 1994).

Para prevenir los efectos negativos al medio ambiente y a la salud, provocados por las emisiones de NOx, Pemex Gas ha sustituido los quemadores convencionales de NOx por quemadores bajos y ultra bajos de NOx a fin de cumplir con la normatividad internacional para turbinas de gas como se muestra en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2. Normatividad de emisiones Nox según la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales

Equipos	Norma	Tecnología	ppmv	lb/MMBtu
Generadores de vapor y calentadores a fuego directo	NOM-085-SEMARNAT-1994	Quemador convencional	120	0.16
		Bajos NOx	75	0.1
		Ultra bajos NOx	25	0.03
Turbinas de gas	Normatividad Internacional	Bajos NOx	25	0.03
		Ultra bajos NOx	2	0.003

Existen otros gases contaminantes seis que cubre el protocolo de Kioto, (México adopta este protocolo en 2005) de los cuales aproximadamente el 76% lo constituye el dióxido de carbono, el cual es producido principalmente en los equipos de combustión y durante el proceso de recuperación de azufre y el metano que se emite por las fugas producidas principalmente en el transporte de gas natural y otros contaminantes con menor contribución, pero con efectos significativos como: el óxido nitroso, hidrofluorocarbono, perfluorocarbonos y el hexafluoruro de carbono.

México sólo puede participar en la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero con:

- Mecanismos de desarrollo limpio (MDL), que permiten ayudar al desarrollo sostenible de las partes (países) a través de tecnologías limpias y reducciones certificadas.
- Reducción de emisiones de CO₂ y de metano, a través de acciones y proyectos para su abatimiento y participando activamente en proyectos que contribuyan a su disminución.

IV.5 Soluciones para eliminar el quemado de gas a la atmósfera

El quemado del petróleo y del gas natural durante las operaciones de prueba de pozos no solo es costoso debido a la pérdida de ingresos, sino también produce grandes cantidades de dióxido de carbono. También se liberan pequeñas cantidades de gases tóxicos, hollín o hidrocarburos no quemados.

La eliminación del quemado de petróleo y finalmente del quemado de gas no solo crea un ambiente de trabajo mas seguro, también reduce las emisiones de dióxido de carbono a la atmosfera, que se piensa esta relacionado con el calentamiento global como ya mencionamos anteriormente.

Existen varias soluciones que se pueden tomar en cuenta para desarrollar un sistema integral que permita reducir las emisiones de gas natural a la atmosfera, estas pueden ser agrupadas en tres diferentes categorías:

1. Modernización de tecnologías o equipamiento, como por ejemplo válvulas reguladoras de baja emisión, que reducen o eliminan el venteo de equipos.
2. Mejoramiento en las prácticas de gerenciamiento y procedimientos operacionales para reducir el venteo.
3. Perfeccionamiento de las prácticas de administración, como programas de detección de pérdidas y de medición, que toman ventaja de mejores tecnologías de medición o de reducción de emisiones.

Un ejemplo de aplicación del primer punto fue desarrollado en Medio Oriente, donde tradicionalmente, los pozos se hacían fluir hasta que se produjera bastante petróleo a una presión suficiente como para enviarlo directamente al oleoducto. Esto requería quemar el petróleo y gas hasta alcanzar las condiciones señaladas.

Para solucionar este problema se llevó a cabo un programa de tres etapas (ver Figura 4.11) que consistió en eliminar el quemado y al mismo tiempo resolver los problemas relacionadas con las pruebas de pozos. En la tercera etapa la meta consistía en la total eliminación del quemado mediante el uso de tecnología avanzada de bombeo multifásico. Esta tecnología se aplicó cuando la presión en la boca de pozo era insuficiente para llevar el petróleo al oleoducto, y consiste en la adaptación de un de medidor multifásico ubicado antes de que los fluidos pasen por una bomba multifásica de empuje variable de modo que el gas y el petróleo se puedan inyectar en el oleoducto.

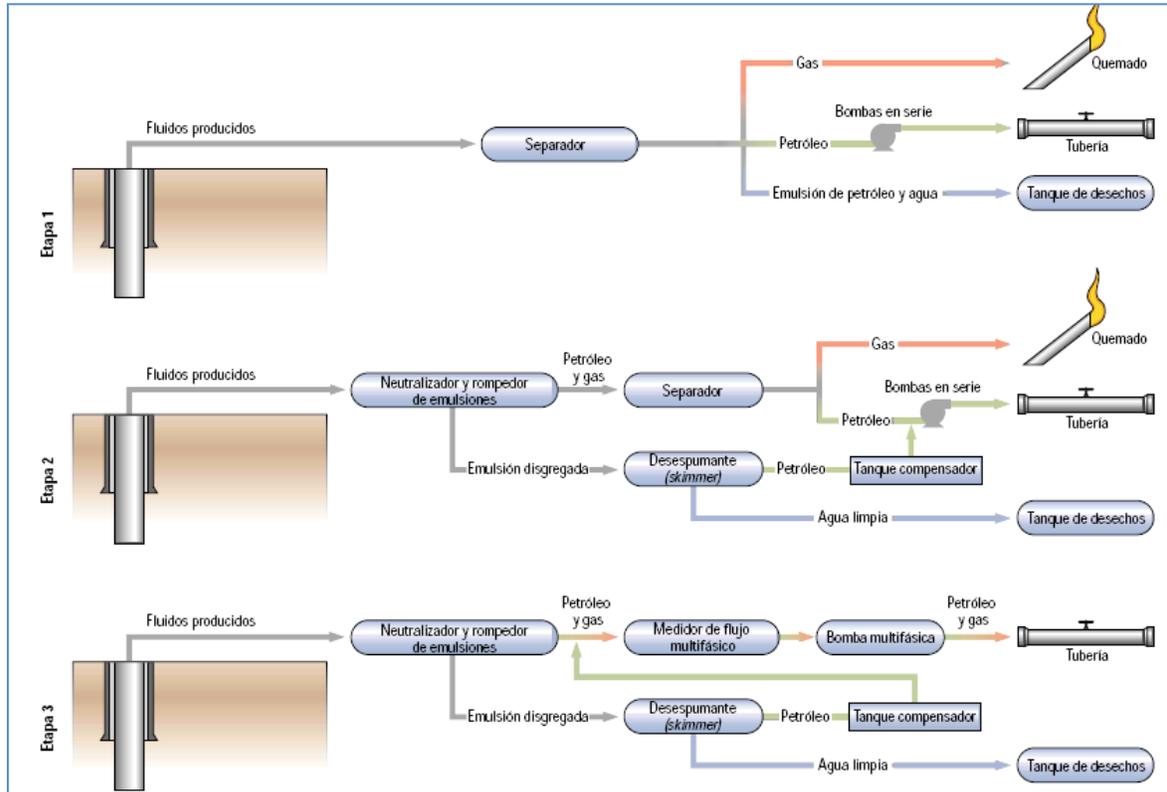


Figura 4.11. Programa de tres etapas para eliminar el quemado de hidrocarburos.

V. Conclusiones

- Este trabajo tuvo como primer objetivo, el desarrollar una revisión de los procesos de tratamiento de gas natural considerando la problemática energética y ambiental actual. Y tiene como fin último el de servir como documento de consulta sobre el tratamiento del gas natural como un hidrocarburo importante para el mundo.
- El gas natural está adquiriendo una posición predominante para la generación de energía en el mundo debido a su alta eficiencia de combustión. Se pronostica a nivel mundial como la fuente primaria de energía en los próximos 15 años. En México, ya es la tercera fuente de energía.
- Esta tesis contribuye a dar un panorama general del tratamiento del gas y de la aplicación de los conceptos químicos a un área poco tratada en la carrera de ingeniería petrolera como lo son las actividades posteriores a la entrega del gas o petróleo a refinación.
- El gas como el petróleo debe someterse a procesos de tratamiento para que pueda ser utilizado por el hombre. Para el procesado del gas, la selección de la tecnología a emplear debe tener en cuenta no sólo los recursos operativos y de inversión, sino también que el producto obtenido tenga un mercado asegurado y que el manejo del mismo no introduzca complicaciones en las operaciones de los complejos procesadores.
- En México el proceso Girbotol es el más utilizado para la remoción de los componentes ácidos del gas. Se han desarrollado otros procesos con algunas variantes que han sido patentados; sin embargo, dichos procesos no difieren mucho del original.
- Durante este trabajo se describieron procesos comúnmente utilizados en México para el tratamiento del gas (húmedo amargo, húmedo dulce, seco amargo, seco dulce), en estas secciones, se describieron diferentes esquemas (no tan comunes) cerca de la producción del pozo, que garantizan la integridad de los gasoductos y el cumplimiento de las especificaciones comerciales.
- Del H_2S que es un compuesto tóxico y corrosivo se puede obtener azufre (S^0) de alta pureza que es de importancia comercial, siendo aprovechable un recurso que podría ser desdeñable por su naturaleza.
- En el aspecto ambiental, el gas natural es un combustible limpio y eficiente, el cual muestra reducciones muy significativas en las emisiones de contaminantes a la atmósfera a comparación de otras fuentes de energía en uso como son el petróleo y el carbón.
- La explotación del gas en México es un terreno aún en desarrollo, aproximadamente el 60% de la producción del país se encuentra en la Región Norte (Activo Integral Burgos y cuenca de Salinas). En la República Mexicana existen estados aún sin el suministro de gas, por lo cual debe tratar de lograrse el satisfacer la demanda interna del país, logrando así el desarrollo de infraestructura, de empleos, y de tecnologías satisfaciendo las necesidades energéticas de México.
- México debe asegurar su transición del petróleo a otras fuentes de energía, no sólo al gas natural, se necesita dejar la dependencia de economías extranjeras y llevar a cabo una adecuada explotación de nuestros recursos naturales.
- Se recomienda consultar textos especializados sobre cada uno de los temas de interés y si es posible, compendiar la información actual con otros textos que complementen a cada uno de temas que se consideren relevantes.

Apéndices

APÉNDICE A. PAÍSES MIEMBROS DE LA OCDE

OCDE Norte América	OCDE Pacífico	OCDE Europa
Canadá (1961)	Australia (1971)	Alemania (1961)
Estados Unidos (1961)	Japón (1964)	Austria (1961)
México (1994)	Nueva Zelandia (1973)	Bélgica (1961)
	República de Corea (1996)	Dinamarca (1961)
		España (1961)
		Finlandia (1969)
		Francia (1961)
		Grecia (1961)
		Hungría (1996)
		Irlanda (1961)
		Islandia (1961)
		Italia (1961)
		Luxemburgo (1961)
		Noruega (1961)
		Países Bajos (1961)
		Polonia (1996)
		Portugal (1961)
		Reino Unido (1961)
		República Checa (1995)
		República Eslovaca (2000)
		Suecia (1961)
		Suiza (1961)
		Turquía (1961)
Fuente: http://www.OECD.org/document/21/0,3343,es_362889_66_36288120_36441429_1_1_1_1,00.html		

	3Trim2007	Oct-07
OCDE Norte America		
Producción	196178	67401
+Importaciones	36470	11345
-Exportaciones	31964	10347
-Variación de las reservas	22361	7013
=Consumo Neto ¹	179173	58658
OCDE Pacífico		
Producción	12882	4137
+Importaciones	31066	11192
-Exportaciones	5298	1766
-Variación de las reservas	320	628
=Consumo Neto ¹	38382	14198
OCDE Europa		
Producción	60844	23522
+Importaciones	90364	36034
-Exportaciones	34964	13188
-Variación de las reservas	17291	691
=Consumo Neto ¹	99174	45848
Total OCDE		
Producción	269904	95060
+Importaciones	157900	58571
-Exportaciones	72226	25301
-Variación de las reservas	39972	8332
=Consumo Neto ¹	316729	118704

1.El consumo neto incluye diferencias estadísticas, éstas no son mostradas

Fuente: <http://www.eia.doe.gov/emeu/international/gasconsumption.html> "Gross Consumption of Natural Gas, OCDE Regions and Countries, Most Recent Month, Quarters, and Years (Million Cubic Meters) - from the International Energy Agency. See Tables 1.1-1.5. (Note: Natural gas data in million cubic meters can be converted to million cubic feet by multiplying by 35.315)"

OCDE: Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económico

APÉNDICE B. HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD PARA SUSTANCIAS QUÍMICAS GAS NATURAL

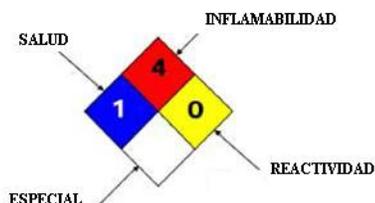


GAS Y PETROQUIMICA BÁSICA

Rombo de Clasificación de Riesgos NFPA 704

GRADOS DE RIESGO:

- 4. MUY ALTO
- 3. ALTO
- 2. MODERADO
- 1. LIGERO
- 0. MÍNIMO



1. IDENTIFICACIÓN DEL PRODUCTO	
Hoja de Datos de Seguridad para Sustancias Químicas No.	HDSSQ-001
Nombre del Producto Nombre Químico	Gas Natural
Familia Química Fórmula Molecular	Metano
	Hidrocarburos del petróleo
Sinónimos	Gas natural licuado, gas natural comprimido, gas de los pantanos, grisú, hidruro de metilo, Liquefied Natural Gas (LNG)

2. COMPOSICIÓN DE LOS COMPONENTES Y MEZCLAS			
MATERIAL	%	Número CAS	LEP
		(Chemical Abstracts Service)	(Límite de Exposición Permisible)
Gas Natural (Metano)	88	74-82-8	Asfixiante Simple
Etano	9		
Propano	3		
Etil Mercaptano	17-28 ppm		Odorífico
El CAS del Etil Mercaptano es 75-08-01 y el ACGIH TLV: 0.5 ppm			

3. IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS

HR: 3 = (HR = Clasificación de Riesgo, 1 = Bajo, 2 = Mediano, 3 = Alto). El gas natural es más ligero que el aire (su densidad relativa es 0.61, aire = 1.0) y a pesar de sus altos niveles de inflamabilidad y explosividad las fugas o emisiones se disipan rápidamente en las capas superiores de la atmósfera, dificultando la formación de mezclas explosivas en el aire. Esta característica permite su preferencia y explica su uso cada vez más generalizado en instalaciones domésticas e industriales y como carburante en motores de combustión interna.

4. PRIMEROS AUXILIOS.

Ojos: El gas natural licuado puede salpicar a los ojos provocando un severo congelamiento del tejido, irritación, dolor y lagrimeo. Aplique, con mucho cuidado, agua tibia en el ojo afectado. Solicite atención médica. Deberá manejarse con precaución el gas natural cuando esta comprimido ya que una fuga provocaría lesiones por la presión contenida en los cilindros. **Piel:** Al salpicar el gas natural licuado sobre la piel provoca quemaduras por frío, similares al congelamiento. Mojar el área afectada con agua tibia o irrigar con agua corriente. No use agua caliente. Quítese los zapatos o la ropa y impregnada. Solicite atención médica. **Inhalación:** No deberá exponerse a altas concentraciones de gas, en caso de lesionados, aléjelos del área contaminada para que respiren aire fresco. Si la víctima no respira, inicie de inmediato resucitación cardiopulmonar. Si presenta dificultad para respirar, adminístrese oxígeno medicinal (solo personal calificado) Solicite atención médica inmediata. El gas natural es un asfixiante simple, que al mezclarse con el aire ambiente, desplaza al oxígeno y entonces se respira un aire deficiente en oxígeno. Los efectos de exposición prolongada pueden incluir dificultad para respirar, mareos, posibles náuseas y eventual inconsciencia. **Ingestión:** La ingestión de este producto no es un riesgo normal.

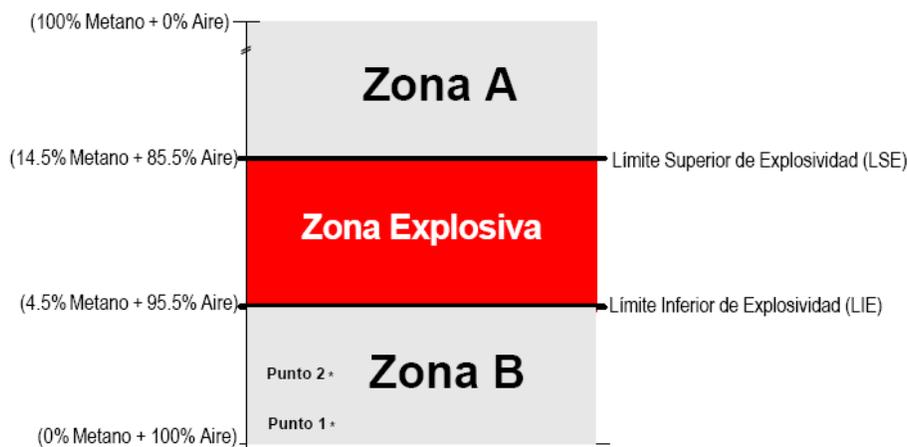
5. PELIGROS DE EXPLOSIÓN E INCENDIO

Punto de Flash	- 222.0 °C	Punto Flash: Una sustancia con punto de flash de 38 °C o menor se considera peligrosa; entre 38 °C y 93 °C, moderadamente inflamable; mayor a 93 °C la inflamabilidad es baja (combustible). El punto de flash del gas natural (-222.0 °C)
Temperatura de Auto ignición	650.0 °C	
Límites de Explosividad:		
<i>Inferior</i>	4.5 %	
<i>Superior</i>	14.5 %	

Mezcla de

- **Aire +**
- **Gas Natural**

Zonas A y B: En condiciones ideales de homogeneidad, las mezclas de aire con menos de 4.5% y más de 14.5% de gas natural no explotarán, aún en presencia de una fuente de ignición, sin embargo, en condiciones prácticas, deberá desconfiarse de las mezclas cuyos contenidos se acerquen a la zona explosiva. En la Zona Explosiva solo se necesita una fuente de ignición para desencadenar un incendio o explosión.



Calibración de las alarmas en los detectores de**Zona Explosiva.****mezclas explosivas:**

- | | |
|---|--|
| <p>Punto 1 = 20% del LIE. - Alarma visual y audible De presencia de gas en el ambiente.</p> <p>Punto 2 = 60% del LIE. - Se deberán ejecutar acciones de bloqueo de válvulas, disparo de motores, etc., antes de llegar a la Zona Explosiva.</p> | <p>Las mezclas del gas natural con aire en concentraciones entre 4.5 % y 14.5 % son explosivas, solo hará falta una fuente de ignición para que se desencadene una violenta explosión.</p> |
|---|--|

Extinción de Incendios: Polvo químico seco (púrpura K = bicarbonato de potasio, bicarbonato de sodio, fosfato monoamónico) bióxido de carbono y aspersión de agua para las áreas afectadas por el calor o circundantes. Apague el fuego bloqueando la fuente de fuga.

6. INSTRUCCIONES ESPECIALES PARA EL COMBATE DE INCENDIOS:**a) Fuga de gas natural a la atmósfera, sin incendio:**

Si esto sucede a la intemperie el gas natural se disipa fácilmente en las capas superiores de la atmósfera; contrariamente, cuando queda atrapado en la parte inferior de techumbres se forman mezclas explosivas con gran potencial para explotar, y explotarán violentamente al encontrar una fuente de ignición.

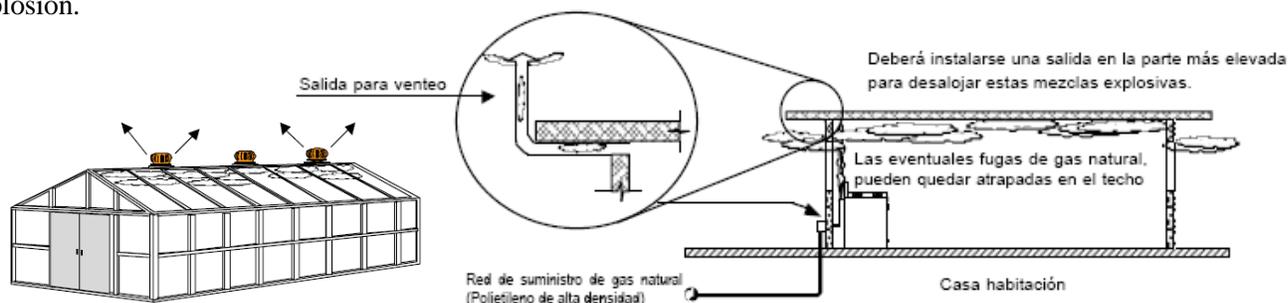
Algunas recomendaciones para evitar este supuesto escenario son:

- ◆ El gas natural o metano es más ligero que el aire y por lo tanto, las fugas ascenderán rápidamente a las capas superiores de la atmósfera, disipándose en el aire. Las techumbres deberán tener preventivamente venteos para desalojar las nubes de gas, de lo contrario, lo atraparán riesgosamente en las partes altas.
- ◆ Verificar anticipadamente por medio de pruebas y Auditorías que la integridad mecánica-eléctrica de las instalaciones está en óptimas condiciones (diseño, construcción y mantenimiento):
 - > Especificaciones de tubería (válvulas, conexiones, accesorios, etc.) y prácticas internacionales de ingeniería.
 - > Detectores de mezclas explosivas, calor y humo con alarmas audibles y visuales.
 - > Válvulas de operación remota para aislar grandes inventarios, entradas, salidas, etc., en prevención a posibles fugas, con actuadores local y remoto en un refugio confiable.
 - > Redes de agua contra incendio permanentemente presionadas, con sistemas disponibles de aspersión, hidrantes y monitores, con revisiones y pruebas frecuentes.
 - > Extintores portátiles.

El personal de operación, mantenimiento, seguridad y contra incendio deberá estar capacitado, adiestrado y equipado para cuidar, manejar, reparar, y atacar incendios o emergencias, que deberá demostrarse a través de simulacros operacionales (falla eléctrica, falla de aire de instrumentos, falla de agua de enfriamiento, rotura de ducto de transporte, etc.) y contra incendio.

Peligro de Incendio y Explosión: El gas natural y las mezclas de éste con el aire ascenderán rápidamente a las capas superiores de la atmósfera; en ciertas concentraciones son explosivas. En una casa, habitación, o techumbre industrial, una fuga de gas natural asciende hacia el techo, y si ésta no tiene salida por la parte más alta, se quedará atrapada como se muestra en los dibujos (abajo), parte del gas sale por las ventanas y puertas hacia la atmósfera exterior, y otra parte se queda "atrapada" en la parte inferior del techo y en el momento en que se

produzca alguna chispa (al energizar algún extractor, ventilador o el alumbrado) se producirá una violenta explosión.



7. PRECAUCIONES PARA MANEJO Y ALMACENAMIENTO

Todo sistema donde se maneje gas natural debe construirse y mantenerse de acuerdo a especificaciones que aseguren la integridad mecánica y protección de daños físicos. En caso de fugas en un lugar confinado, el riesgo de incendio o explosión es muy alto.

Precauciones en el Manejo: Evite respirar altas concentraciones de gas natural. Procure la máxima ventilación para mantener las concentraciones de exposición por debajo de los límites recomendados. Nunca busque fugas con flama o cerillos. Utilice agua jabonosa o un detector electrónico de fugas.

8. CONTROLES PARA EXPOSICIÓN Y PROTECCIÓN PERSONAL

Controles de Ingeniería: Utilice sistemas de ventilación natural en áreas confinadas, donde existan posibilidades de que se acumulen mezclas inflamables. Observe las normas eléctricas aplicables para este tipo de instalaciones (NFPA-70, "Código Eléctrico Nacional").

Equipo de Protección Personal: Es obligatorio el uso del uniforme de trabajo durante toda la jornada:

- Casco; para la protección de la cabeza contra impactos, penetración, shock eléctrico y quemaduras.
- Lentes de seguridad; para protección frontal, lateral y superior de los ojos.
- Ropa de trabajo: Camisola manga larga y pantalón o coverall de algodón 100 % y guantes de cuero.
- Botas industriales de cuero con casquillo de protección y suela anti-derrapante a prueba de aceite y químicos.

Evite el contacto de la piel con metano en fase líquida ya que se provocarán quemaduras por congelamiento.

Protección Respiratoria: Utilizar líneas de aire comprimido con mascarilla, o aparatos auto contenidos para respiración (SCBA) ya que una mezcla aire + metano es deficiente en oxígeno y asfixiante para respirarlo. La mezcla puede ser explosiva, requiriéndose aquí, precauciones extremas, ya que al encontrar una fuente de ignición, explotará.

9. PROPIEDADES FISICAS / QUIMICAS	
Fórmula Molecular	Mezcla (CH ₄ +C ₂ H ₆ +C ₃ H ₈)
Peso Molecular	18.2
Temperatura de Ebullición @ 1 atmósfera	- 160.0 °C
Temperatura de Fusión	- 182.0 °C
Densidad de los Vapores (Aire = 1) @ 15.5 °C	0.61 (Más ligero que el aire)
Densidad del Líquido (Agua = 1) @ 0°/4 °C	0.554
Relación de Expansión	1 litro de líquido se convierte en 600 litros de gas
Solubilidad en Agua @ 20 °C	Ligeramente soluble (de 0.1 @ 1.0%)
Apariencia y Color	Gas incoloro, insípido y con ligero olor a huevos podridos (por la adición de mercaptanos para detectar su presencia en caso de fugas de acuerdo a Norma Pemex No 07.3.13)

10. ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD.

Estabilidad Química: Estable en condiciones normales de almacenamiento y manejo. *Condiciones a Evitar:* Manténgalo alejado de fuentes de ignición y calor intenso ya que tiene un gran potencial de inflamabilidad, así como de oxidantes fuertes con los cuales reacciona violentamente (pentafluoruro de bromo, trifluoruro de cloro, cloro, flúor, heptafluoruro de yodo, tetrafluoroborato de dioxigenil, oxígeno líquido, ClO₂, NF₃, OF₂). *Productos Peligrosos de Descomposición:* Los gases o humos que produce su combustión son: bióxido de carbono y monóxido de carbono (gas tóxico). *Peligros de Polimerización:* No polimeriza.

11. INFORMACIÓN ECOLÓGICA

El gas natural es un combustible limpio, los gases producto de la combustión, tienen escasos efectos adversos en la atmósfera. Sin embargo, las fugas de metano están consideradas dentro del grupo de Gases de Efecto Invernadero, causantes del fenómeno de calentamiento global de la atmósfera (con un potencial 21 veces mayor que el CO₂). El gas natural no contiene ingredientes que destruyen la capa de ozono. Su combustión es más eficiente y limpia por lo que se considera un combustible ecológico que responde satisfactoriamente a los requerimientos del INE, SEMARNAP y la Secretaría de Energía, así como a la normatividad que entró en vigor a partir de 1998.

Las instalaciones, equipos, tuberías y accesorios (mangueras, válvulas, conexiones, etc.) utilizados para el almacenamiento, manejo y transporte de gas natural deben diseñarse, fabricarse y construirse de acuerdo a las normas aplicables y mantenerse herméticos para evitar fugas.

El suministro de gas natural, para quemarse en las fuentes fijas, se hace a través de ductos subterráneos de transporte y distribución. Se suministra en diferentes rangos de presión (de 4 a 32 kgf/cm²) y temperatura (de 8 a 38 °C) a la industria y a las redes de distribución comercial y doméstica.

Bibliografía

1. Amin, Jackson A. "The Cryocell: An Advanced Gas-Sweetening Technology"; Core Labs; IPTC (Conferencia Internacional de Tecnología Petrolera); Qatar, noviembre 2005.
2. Annual Statistical Bulletin OPEP; 2007.
3. B.C. Price, ARCO Exploration & Technology Co; "Sour Gas Processing for Gas Sales and LNG Production"; SPE 14057.
4. Benedict, M., et. al, "An Empirical Equation for Thermodynamic Properties of Light Hydrocarbons and Their Mixtures". J. Chem. Phys. Vol. 8. 1940.
5. Benson Dan, Robins Lee; "Nonintrusive Pipeline-Inspection Techniques for Accurate Measurement of Hydrates and Waxes Within Operational Pipelines"; SPE 108361; 2007 SPE.
6. British Petroleum; "Statistical Review of World Energy 2008", www.bp.com.
7. Caballero, Margarita, Lozano Socorro, Beatriz O. "Efecto invernal, calentamiento global y cambio climático: una perspectiva desde las ciencias de la tierra". Revista Digital Universitaria, Vol. 8, No. 10. (2007) <<http://www.revista.unam.mx/vol.8/num10/art78/int78.htm>>ISSN: 1607-6079.
8. Campbell, John, N. Maddox; "Gas Conditioning and Processing"; Campbell Petroleum Series; 1974.
9. Canell, M., et. al.; "El calentamiento Global y la Industria de la Exploración y Producción"; Schlumberger Oilfield Review, Vol 13, No. 3.(2001/2002).
10. Carr, N.L., et. al.: "Viscosity of Hydrocarbon Gases Under Pressure", J.P.T., October, 1954.
11. Cole et al.: "Process for liquefying natural gas stream containing at least one freezable component." USA Patent.
12. Comisión Reguladora de Energía; Comité Consultivo Nacional de Normalización de Gas Natural y de Gas Licuado de Petróleo por Medio de Ductos, 2007.
13. Complejo Procesador de Gas, Poza Rica, Ver., 2007.
14. Cook, H.L. and Dotterweich, F.H.: "Report on the Calibration of Positive Flow Beans". Department of Engineering, Texas College of Arts and Industries, 1946.
15. Cullender, M.H. and Smith, RV.: "Practical Solution of Gas Flow Equations for Wells and Pipelines with Large Temperature Gradients"
16. Dale, B.H.: "Gas Production Operation", 1984.
17. Darcy, M.H.: "Reserches Exprimmentales Relatives au Mouvement de P' eau les Tuyeaux", Paris, 1857.
18. Deutsch Irving; "The gas technology Book for engineers and attorneys"; Ed, Blume; Barcelona, 1972, p.49-63.
19. Dreyfus, D. y Ashby, A. "Global Natural Gas Resources", Energy, vol.14, No. 12, 1989.
20. E.N Tiratsoo, "Natural gas"; Gulf publishing company; 3a ed.; Houston; 1979, p. 1-29 R.

-
21. Energy Information Administration/International Energy Outlook 2007. P. 39-47.
 22. Erhlich Desa, et. al.; Centre for Gas Hydrate Research at Heriot-Watt University, 2003
 23. F. Lallemand, F. Lecomte; C. Streicher; "Highly Sour Processing: H₂S Bulk Removal With the Sorex Process"; IPTC 10581; Qatar, Noviembre 2005.
 24. G.P.A. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L
 25. Garaicochea, P.F., et. al, "Transporte de Hidrocarburos por Ductos", Colegio de Ingenieros Petroleros de México, A.C., 1991.
 26. Glosario de términos petroleros, SENER.
 27. Goar Gene; "Recuperación de azufre del gas natural amargo: planta Claus de tratamiento, diseño y operaciones.", SPE, 1974; 5199.
 28. Gómez Cabrera; "Apuntes de Conducción y Manejo de Hidrocarburos"; 2007.
 29. <http://www.unctad.org/infocomm/espagnol/gas/mercado.html>
 30. Huntington, R.L.: "Natural Gas and Natural Gasoline", McGraw-Hill Book Co., Inc. 1950, Cap. II.
 31. Ikoku, C.U.: "Natural Gas Production Engineering", John Wiley and Sons, NY, 1984.
 32. Jenkins G, Mitchell y Foland Ck; "The Greenhouse effect and Climate Change: A Review", Sociedad Real (1999); 9-10
 33. Katz, D.L et, al: "Handbook of Natural Gas Engineering". McGraw-Hill Book Co., Inc., 1959.
 34. Katz, D.L.: "Prediction of the Shrinkage of Crude Oils", Drilling and Prod. Prac. API. 1942.
 35. Katz, Donald; "Prediction of Conditions for Hydrate Formation in Natural Gases"; 1944; AIME.
 36. Kennet Wark, Donald E.R., "Termodinámica", Sexta Edición, Mc Graw Hill, 200
 37. Lee, A.L., et. al.: "The Viscosity of Natural Gases", Trans. AIME (1942) 197.
 38. Lozano, V.E., "Apuntes de Medición y Transporte de Hidrocarburos", UNAM, 1990.
 39. Lyons William C.; "Standar Handbook of Petroleum and Natural Gas Engineering"; vol. 2; 1996, Houston TX.; p. 264,
 40. M. Pandey; "Process Optimization in Gas Sweetening Unit"; SPE, Oil and Natural Gas Corp.; 2005, International Petroleum Technology Conference. Fuente: G.P.A. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L
 41. M.J. Economides; "Natural Gas: The Revolution is coming"; SPE; 2005.
 42. Makogon, Yuri; "Hydrates of Hydrocarbons"; Academia Rusa de ciencias; Ed. PennWell Books; 1997; p. 7-10,21, 198-205, 147, 343, 384-385.
 43. Manual de seguridad y manejo del ácido sulfhídrico; Vallen basado en la Administración de Seguridad Ocupacional y Salud (OSHA).
 44. McCain, William; "The Properties of Petroleum Fluids"; Ed. PennWell; 2a ed.; 1990.
-

-
45. Mendez, G. "Procedimientos para evitar la Formación de Hidratos"; Subdirección de Tecnología de Explotación del IMP; Revista del Instituto Mexicano del Petróleo; Abril, 1969.
 46. Mora Cartaya L., García Padrón A. "Moderna tecnología del Petróleo"; Ed. Reverté; Institute Of Petroleum; Buenos Aires, 1963; p. 382-385.
 47. Newman A. Stephen; "Acid and sour gas treating processes"; Gulf Publishing Company; Houston Texas; 1985; p. 112-129; 342-350, 354-356; 370-377; 542-581
 48. Ochoa, C.G.: "Procedimientos Automáticos para Seleccionar Estranguladores en Pozos de Aceite", Tesis UNAM, 1984.
 49. Oil & Gas Journal; "Worldwide Look at Reserves and Production", Vol. No. 47; diciembre 2006; p. 22-23.
 50. Peffer, J.W.; Miller, M.A. and Hill, A.D.: "An Improved Method for Calculating Bottomhole Pressures in Flowing Gas Wells With Liquid Present", S.P.E. November 1988.
 51. PEMEX; "Las Reservas de hidrocarburos en México"; 2008.
 52. PEMEX; "Anuario Estadístico 2008"; 2008.
 53. Petroleum Intelligence Weekly (PIW); Diciembre de 2007.
 54. Procesamiento, almacenamiento y transporte de gas, SENER, 2008, México.
 55. R.N Madox; "Gas and Liquid sweetening"; Campbell Petroleum Series; 2a ed.; abril 1985; p. 44-53.
 56. Repsol YPF; "Introducción al tratamiento de gas natural"; Presentación ejecutiva; 2007.
 57. Reynolds, W.C. y Perkins, C.H.: "Ingeniería Termodinámica", McGraw-Hill, 1980.
 58. S. Rojas, PEMEX E&P, L. Saputelli, SPE, Halliburton and U. of Houston, M. Economides, SPE, U. of Houston "Mexico's influence in the World's Oil and gas Supply and Demand"; 2005; SPE.
 59. SENER; "Prospectiva del Mercado de Gas Natural 2008-2017"; México, 2008.
 60. Sistema de Información Energética, SENER. 2007. www.sener.gob.mx
 61. Smith, R.V; "Practical Natural Gas Engineering"; Ed. PennWell Books; 2a ed.; Tulsa 1990; p. 112-118,132
 62. Standing, M.B. y Katz, D.L: "Density of Natural Gases", Trans. AIME (1942) 140-149.
 63. Turner, R.G.; Hubbard, M.G. and Dukler, A.E.: "Analysis and Prediction of Minimum Flow Rate for the Continues Remoral of Liquids From Gas Well". J.P.T., November, 1969.
 64. UOP's Gas Processing Business, 2000.
 65. Verdejo Fierro J. , Peregrino Martínez, Rodríguez Cruz A.; "Processing Schemes of Wet Sour Gas and Sweet Dry Gas in Oil Production Facilities of Mexico"; PEMEX E&P. SPE 74385; 2002.
-

66. W.A. Kamal; "Global Warming and the emerging importance of natural gas"; SPE 26175; 1993.
 67. Wichert, E. y Aziz, K.: "Calculate Z's for Sour Gases", Hydrocarbon Processing, May, 1972.
 68. World Coal Insitute. EIA, 2004.
 69. www.eia.doe.gov/emeu/international/gasconsumption.html
 70. www.gas.pemex.com
 71. www.quiminet.com
 72. www.semarnat.gob.mx
 73. Jenkins G, Mitchell y Foland Ck; "The Greenhouse effect and Climate Change: A Review", Sociedad Real (1999); 9-10.
 74. Zain, M; Yang, J; "Hydrate Monitoring and Warning System: A New Approach for Reducing Gas Hydrate"; SPE 94340; 2005.
-